



COMMISSION EUROPÉENNE

PROJET DE TRADUCTION

Prévention et réduction intégrées de la pollution

Document de référence sur
les meilleures techniques disponibles pour les

raffineries de pétrole et de gaz

(février 2003)

Seule la version adoptée par la
Commission en anglais fait foi

RÉSUMÉ

Le BREF (document de référence sur les meilleures techniques disponibles) concernant les raffineries de pétrole et de gaz reflète un échange d'informations réalisé en application de l'article 16, paragraphe 2 de la directive 96/61/CE du Conseil. Le présent résumé (à lire en relation avec les explications sur les objectifs et la terminologie données dans la préface) décrit les principaux résultats et conclusions concernant les MTD, ainsi que les niveaux d'émission y afférents. Il s'agit d'un document autonome, mais par nature moins détaillé que le texte intégral du BREF. Il ne remplace donc pas ce texte intégral dans sa fonction d'aide à la décision en matière de MTD. L'échange d'informations a eu lieu entre une quarantaine de personnes. Les compagnies pétrolières étant le plus souvent des multinationales, des ressortissants d'États tiers ont également participé à l'échange d'informations.

Portée

La portée du présent BREF pour le secteur du raffinage du pétrole et du gaz est fondée sur la section 2.1 de l'annexe I de la directive 96/61/CE, dite IPPC, à laquelle elle emprunte également son titre. Le présent document concerna à la fois les raffineries de pétrole et les usines de traitement du gaz naturel. Les activités connexes telles que la prospection, la production, le transport ou la commercialisation des produits ne sont pas visées ici. Tous les types de raffineries de pétrole, quelle que soit la capacité et les types de procédés mis en œuvre, sont couverts. Certaines activités ne sont pas couvertes parce qu'elles le sont par d'autres BREF (par ex. la production d'oléfines inférieures et de solvants, la production d'électricité à partir du gaz naturel). D'autres activités ne sont pas entièrement couvertes par le présent document parce qu'elles sont partiellement couvertes par d'autres BREF, (par ex. le froid industriel, le stockage, les eaux et gaz résiduels). Il convient donc de prendre en considération d'autres BREF aux fins de l'autorisation IPPC pour un site donné. La dépollution des sols n'est pas incluse dans le BREF car il ne s'agit pas d'une technique de prévention ni de réduction de la pollution.

L'industrie européenne du raffinage

L'industrie du raffinage du pétrole et du gaz est un secteur important et stratégique. Les raffineries de pétrole couvrent à elles seules 42% des besoins énergétiques de l'UE, et 95% des carburants requis pour le transport. On compte une centaine de raffineries dans l'UE, en Suisse et en Norvège, qui traitent un total de 700 millions de tonnes par an. Ces installations sont bien réparties sur tout le territoire européen, en général à proximité des côtes. On estime que ce secteur emploie directement 55 000 personnes, auxquelles s'ajoutent 35 000 emplois indirects. on dénombre également 4 usines on-shore de traitement du gaz naturel.

Les procédés de raffinage et les principales questions environnementales

Le présent document dresse un tableau de la situation technique et environnementale actuelle de ces deux secteurs industriels. Il contient une brève description technique des principaux processus/activités rencontrés dans ces secteurs, accompagnée des niveaux effectifs d'émission et de consommation relevés dans les installations européennes.

Les raffineries sont typiquement des grandes installations intégrées. Ce sont des sites industriels qui gèrent de gros volumes de matières premières et de produits, et ce sont également de gros consommateurs d'énergie et d'eau. Les raffineries sont la source, lors du stockage et de la mise en œuvre des procédés, d'émissions dans l'atmosphère, dans l'eau et dans le sol, dans des proportions telles que la gestion environnementale est devenu un aspect important de leur exploitation. Le type et l'ampleur des émissions des raffineries dans l'environnement sont généralement bien connus. Les oxydes de carbone, d'azote et de soufre ainsi que les particules (provenant essentiellement des processus de combustion) et les carbones organiques volatils sont les principaux polluants émanant des deux secteurs. L'eau est utilisée en quantités importantes dans une raffinerie, dans divers procédés, ainsi que pour le refroidissement. Cette eau est contaminée par les produits pétroliers, notamment les hydrocarbures, les sulfures, l'ammoniac et certains métaux. Compte tenu des énormes quantités de matières premières qu'elles traitent, la production de déchets des raffineries reste modeste. Actuellement, les déchets des raffineries se composent surtout de boues, de déchets non spécifiques (ménagers, de construction, etc.) et de produits chimiques usés (acides, amines, catalyseurs).

Les émissions dans l'air sont les principaux polluants issus des raffineries de pétrole, et dans une mesure nettement moindre, des usines de traitement du gaz naturel (nombre de points d'émissions, tonnes émises, nombre de MTD développées). Pour chaque million de tonnes de pétrole brut traité (les capacités de raffinage des installations européennes varient de 0,5 à plus de 20 millions de tonnes), les raffineries émettent de 20 000 à 82 000 tonnes de dioxyde de carbone, 60 à 700 tonnes d'oxydes d'azote, 10 à 300 tonnes de particules, 30 à 60 000 tonnes d'oxydes de soufre et 50 à 6000 tonnes de composés organiques volatils. Elles génèrent en outre, pour chaque million de tonne de pétrole brut raffiné, entre 0,1 et 5 millions de tonnes d'eaux usées et entre 10 et 2000 tonnes de déchets solides. Ces écarts importants dans les émissions des raffineries européennes peuvent s'expliquer en partie par des différences dans le degré d'intégration et le type des raffineries (du plus simple au plus complexe). Toutefois les principales différences tiennent surtout aux législations environnementales en vigueur en Europe. Les principales émissions issues des usines de traitement du gaz sont le CO₂, les NO_x et les COV. Les eaux usées et les déchets sont en général en volume moindre par rapport aux raffineries de pétrole.

Étant donné les progrès accomplis par les raffineries dans la réduction des émissions de soufre, l'attention s'est davantage tournée vers les COV (y compris les odeurs), les particules (taille et composition) et les NO_x, comme c'est d'ailleurs le cas dans le débat général en matière d'environnement. Lorsque le débat sur les émissions de dioxyde de carbone s'amplifiera, les raffineries seront également très concernées. Les techniques d'épuration des eaux usées mises en œuvre par les raffineries sont parfaitement au point, et l'accent s'est déplacé sur la prévention et la réduction. La réduction de la consommation d'eau et/ou de la concentration des polluants dans l'eau peut contribuer à réduire les émissions finales de polluants.

Techniques à prendre en compte pour déterminer les MTD

Près de 600 techniques ont été examinées aux fins de la détermination des MTD. Ces techniques ont été analysées selon une démarche cohérente. Cette analyse fait l'objet pour chaque technique d'un rapport contenant une brève description, les bénéfices environnementaux, les incidences croisées sur l'environnement, les données opérationnelles, l'applicabilité et les aspects économiques. Dans certains cas, on a examiné l'ampleur de la mise en œuvre, et le nombre d'installations utilisant la technique en cause est indiqué. La description des techniques se termine par des références bibliographiques à l'appui des données du chapitre 4. Ces techniques sont réparties en 25 sections, comme indiqué au tableau suivant.

Section	Activité/procédé	Domaines d'application des techniques				TOTAL
		production et prévention	gaz et gaz usés	eaux usées	déchets solides	
2	Alkylation	3	0	0	0	3
3	Production d'huile de base	14	4	2	1	21
4	Production de bitume	2	5	1	2	10
5	Craquage catalytique	17	13	2	5	37
6	Reformage catalytique	3	3	0	0	6
7	Procédés de cokéfaction	9	19	8	3	39
8	Refroidissement	3	-	-	-	3
9	Dessalage	13	0	4	1	18
10	Système énergétique	56	22	2	0	80
11	Éthérification	1	0	1	1	3
12	Processus de séparation des gaz	3	2	0	0	5
13	Processus consommant de l'hydrogène	8	0	0	2	10
14	Production d'hydrogène	6	0	0	0	6
15	Gestion intégrée des raffineries	33	0	24	6	63
16	Isomérisation	3	0	0	0	3
17	Usines à gaz naturel	0	12	5	3	20
18	Polymérisation	1	0	0	2	3
19	Unités de distillation primaire	3	2	3	3	11
20	Traitement des produits	5	2	4	0	11
21	Stockage et manutention des matières de raffinerie	21	19	2	12	54
22	Viscoréduction	3	1	1	1	6
23	Traitements des gaz usés	-	76	-	1	77
24	Traitements des eaux usées	-	-	41	-	41
25	Gestion des déchets	-	-	-	58	58
	TOTAL	207	180	100	101	588

Comme on le voit dans ce tableau, 35% des techniques figurant dans le chapitre 4 concernent la production et la prévention de la contamination, 31% concernent la réduction de la pollution de l'eau et 17% la réduction de la pollution de l'eau, la réduction des déchets ou la prévention de la pollution du sol. Il ressort encore une fois de ces chiffres que les émissions atmosphériques sont le problème environnemental majeur du raffinage.

Meilleures techniques disponibles pour les raffineries de pétrole et de gaz

Les conclusions concernant les meilleures techniques disponibles pour les deux secteurs forment la partie essentielle du présent document; elles figurent au chapitre 5. Elles sont accompagnées dans la mesure du possible des données relatives aux niveaux associés d'émission, de consommation et d'efficacité. Là encore, ce chapitre fait apparaître que les émissions à l'atmosphère sont le problème d'environnement majeur des raffineries. Plus de 200 MTD sont indiquées au chapitre 5, couvrant tous les problèmes environnementaux rencontrés dans les raffineries. En raison de la complexité de ce secteur, des différentes matières premières utilisées, du grand nombre de problèmes multimiliés et des différentes perceptions environnementales, il n'a pas été facile de définir le plan de ce chapitre. Ainsi par exemple, il n'est pas établi de priorités entre les objectifs environnementaux ni entre les étapes pour les atteindre, du fait des vues divergentes sur ces questions au sein du groupe de travail technique et des possibilités variables selon le site pour atteindre un même objectif environnemental.

La présente section du résumé met en lumière les problèmes environnementaux les plus importants et les principaux résultats décrits au chapitre 5. Au cours de l'examen des informations échangées par le groupe de travail technique, de nombreuses questions ont été soulevées et discutées, dont seulement une partie est évoquée ici.

Approche des MTD par unité et approche générique

Une des principales controverses apparue au cours de la préparation du BREF a été, du fait de son importance pour les conclusions du chapitre 5, la question de l'intégration des processus au sein de la raffinerie dans son ensemble, notamment sur la base de l'approche globale (bubble approach), par opposition à une approche intégrée multimilieux pour chaque processus unitaire, appelée approche unitaire. On a notamment conclu qu'il convient de tenir compte dans la procédure d'autorisation des mérites respectifs de ces deux approches, qui peuvent se compléter plutôt que s'exclure. C'est pourquoi le chapitre 5 a été divisé en deux sections (générique et par processus). Ainsi, les MTD pour une raffinerie donnée sont une combinaison d'éléments non spécifiques à un processus, applicables à toutes les raffineries (MTD générique) et de MTD particulières applicables dans ce cas précis.

Application des permis IPPC fondés sur les MTD

Étant donné qu'il est peu probable que des raffineries entièrement nouvelles soient construites en Europe, l'application du concept de MTD concerne essentiellement le cas de l'autorisation de nouvelles unités dans des raffineries existantes, ou de la mise à jour et du renouvellement de permis pour des installations existantes. L'application de certains concepts ou méthodes liés aux MTD peut s'avérer particulièrement difficile dans ces raffineries existantes, du fait de la complexité du secteur du raffinage, de sa diversité, de son haut degré d'intégration des processus ou de sa haute technicité.

Les niveaux de consommation ou d'émission "associés aux meilleures techniques disponibles" sont présentés le cas échéant dans le chapitre consacré aux MTD. Les BREF ne fixent pas de normes juridiquement contraignantes, mais donnent des informations à l'intention des entreprises, des États membres et du public sur les niveaux d'émission et de consommation qu'il est possible d'atteindre en utilisant certaines techniques. Ces niveaux ne constituent pas des valeurs limites d'émission ou de consommation et ne doivent pas être appréhendés comme tels. Les valeurs limites appropriées pour chaque cas particulier devront être déterminées en tenant compte des objectifs de la directive IPPC et de considérations locales.

Il a été admis que la mise en œuvre des MTD doit être appréhendée au cas par cas dans chaque raffinerie, et que des solutions multiples sont possibles. C'est pourquoi les techniques de prévention ou de réduction constituent un groupe particulier de possibilités au sein des MTD.

Parmi les nombreuses questions environnementales abordées dans le BREF, les cinq suivantes sont probablement les plus importantes:

- accroître l'efficacité énergétique;
- réduire les émissions d'oxyde d'azote;
- réduire les émissions d'oxyde de soufre;
- réduire les émissions de composés organiques volatils;
- réduire la pollution de l'eau.

MTD pour une meilleure efficacité énergétique des raffineries

Il a été admis au cours de l'échange d'informations qu'une des plus importantes MTD concerne l'augmentation de l'efficacité énergétique, dont le principal bénéfice sera une diminution de toutes les émissions polluantes dans l'air. On a déterminé les techniques permettant d'accroître l'efficacité énergétique des raffineries (~32) et des données accompagnent leur description, mais il n'a pas été possible, par aucune des méthodes existantes, de quantifier ce qui constitue une raffinerie efficace en termes d'énergie. Seuls quelques chiffres sur l'indice de Solomon sont disponibles. Il est admis, dans le chapitre consacré aux MTD, qu'une augmentation de l'efficacité énergétique doit être recherchée sur deux fronts: accroître le rendement énergétique des différents procédés/activités et améliorer l'intégration énergétique de l'ensemble de la raffinerie.

MTD pour la réduction des émissions d'oxyde d'azote

Les émissions de NO_x des raffineries constituent également un problème qu'il convient d'analyser de deux points de vue; la raffinerie dans son ensemble et les activités/processus

spécifiques, notamment le système énergétique (calorifères, chaudières, turbines à gaz) et les régénérateurs des craqueurs catalytiques, car ce sont les deux sources principales de ce type d'émissions. Le groupe de travail a donc essayé de parvenir à un consensus, tant par l'utilisation du concept de "bulle" que par l'examen des différents processus émetteurs de NO_x . Le groupe de travail n'est pas parvenu à déterminer une gamme unique d'émissions associées à l'application des MTD dans la "bulle". Cinq gammes différentes de valeurs ont été données par le groupe de travail technique pour l'approche globale (bulle) de la concentration (trois fondées sur des scénarios différents de mise en œuvre des MTD) et deux pour l'approche globale de la charge (une fondée sur un scénario de mise en œuvre des MTD). Les MTD concernant les émissions de NO_x (~17) sont en général accompagnées de valeurs d'émissions associées.

MTD pour la réduction des émissions d'oxyde de soufre

Le troisième domaine qu'il convient d'examiner de ces deux points de vue concerne les émissions de SO_x , qui proviennent essentiellement du système énergétique (du fait de combustibles contenant des composés soufrés), des régénérateurs de craqueur catalytique, de la production de bitume, des processus de cokéfaction, du traitement de l'amine, des unités de récupération du soufre et des torchères. Une difficulté supplémentaire tient au fait que le soufre est présent dans des produits fabriqués par la raffinerie. Le bilan du soufre figure donc parmi les éléments à inclure dans le système de gestion environnementale. Le groupe de travail technique s'est donc efforcé de parvenir à un consensus à l'aide du concept d'enveloppe globale (bulle) et en examinant chaque processus émetteur de SO_x . Le groupe de travail technique n'a pas été en mesure de déterminer une gamme unique d'émissions associées à la mise en œuvre des MTD dans le cadre d'une "bulle". Cinq gammes différentes de valeurs sont indiquées pour l'approche globale de la concentration (trois fondées sur des scénarios différents de mise en œuvre des MTD) et deux pour l'approche globale de la charge (une fondée sur un scénario de mise en œuvre des MTD). Les MTD concernant les émissions de SO_x (~38) sont en général accompagnées de valeurs d'émissions associées.

La Commission a pris note des vues divergentes du groupe de travail technique concernant les niveaux moyens d'émissions de dioxyde de soufre lors de la combustion de combustibles liquides associés à l'utilisation des MTD. La Commission note également que la directive 1999/32/CE relative à la teneur en soufre de certains combustibles liquides prescrit une valeur limite d'émission de 1700 mg/Nm³, ce qui équivaut à 1% de soufre dans le fuel lourd, comme valeur moyenne mensuelle sur l'ensemble des raffineries à compter du 1er janvier 2003. En outre, la directive 2001/80/CE, plus récemment adoptée, sur les grandes installations de combustion prévoit des valeurs limites d'émission de 200 à 1700 mg/Nm³ en fonction des caractéristiques des installations concernées.

Dans cette perspective, la Commission considère qu'une gamme de 50 à 850 mg/Nm³ pour les niveaux moyens d'émission de dioxyde de soufre avec des combustibles liquides correspond aux MTD. Dans de nombreux cas, atteindre le bas de cette gamme entraînerait de coûts et d'autres incidences environnementales qui dépassent les bénéfices environnementaux de la réduction des émissions de dioxyde de soufre (référence dans la section 4.10.2.3). Une incitation vers le bas de la gamme pourrait être le plafond national d'émissions de dioxyde de soufre prévu dans la directive 2001/81/CE fixant des plafonds d'émission nationaux pour certains polluants atmosphériques, ou le fait que l'installation se situe dans une zone sensible en ce qui concerne le soufre.

MTD pour la réduction des émissions de COV

Les émissions de COV provenant des raffineries sont considérées comme un problème global non lié à tel ou tel processus et/ou activité, car les émissions de COV sont fugaces, le point d'émission est indéterminé. Toutefois, les processus et/ou activités à fort potentiel d'émissions de COV sont indiqués dans les MTD spécifiques. Du fait de la difficulté de déterminer les points d'émission, le groupe de travail technique a conclu qu'il importait d'établir une MTD en ce qui concerne les émissions de COV. Une méthode est mentionnée au chapitre 5 à titre d'exemple. La mise en œuvre d'un programme LDAR (détection et réparation des fuites) ou d'un équivalent est également considérée très importante. Le groupe de travail technique n'a pas été

en mesure de déterminer une gamme d'émissions associées à l'application des MTD, principalement en raison de l'insuffisance des données disponibles. De nombreuses (~19) MTD ont été identifiées en relation avec les COV.

MTD pour la réduction de la pollution de l'eau

Comme indiqué à plusieurs reprises dans le présent document, les émissions dans l'air constituent le principal problème environnemental dans une raffinerie. Néanmoins, les raffineries étant de grandes consommatrices d'eau, elles produisent également de grandes quantités d'eaux usées polluées. Les MTD (~37) pour l'eau se situent à deux niveaux. Le premier concerne la gestion de l'eau et des eaux usées dans l'ensemble de la raffinerie, et l'autre a trait à des actions spécifiques visant à réduire la contamination des eaux usées et la consommation d'eau. Des valeurs repères sont indiquées au chapitre 5 en ce qui concerne la consommation d'eau douce et les volumes d'effluents, ainsi que des paramètres pour l'eau à la sortie du traitement des eaux résiduaires. Le chapitre 5 contient également de nombreuses (~21) MTD concernant la possibilité de recycler les eaux usées d'un processus dans un autre processus.

Techniques à venir

Ce court chapitre porte sur les techniques qui n'ont pas encore fait l'objet d'applications commerciales et sont encore au stade de la recherche ou du développement. Ces techniques sont mentionnées en raison des conséquences qu'elles pourraient avoir dans le secteur du raffinage, afin de sensibiliser à leur égard en vue d'une éventuelle révision du document.

Conclusions

La situation environnementale des raffineries européennes variant considérablement d'un État membre à l'autre, le point de départ est dans chaque cas différent. Les perceptions et les priorités en matière d'environnement ne sont pas non plus les mêmes d'un pays à l'autre.

Niveau de consensus

Le secteur du raffinage est vaste et complexe; il s'étend dans tous les États membres sauf le Luxembourg. Sa taille et sa complexité se reflètent dans le nombre de processus et/ou d'activités abordés dans le BREF, ainsi que dans le nombre de MTD (plus de 200) qu'il contient. Le fait que l'on soit parvenu à un accord sur toutes ces MTD sauf 27 donne une idée de l'adhésion des membres du groupe de travail technique aux conclusions formulées. Les vues partagées concernant ces 27 MTD peuvent être résumées et classées selon les trois axes suivants:

-
- une concerne l'introduction générale du chapitre 5;
 - onze concernent les MTD génériques;
 - quinze concernent les MTD spécifiques.
-
- dix-neuf concernent les chiffres des gammes indiquées au chapitre 5, et représentent deux opinions: la première est que les techniques de réduction des émissions sont presque toujours applicables dans tous les cas, et la seconde est que ces techniques ne sont presque jamais applicables;
 - quatre concernent la structure des parties du chapitre 5 consacrées aux émissions de SO_x et de NO_x et reposent sur la notion d'enveloppe globale (bulle);
 - deux concernent le tableau des émissions dans l'eau; l'une a trait à la période moyenne indiquée dans la colonne de la concentration, et l'autre sur la façon d'exprimer la teneur en métaux;
 - une concerne l'introduction du chapitre 5, et plus précisément la méthode de sélection de la valeur supérieure des gammes indiquées;
 - une seule concerne à proprement parler une technique, à savoir la production d'huile de base.
-

-
- neuf concernent le tableau des émissions dans l'eau;
 - huit concernent les émissions de SO_x;
 - huit concernent les émissions de NO_x;
 - deux concernent les émissions de particules.
-

Recommandations pour les travaux futurs

En vue des futures révisions du BREF, il convient que tous les membres du groupe de travail technique et les parties intéressées continuent à collecter des données sur les niveaux d'émissions et de consommation ainsi que sur les performances des techniques à examiner en vue de la détermination des MTD. Il faut également recueillir des données sur les niveaux d'émission et de consommation qu'il est possible d'atteindre, et sur l'économie de tous les processus de production à analyser. Il importe aussi de continuer à collecter des informations sur l'efficacité énergétique. Outre ces domaines d'intérêt général, certaines techniques évoquées au chapitre 4 doivent être étayées par davantage d'informations. D'autres données complémentaires qui manquent actuellement dans le document concernent les caractéristiques des particules, le bruit et les odeurs. Il est également admis que d'autres organismes tels que les fournisseurs de technologies peuvent améliorer la présentation et la validation des données figurant dans le document.

Recommandations pour des travaux futurs de R & D

Le paragraphe précédent indique les nombreux domaines dignes d'attention dans le cadre de travaux futurs. Une bonne part de ces travaux consistent à recueillir des informations utiles à la révision du présent BREF. Les propositions de travaux futurs de R & D sont principalement axées sur les techniques indiquées dans le présent BREF, mais qui sont pour le moment trop coûteuses ou impossibles à mettre en œuvre dans le secteur.

La CE lance et soutient, dans le cadre de ses programmes de RDT, une série de projets concernant les technologies propres, les technologies nouvelles pour le traitement et le recyclage des effluents, et les stratégies de gestion. Ces projets représentent des contributions potentielles aux futures révisions du présent BREF. Les lecteurs sont donc invités à informer l'EIPPCB des éventuels résultats de recherche entrant dans le champ du présent document (voir également la préface du présent document).

PREFACE

1. Statut de ce document

Sauf mention contraire, les références à « la Directive » dans ce document font référence à la Directive du Conseil 96/61/CE sur la prévention et la réduction intégrées de la pollution. La Directive s'appliquant sans préjudice aux dispositions de la Communauté sur la santé et la sûreté sur le lieu de travail, il en est de même pour ce document.

Ce document fait partie d'une série présentant les résultats d'un échange d'informations entre les Etats membres de l'UE et les industries concernées par les meilleures techniques disponibles (MTD), le contrôle associé, et leurs développements. Il est publié par la Commission européenne conformément à l'Article 16(2) de la Directive, et doit donc être pris en compte comme stipulé dans l'Annexe IV de la Directive lors de la détermination des "meilleures techniques disponibles".

2. Obligations juridiques applicables de la Directive de l'IPPC et définition des MTD

Afin d'aider le lecteur à comprendre le contexte légal dans lequel s'inscrit ce document, quelques-unes des dispositions les plus pertinentes de la directive IPPC, y compris la définition du terme « meilleures techniques disponibles », sont décrites dans cette préface. Cette description est inévitablement incomplète et est donnée seulement à titre d'information. Elle ne présente aucune valeur légale et n'altère ni ne porte préjudice de quelque manière que ce soit aux dispositions réelles de la Directive.

L'objectif de la Directive est de réaliser la prévention et la réduction intégrées de la pollution provenant des activités listées dans son Annexe I, menant à un niveau important de protection de l'environnement dans son ensemble. La base légale de la Directive concerne la protection de l'environnement. Sa mise en œuvre devrait également tenir compte des autres objectifs de la Communauté, comme la compétitivité de l'industrie de la Communauté, contribuant de la sorte au développement durable.

Elle établit plus spécifiquement un système de délivrance de permis pour certaines catégories d'installations industrielles nécessitant à la fois des exploitants et des régulateurs d'avoir une vue d'ensemble intégrée du potentiel de pollution et de consommation d'une usine. Le but général d'une telle approche intégrée doit être d'améliorer la gestion et le contrôle des procédés industriels afin d'assurer un haut niveau de protection pour l'environnement dans son ensemble. Au cœur de cette approche se trouve le principe général fourni à l'Article 3 qui stipule que les exploitants devraient appliquer toutes les mesures de prévention appropriées contre la pollution, en particulier via l'application des meilleures techniques disponibles leur permettant d'améliorer leur performance environnementale.

Le terme de « meilleures techniques disponibles » est défini à l'Article 2(11) de la Directive comme « le niveau le plus efficace et avancé de développement des activités et leurs méthodes d'exploitation, qui indiquent l'adéquation pratique de techniques particulières pour fournir en principe la base pour des valeurs limites d'émission conçues pour empêcher et, lorsque cela n'est pas possible, pour réduire de manière générale les émissions et leur impact sur l'environnement dans son ensemble. » L'Article 2(11) continue en éclaircissant davantage cette définition de la manière suivante :

Le terme « techniques » inclue à la fois la technique utilisée et la manière dont l'installation a été conçue, construite, maintenue, exploitée et déclassée ;

Les techniques « disponibles » sont celles qui sont développées à une échelle qui permet leur mise en œuvre dans le secteur industriel adéquat, dans des conditions techniques et économiques viables, en prenant en compte les coûts et les avantages, que les techniques soient ou non utilisées et produites dans l'Etat membre en question, tant qu'elles sont raisonnablement accessibles pour l'exploitant ;

Le terme « meilleures » désigne les techniques les plus efficaces pour atteindre un haut niveau général de protection de l'environnement dans son ensemble.

De plus, l'Annexe IV de la Directive contient une liste de « considérations à prendre en compte de façon générale ou dans des cas spécifiques lors de la détermination des meilleures techniques disponibles, en gardant à l'esprit les coûts et bénéfices vraisemblables d'une mesure et des principes de précaution et de prévention ». Ces considérations incluent les informations publiées par la Commission conformément à l'Article 16(2).

Les autorités compétentes responsables de la délivrance des permis doivent prendre en compte les principes généraux stipulés dans l'Article 3 lors de la détermination des conditions d'obtention du permis. Ces conditions doivent inclure les valeurs limites d'émissions, suppléées ou remplacées lorsque cela est approprié par des paramètres équivalents ou des mesures techniques. Selon l'Article 9(4) de la Directive, ces valeurs limites d'émissions, ces paramètres équivalents et ces mesures techniques doivent, sans préjudice aux standards de qualité environnementaux, être basés sur les meilleures techniques disponibles, sans prescrire d'utilisation d'aucune technique ou technologie spécifique, mais en prenant en compte les caractéristiques techniques de l'installation concernée, sa position géographique et les conditions environnementales locales. En toutes circonstances, les conditions de délivrance du permis doivent inclure des dispositions sur la minimisation de la pollution à longue distance ou transfrontière et doivent assurer un haut niveau de protection de l'environnement dans son ensemble.

Les Etats membres ont l'obligation, comme stipulé dans l'Article 11 de la Directive, d'assurer que les autorités compétentes suivent les développements des meilleures techniques disponibles ou en sont informées.

3. Objet du document

L'Article 16(2) de la Directive requiert que la Commission organise « un échange d'informations entre les Etats membres et les industries concernées par les meilleures techniques disponibles, le contrôle associé et leurs développements », et qu'elle publie les résultats de l'échange.

L'objectif de l'échange d'informations est fourni dans la Clause 25 de la Directive, qui établit que « le développement et l'échange d'informations au niveau de la Communauté sur les meilleures techniques disponibles aideront à redresser les déséquilibres technologiques dans la Communauté, feront la promotion d'une dissémination mondiale des valeurs limites et des techniques utilisées dans la Communauté et aideront les Etats membres à mettre en œuvre cette Directive manière efficace ».

La Commission (la DG Environnement) a établi un forum d'échange d'informations (FEI) pour assister le travail conformément à l'Article 16(2) et un certain nombre de groupes de travail techniques ont été établis sous la tutelle du FEI. Le FEI et les groupes de travail techniques incluent chacun une représentation des Etats membres et de l'industrie comme requis par l'Article 16(2).

L'objectif de cette série de documents est de refléter précisément l'échange d'informations qui a eu lieu tel que l'exige l'Article 16(2) et de fournir des informations de référence pour permettre aux autorités de les prendre en compte lors de la détermination des conditions de délivrance du permis. En fournissant des informations adéquates concernant les meilleures techniques disponibles, ces documents devront agir comme des outils pour diriger la performance environnementale.

4. Sources d'informations

Ce document présente un résumé des informations collectées auprès d'un certain nombre de sources, incluant en particulier l'expertise de groupes établis pour assister la Commission dans son travail, et vérifiée par les services de la Commission. Toutes les contributions sont reconnues.

5. Compréhension et utilisation du présent document

Les informations fournies dans ce document sont destinées à être utilisées comme des suggestions pour la détermination des MTD dans des cas spécifiques. Lors de la détermination des MTD et de la mise en place des conditions de délivrance de permis sur la base des MTD, l'objectif global d'atteinte d'un haut niveau de protection de l'environnement dans son ensemble devrait toujours être pris en compte.

Ce document fournit des informations au sujet de deux secteurs industriels : les raffineries de pétrole et les installations au gaz naturel. Le reste de cette section décrit les types d'informations qui sont fournies dans chaque section du document.

Le document a été divisé en sept chapitres et compte également des annexes. Les **Chapitres 1 et 2** fournissent des informations générales sur le secteur de la raffinerie de pétrole et du gaz naturel et sur les procédés et les activités de production que l'on rencontre dans le secteur. Le **Chapitre 3** fournit des données et des informations sur les niveaux actuels d'émission et de consommation qui reflétaient la situation dans les installations existantes au moment de la rédaction. Le **Chapitre 4** décrit les techniques de prévention (y compris les techniques de production) et de contrôle jugées comme étant les plus pertinentes pour déterminer les MTD et les conditions de permis basées sur les MTD. Chaque technique présentée dans le

Chapitre 4 inclut des informations sur les niveaux de consommation et d'émission jugés atteignables en utilisant la technique, une idée des coûts et des questions croisées associées à la technique et la mesure dans laquelle la technique est applicable à la gamme d'installations nécessitant des permis IPPC, par exemple les installations récentes, existantes, de grande ou de petite dimension. Le **Chapitre 5** présente les techniques et les niveaux d'émission et de consommation qui sont jugées compatibles avec les MTD au sens général pour les raffineries de pétrole et les installations au gaz naturel dans leur ensemble. Le **Chapitre 6** décrit brièvement les techniques qui pourraient être appliquées à chacun des secteurs à l'avenir. Le **Chapitre 7** résume les conclusions et les recommandations du document. Afin d'aider le lecteur, un Glossaire a également été inclus. Les **Annexes**, qui complètent le document, contiennent un résumé de la législation applicable au secteur et résume le type de configurations de raffinerie et les descriptions des produits/intermédiaires de raffinerie produits dans les raffineries.

L'objet du Chapitre 5 consiste donc à fournir des indications générales sur les niveaux d'émission et de consommation pouvant servir de point de référence approprié pour aider à déterminer les conditions de permis basées sur les MTD ou pour la mise en place de règles obligatoires selon l'Article 9(8). Il est cependant nécessaire d'indiquer que ce document ne propose pas de valeurs de limite d'émission. La détermination des conditions de permis appropriées nécessitera de prendre en compte les facteurs locaux et propres au site comme les caractéristiques de l'installation concernée, sa situation géographique et les conditions environnementales locales. Dans le cas d'installations existantes, la viabilité économique et technique de leur modernisation doit également être prise en compte. Même le simple objectif consistant à assurer un niveau élevé de protection de l'environnement dans son ensemble impliquera souvent la réalisation d'une analyse des compromis entre les différents types d'impacts environnementaux, et ces analyses seront souvent influencées par des considérations locales. Bien qu'une tentative soit faite pour résoudre certaines des questions mentionnées ci-dessus, certaines ne peuvent pas être intégralement prises en compte dans ce document. Les techniques et les niveaux présentés dans le Chapitre 5 ne seront donc pas nécessairement appropriés à toutes les installations. D'un autre côté, l'obligation d'assurer un niveau élevé de protection environnementale, y compris la minimisation de la pollution de longue distance ou transfrontière, implique que les conditions de permis ne peuvent pas être déterminées sur la base de considérations purement locales. Par conséquent, il est de la plus haute importance que les informations contenues dans ce document soient totalement prises en compte par les autorités de permission.

6. Structure des chapitres

Les Chapitres 2,3, 4 et 6 ainsi que la Section 5.2 disposent d'une structure interne commune afin de faciliter la lecture et la compréhension de ce document. Chacun de ces chapitres a été structuré par type de procédé ou d'activité rencontré dans le secteur de la raffinerie et classé par ordre alphabétique afin d'en faciliter la recherche dans le document. Ces sections n'ont pas la prétention d'avoir une même importance du point de vue de l'impact environnemental. Certaines sont plus pertinentes que d'autres, mais cette structure est considérée comme un moyen clair et judicieux d'aborder l'évaluation des MTD dans ces secteurs industriels. De plus, il est peu probable qu'une nouvelle installation de raffinerie de pétrole soit construite en Europe, mais il est très probable que de nouveaux procédés soient mis en place dans les raffineries européennes existantes.

La première section de chacun de ces chapitres se consacre à la description générale de la question étudiée dans le chapitre dans les raffineries dans leur ensemble. Les 20 sections suivantes couvrent tous les procédés et toutes les activités de la raffinerie du pétrole et une section porte sur les installations au gaz naturel.

Etant donné que les meilleures techniques disponibles changent au cours du temps, ce document sera révisé et mis à jour lorsque cela sera nécessaire. Tous les commentaires et les suggestions devront être adressés au bureau européen de l'IPPC à l'Institut des études technologiques prospectives à l'adresse suivante :

Edificio Expo, c/Inca Garcilaso, s/n, E-41092 Séville, Espagne
 Téléphone : +34 95 4488 284 Fax : +34 95 4488 426
 e-mail : eippcb@jrc.es
 Internet : <http://eippcb.jrc.es>

SOMMAIRE

RÉSUMÉ.....	ERREUR ! SIGNET NON DEFINI.
PREFACE.....	IX
PORTÉE	XXIV
1 INFORMATIONS GENERALES	1
1.1 L'objet des raffineries	1
1.2 Le secteur de la raffinerie en Europe.....	1
1.3 Les raffineries européennes.....	6
1.3.1 Caractéristiques techniques des raffineries européennes.....	1
1.3.2 Emploi dans le secteur de la raffinerie en Europe	6
1.4 Principaux problèmes environnementaux du secteur du raffinage	7
1.4.1 Les émissions dans l'atmosphère	7
1.4.2 Emissions dans l'eau	9
1.4.3 Génération de déchets	10
1.4.4 Contamination du sol et des eaux souterraines.....	11
1.4.5 Autres problèmes environnementaux	12
2 PROCEDES ET TECHNIQUES APPLIQUES	1
2.1 Présentation générale des procédés de raffinerie.....	1
2.2 Alkylation.....	5
2.3 Production d'huile de base	7
2.4 Production de bitume	9
2.5 Craquage catalytique	11
2.6 Reformage catalytique.....	13
2.7 Procédés de cokéfaction	15
2.8 Systèmes de refroidissement	18
2.9 Dessalage.....	20
2.10 Système énergétique.....	21
2.11 Ethérification.....	28
2.12 Procédés de séparation des gaz.....	31
2.13 Procédés consommant de l'hydrogène	33
2.14 Production d'hydrogène	40
2.15 Gestion intégrée de raffinerie	43
2.16 Isomérisation	45
2.17 Usines à gaz naturel.....	47
2.18 Polymérisation.....	49
2.19 Unités de distillation principales	50
2.20 Traitements du produit	53
2.21 Stockage et manipulation des matières de raffinerie	55
2.22 Viscoréduction	57
2.23 Techniques de réduction des émissions.....	59
3 NIVEAUX D'EMISSION ET DE CONSOMMATION ACTUELS.....	60
3.1 Niveaux d'émission et de consommation actuels dans les raffineries dans leur ensemble	60
3.1.1 Niveaux de consommation actuels dans les raffineries	62
3.1.2 Emissions dans l'air	63
3.1.3 Emissions dans l'eau.....	71
3.1.4 Génération de déchets	73
3.2 Alkylation.....	75
3.3 Production d'huile de base.....	77
3.4 Production de bitume	80
3.5 Craquage catalytique	81
3.6 Reformage catalytique.....	86
3.7 Procédés de cokéfaction	88
3.8 Systèmes de refroidissement	90
3.9 Dessalage.....	92
3.10 Système énergétique.....	94

3.10.1	Gestion de l'énergie	94
3.10.2	Consommations et capacité énergétiques	95
3.10.3	Emissions	97
3.11	Ethérification	103
3.12	Procédés de séparation des gaz.....	104
3.13	Procédés consommant de l'hydrogène.....	105
3.14	Production d'hydrogène.....	108
3.15	Gestion intégrée de la raffinerie	111
3.16	Isomérisation	115
3.17	Installations au gaz naturel	117
3.18	Polymérisation.....	119
3.19	Unités de distillation primaire	120
3.20	Traitements du produit	122
3.21	Stockage et manipulation des matériaux de raffinerie.....	124
3.22	Viscoréduction	127
3.23	Emissions émanant des techniques de traitement des gaz résiduaux.....	129
3.24	Emissions émanant des techniques de traitement des eaux usées.....	130
3.25	Génération de déchets	132
3.26	Surveillance.....	134
4	TECHNIQUES À PRENDRE EN CONSIDÉRATION POUR DÉTERMINER LES MTD ..	138
4.1	Généralités sur les activités considérées dans ce chapitre	139
4.2	Alkylation.....	140
4.2.1	Procédé d'alkylation de l'acide fluorhydrique	140
4.2.2	Procédé d'alkylation en présence d'acide sulfurique	142
4.2.3	Valoriser l'intermédiaire par hydrogénation sélective ou isomérisation	144
4.3	Production d'huile de base	144
4.3.1	Procédé d'extraction à effets multiples	144
4.3.2	Types de solvants utilisés dans l'unité d'extraction aromatique	145
4.3.3	Récupération des solvants dans les unités de déparaffinage.....	147
4.3.4	Unité de retraitement de la paraffine	148
4.3.5	Nettoyage de l'huile de graissage.....	149
4.3.6	Stockage des produits et des intermédiaires d'huile de base	149
4.3.7	Stockage et évaluation comparative des solvants.....	149
4.3.8	Traitement du soufre dans les unités d'hydrogénation	150
4.3.9	Stripage des eaux usées provenant de l'extraction aromatique	150
4.3.10	Système à pétrole lourd	151
4.4	Production de bitume	151
4.4.1	Stockage des produits asphaltés	151
4.4.2	Techniques de contrôle des émissions dans l'air	152
4.4.3	Techniques de contrôle des émissions dans les eaux usées	155
4.4.4	Techniques de prévention de la génération de déchets.....	155
4.4.5	Système à pétrole lourd	156
4.5	Craquage catalytique	156
4.5.1	Mode de combustion totale dans un régénérateur	156
4.5.2	Craquage catalytique de résidus (RCC).....	158
4.5.3	Mode de combustion partielle dans le régénérateur	159
4.5.4	Hydrotraitement des charges	160
4.5.5	Chaudière de récupération de chaleur et détenteur appliqués aux gaz de combustion du régénérateur FCC	161
4.5.6	Sélection du catalyseur	162
4.5.7	Gestion des eaux usées dans une unité de FCC.....	163
4.5.8	Techniques de réduction des oxydes d'azote.....	164
4.5.9	Technique de réduction des particules.....	167
4.5.10	Techniques de réduction des oxydes de soufre.....	171
4.5.11	Techniques de réduction combinées.....	176
4.5.12	Techniques de gestion des déchets	176
4.6	Reformage catalytique.....	177
4.6.1	Reformage catalytique continu.....	177
4.6.2	Reformeur semi-régénératif.....	178
4.6.3	Type de promoteur de catalyseur.....	178
4.6.4	Nettoyage des gaz de combustion de la régénération	179
4.6.5	Dépoussiéreur électrostatique dans les gaz de combustion de régénération.....	179

4.6.6	Formation de dioxines dans les unités de reformage catalytique	180
4.7	Procédés de cokéfaction	180
4.7.1	Cokéfaction retardée.....	180
4.7.2	Cokéfaction fluide	181
4.7.3	Procédé de calcination.....	182
4.7.4	Flexicoking.....	183
4.7.5	Utilisation de boues et/ou de déchets huileux comme intermédiaires dans l'unité de cokéfaction	184
4.7.6	Nettoyage des gaz de cokéfaction	185
4.7.7	Utilisation de l'eau dans le procédé de refroidissement/coupe.....	186
4.7.8	Manipulation et stockage du coke	186
4.7.9	Techniques de réduction des émissions dans l'air	187
4.7.10	Techniques de prévention des émissions dans l'eau.....	189
4.7.11	Techniques de réduction de la contamination du sol	190
4.8	Systèmes de refroidissement	190
4.8.1	Séparation des eaux de refroidissement et des eaux du procédé	190
4.8.2	Refroidissement de l'air	191
4.8.3	Prévention des fuites d'huile dans l'eau de refroidissement.....	191
4.9	Dessalage.....	192
4.9.1	Bonnes pratiques de dessalage	192
4.9.2	Renforcement de la séparation hydrocarbures/eau avant le déversement dans la station d'épuration.....	192
4.9.3	Renforce la séparation de matière solide/d'eau-huile	193
4.9.4	Réutilisation de l'eau dans le dessaleur.....	194
4.9.5	Stripage de la saumure du dessaleur	195
4.10	Système énergétique.....	195
4.10.1	Gestion de l'énergie	196
4.10.2	Combustibles de raffinerie: types et nettoyage.....	200
4.10.3	Technique de production d'énergie	204
4.10.4	Techniques de réduction et de contrôle des oxydes d'azote.....	212
4.10.5	Technique de réduction des particules.....	226
4.10.6	Techniques de réduction des oxydes de soufre.....	227
4.11	Ethérification.....	230
4.11.1	Distillation catalytique	230
4.11.2	Prévenir les troubles dans l'unité de traitement biologique des eaux usées.....	230
4.11.3	Prévenir les fuites des composés solubles dans l'eau	231
4.12	Procédés de séparation des gaz.....	231
4.12.1	Augmentation de l'intégration de chaleur dans les installations en amont.....	231
4.12.2	Amélioration du système d'élimination des condensats.....	231
4.12.3	Réduction maximale des émissions fugaces.....	232
4.12.4	Réutilisation des gaz combustibles utilisés dans la production de GPL.....	232
4.12.5	Prévention des émissions de substances odorantes du GPL	233
4.13	Procédés consommant de l'hydrogène.....	233
4.13.1	Hydrosolubilisation	233
4.13.2	Procédés d'hydrodésulfuration	234
4.13.3	Distillation catalytique	235
4.13.4	Technique de remplacement du catalyseur en service pour le traitement des charges à forte teneur en métal	236
4.13.5	Hydrogénation des dioléfines légères	236
4.13.6	Hydrocraqueur.....	237
4.13.7	Hydrotraitement des résidus	237
4.14	Production d'hydrogène.....	239
4.14.1	Technique de reformeur à vapeur chauffée au gaz.....	239
4.14.2	Gazéification des pétroles lourds et du coke	240
4.14.3	Purification de l'hydrogène	241
4.15	Gestion intégrée de la raffinerie	242
4.15.1	Outils de management environnemental	242
4.15.2	Le concept du droit à polluer.....	243
4.15.3	Bonnes pratiques d'entretien	248
4.15.4	Formation	250
4.15.5	Planification et contrôle de la production.....	250
4.15.6	Gestion de la sécurité	250
4.15.7	Gestion de l'eau	251

4.15.8	Gestion intégrée des émissions.....	256
4.16	Isomérisation	257
4.16.1	Procédé d'isomérisation à catalyseur promu par du chlorure actif.....	257
4.16.2	Procédé d'isomérisation zéolitique.....	257
4.16.3	Augmentation des hexanes cycliques dans le flux de charge de l'isomérisation.....	258
4.17	Installations au gaz naturel	258
4.17.1	Adoucissement du gaz naturel à l'amine	258
4.17.2	Unité de récupération de soufre.....	259
4.17.3	Réutilisation du dioxyde de carbone	259
4.17.4	Techniques de réduction des émissions de COV	259
4.17.5	Techniques pour réduire les émissions de NOx	260
4.17.6	Techniques de réduction des émissions dans l'eau.....	260
4.17.7	Techniques de réduction de la production de déchets	261
4.18	Polymérisation.....	261
4.18.1	Procédé.....	261
4.18.2	Gestion et réutilisation du catalyseur.....	262
4.19	Unités de distillation primaire	263
4.19.1	Unité de distillation progressive	263
4.19.2	Intégration de chaleur des unités de distillation de pétrole brut	264
4.19.3	Intégration de la chaleur des unités de distillation sous vide.....	265
4.19.4	Utilisation de pompes à vide et de condenseurs de surface	266
4.19.5	Réduction de la pression sous vide dans l'unité de distillation sous vide	266
4.19.6	Traitement des non condensables provenant du condensateur de l'ensemble de l'éjecteur sous vide 267	
4.19.7	Epuration et réutilisation des eaux usées	268
4.19.8	Autres techniques à prendre en considération dans les unités atmosphériques	268
4.20	Traitements des produits	268
4.20.1	Cascade des solutions caustiques	269
4.20.2	Gestion de la substance caustique usée	270
4.20.3	Incinération de l'air vicié rejeté lors de l'adoucissement	271
4.20.4	Remplacer la filtration à l'argile par l'hydrotraitement.....	271
4.20.5	Traitement	271
4.20.6	Déparaffinage catalytique.....	272
4.21	Stockage et manipulation des matières.....	273
4.21.1	Réservoirs souterrains	273
4.21.2	Réservoirs à toit flottant internes.....	273
4.21.3	Réservoirs à toit fixe.....	274
4.21.4	Toits flottants externes	275
4.21.5	Cuves pressurisées.....	276
4.21.6	Joints doubles et secondaires.....	276
4.21.7	Stratégie de stockage	277
4.21.8	Prévention des fuites au niveau des fonds des réservoirs	277
4.21.9	Confinement du mur de protection du parc de stockage	281
4.21.10	Réduire la génération des résidus de stockage	282
4.21.11	Procédures de nettoyage du réservoir	282
4.21.12	Couleur des réservoirs	283
4.21.13	Autres bonnes pratiques de stockage.....	283
4.21.14	Mélange en ligne	285
4.21.15	Mélange par lots	286
4.21.16	Récupération de vapeur	286
4.21.17	Utilisation/destruction de vapeur.....	288
4.21.18	Equilibrage de vapeur pendant les procédés de chargement	289
4.21.19	Mesures de chargement par le bas.....	290
4.21.20	Sols hermétiquement étanches	290
4.21.21	Usine GPL malodorante	290
4.21.22	Les conduites aériennes et les lignes de transfert	291
4.22	Viscoréduction	291
4.22.1	Conversion thermique profonde.....	291
4.22.2	Hydroviscoréduction	292
4.22.3	Viscoréducteurs à maturateurs	292
4.22.4	Gestion de gaz acides et des eaux usées	293
4.22.5	Réduction de la formation de coke dans les viscoréducteurs	293
4.23	Traitements des gaz résiduels.....	293

4.23.1	Techniques de réduction de CO	294
4.23.2	Options de contrôle des émissions de CO ₂	294
4.23.3	Techniques de réduction de NO _x	294
4.23.4	Particules	300
4.23.5	Système de gestion de soufre	304
4.23.6	Techniques de réduction des COV	321
4.23.7	Torches	331
4.23.8	Techniques combinées pour réduire les polluants dans l'air	333
4.23.9	Techniques de contrôle et de prévention des odeurs	335
4.23.10	Techniques de contrôle et de prévention du bruit	335
4.24	Traitements des eaux usées	336
4.24.1	Gestion des eaux usées au sein d'une raffinerie	336
4.24.2	Désulfuration des eaux acides (SEA)	338
4.24.3	Réduction et récupération des hydrocarbures dans les eaux usées	341
4.24.4	Traitements primaires	342
4.24.5	Traitements secondaires	344
4.24.6	Traitements tertiaires	345
4.24.7	Traitements finaux	346
4.24.8	Traitement des eaux usées de la raffinerie	347
4.25	Gestion des déchets	349
4.25.1	Etablissement d'un programme de gestion des déchets	349
4.25.2	Gestion et traitement des boues	350
4.25.3	Gestion des catalyseurs solides usés	353
4.25.4	Récupération et recyclage des déchets	355
4.25.5	Biodégradation des déchets	357
4.25.6	Stabilisation/solidification des déchets	358
4.25.7	Stockage des déchets	359
5	MEILLEURES TECHNIQUES DISPONIBLES (MTD)	360
5.1	MTD génériques (totalité de la raffinerie)	364
5.2	MTD pour le procédé/l'activité	370
6	TECHNIQUES EMERGEANTES	382
7	CONCLUSIONS	385
9.	GLOSSAIRE	391
10	ANNEXES	396
10.1	Annexe I. Législation environnementale et valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries.	397
10.1.1	Législation de l'UE et autres législations internationales	397
10.1.2	Législation nationale et valeurs limites d'émission de l'UE+	402
10.1.3	Législation et valeurs limites d'émission des pays n'appartenant pas à l'UE+	417
10.2	Annexe II. Configurations de la raffinerie	419
10.2.1	Configuration 1 : unité de distillation-reformage + isomérisation	420
10.2.2	Configuration 2 : configuration du craquage catalytique	421
10.2.3	Configuration 3 : configuration de type hydrocraqueur	422
10.2.4	Configuration 4 : raffinerie complexe avec hydroconversion et CCGI	423
10.3	Annexe III. Charge d'alimentation, intermédiaires et produits de la raffinerie	425
10.3.1	Pétrole brut	425
10.3.2	Intermédiaires et produits de la raffinerie	427
10.4	Annexe IV. Exemples fournis sur la rentabilité de la mise en œuvre des techniques environnementales	430
10.4.1	Calcul de la rentabilité de la mise en œuvre d'une technique dans une situation hypothétique	430
10.4.2	Données de rentabilité de la SRU	431
10.4.3	Recueil des données de rentabilité des techniques de réduction du NO _x	432
10.4.4	Etude de faisabilité sur l'applicabilité des mesures environnementales relatives au NO _x dans deux sites de raffinerie différents	434
10.5	Annexe V : Informations générales fournies par les membres du GTT pour les différentes propositions des émissions de SO ₂ et de NO _x selon le droit à polluer	435
10.5.1	Calculs basés sur des hypothèses MTD fournies par les Pays-Bas	436

10.5.2	Exemple de l’Autriche.....	3
10.5.3	Deux exemples fournis par un membre du GTT	3
10.5.4	Propositions et justification italienne pour les données fournies concernant la « bulle ».....	4
10.5.5	Propositions et justifications de la Concawe par rapport aux données fournies concernant la « bulle ».....	5
10.6	Annexe VI. Propositions de deux Etats membres sur la mise en œuvre des MTD dans le secteur de la raffinerie	8
10.6.1	Propositions françaises sur la structure de certaines parties du Chapitre 5	8
10.6.2	Propositions italiennes pour la structure de certaines parties du Chapitre 5.....	12

LISTE DES FIGURES

Figure 1.1 : Pourcentage de soufre dans le brut utilisé dans chaque pays européen	3
Figure 1.2 : Distribution géographique des raffineries européennes	8
Figure 1.3 : Indice Nelson de complexité des raffineries européennes par pays (moyenne de 6,1)	4
Figure 1.4 : Evolution de la complexité des raffineries européennes	5
Figure 1.5 : Emploi dans les raffineries européennes en fonction de la complexité de la raffinerie	6
Figure 1.6 : Emploi dans les raffineries européennes en fonction de la complexité de la capacité de brut..	7
Figure 2.1 : Plan général d'une raffinerie de pétrole complexe	3
Figure 2.2 : Schéma simplifié du flux de procédé de l'unité d'alkylation de fuel lourd	6
Figure 2.3 : Diagramme en bâtons d'une usine de lubrifiants	8
Figure 2.4 : Schéma simplifié du flux du procédé d'une unité de soufflage de bitume	9
Figure 2.5 : Schéma simplifié du flux de procédé du craqueur catalytique en lit fluidisé.....	12
Figure 2.6 : Schéma simplifié du flux de procédé du craqueur catalytique en continu	14
Figure 2.7 : Schéma simplifié du flux du procédé de l'unité de cokéfaction différée	16
Figure 2.8 : Schéma simplifié du flux du procédé d'un flexicokeur	17
Figure 2.9 : Diagrammes simplifiés des systèmes de refroidissement utilisés dans les raffineries	18
Figure 2.10 : Diagramme simplifié de flux de procédé d'un dessaleur de brut.....	20
Figure 2.11 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'un système de gaz combustible.....	22
Figure 2.12 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'un système de fioul lourd.....	23
Figure 2.13 : Schéma de flux en bloc du CCGI	24
Figure 2.14 : Plan classique d'une unité de préparation d'eau de charge de chaudière et une chaudière à vapeur.....	26
Figure 2.15 : Schéma simplifié de flux de procédé d'un procédé de production de MTBE.....	29
Figure 2.16 : Schéma simplifié de flux de procédé de la production de TAME	29
Figure 2.17 : Schéma simplifié de flux de procédé pour une partie d'une installation à gaz	31
Figure 2.18 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité d'hydrodésulfuration de distillat.....	36
Figure 2.19 : Schéma simplifié de flux de procédé de l'hydrocraqueur (étage unique à recyclage)	38
Figure 2.20 : Echantillon d'un schéma simplifié de flux du procédé d'hydroconversion (en lit mobile)....	39
Figure 2.21 : Production d'hydrogène par reformage à vapeur et récupération modulée en pression	41
Figure 2.22 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité d'isomérisation	45
Figure 2.23 : Diagramme général de flux de l'industrie du gaz naturel	48
Figure 2.24 : Schéma simplifié d'une unité de polymérisation	49
Figure 2.25 : Diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité de distillation de brut	51
Figure 2.26 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité de distillation sous vide élevé	52
Figure 2.27 : Diagramme simplifié de flux du procédé d'extraction d'oxydation du mercaptan.....	54
Figure 2.28 : Diagramme simplifié de flux de procédé du système caustique en cascade (extraction de l'oxydation de mercaptan et adoucissement de l'oxydation du mercaptan)	54
Figure 2.29 : Différents types de réservoirs de stockage.....	56
Figure 2.30 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité de viscoréduction	57
Figure 3.1 : Exemple d'émissions et de consommations spécifiques constatées dans les raffineries européennes.....	61
Figure 3.2 : Emissions spécifiques de CO ₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de l'index de complexité de Nelson	63
Figure 3.3 : Emissions spécifiques de NO _x émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de l'index de complexité de Nelson	64
Figure 3.4 : Emissions de SO ₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de la capacité en pétrole brut	67
Figure 3.5 : Emissions spécifiques de SO ₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de la capacité en pétrole brut.....	67
Figure 3.6 : Emissions spécifiques de SO ₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de l'index de complexité de Nelson	68
Figure 3.7 : Index d'intensité énergétique vs. index de complexité de Nelson dans certaines raffineries européennes.....	95
Figure 3.8 : Teneurs en azote et en soufre du fioul lourd (résidus sous vide) en fonction de son origine géographique.....	96
Figure 3.9 : Procédé commercial de coke de pétrole.....	108
Figure 3.10 : Evolution historique et de la distribution de la bulle de combustion du SO ₂ annuelle calculée dans les raffineries de l'UE	112
Figure 4.1 : Chaudière de récupération appliquée à un craqueur catalytique	162
Figure 4.2 : Traitement des gaz de cokéfaction.....	185
Figure 4.3 : Présentation schématique du système de catalyseur	223

Figure 4.4 : Le concept du droit à polluer	243
Figure 4.5 : Exemple d'un schéma d'intégration de l'eau de procédé pour une configuration de raffinerie d'un catalyseur catalytique (10 MT/an)	252
Figure 4.6 : Diagramme en bloc d'un exemple d'acheminement de l'eau/effluent optimisé dans une raffinerie.....	255
Figure 4.7 : Diagramme du flux du procédé d'une unité de distillation progressive.....	263
Figure 4.8 : Plan simplifié d'un système de mélange en ligne pour les gasoils (diesel automobile et huile de chauffage).....	285
Figure 4.9 : Quelques exemples de situations de mise à niveau RSC dans des raffineries (situations de gaz propre).....	298
Figure 4.10 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'une unité de traitement à l'amine	305
Figure 4.11 : Diagramme simplifié du flux de procédé d'une unité de récupération de soufre (CLAUS).....	308
Figure 4.12 : Diagramme simplifié du flux de procédé d'une unité Claus de gaz résiduels (SCOT) ...	310
Figure 4.13 : Plan simplifié de flux de procédé d'une unité de récupération de vapeur (de type compression/absorption/membrane)	326
Figure 4.14 : Applicabilité de différentes techniques pour le traitement des gaz au point de rejet pour la suppression des COV	328
Figure 4.15 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'un système de torche.....	332
Figure 4.16 : Diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité de stripage des eaux acides (SEA) ..	338
Figure 4.17 : Diagramme simplifié du flux de production d'une usine de traitement des eaux usées de raffinage typique, incluant l'unité de traitement biologique par dénitrification/nitrification.	347
Figure 4.18 : Diagramme simplifié du flux du procédé de la manipulation et de l'incinération des boues	351
Figure 10.1 : Plan 1 : unité de distillation-reformage + isomérisation	420
Figure 10.2 : Plan 2 : configuration du craqueur catalytique	422
Figure 10.3 : Plan 3 : Configuration de l'hydrocraqueur	423
Figure 10.4 : Plan 4 : raffinerie complexe avec hydroconversion et CCGI.....	424
Figure 10.5 : Valeurs sur le coût de la réduction du NO _x dans différents secteurs industriels	432
Figure 10.6 : Efficacité variable et coût de la mise en conformité rétroactive des unités existantes (FRF/tonne de NO _x réduit).....	435
Figure 10.7 : Variation quotidienne de la « bulle » de SO ₂ et décomposition des combustibles - cas d'une raffinerie réelle (moyenne annuelle globale de 1 200 mg/Nm ³).....	6
Figure 10.8 : Bilan global du soufre dans une raffinerie	12

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1.1 : Réserves de pétrole brut et consommation par région géographique	2
Tableau 1.2 : Capacité de raffinage de l'huile minérale de l'UE+	4
Tableau 1.3 : Développement de la demande de produits en Europe Occidentale.....	5
Tableau 1.4 : Spécifications de l'huile minérale	6
Tableau 1.5 : Pourcentage de raffineries construites pendant différentes périodes de temps.....	7
Tableau 1.6 : Nombre de types de procédés par pays	1
Tableau 1.7 : Pourcentage de raffineries de l'UE+ qui ont un certain procédé (par type de procédé)	2
Tableau 1.8 : Capacité des différents procédés dans les raffineries de l'UE+.....	3
Tableau 1.9 : Raffineries européennes par configuration.....	5
Tableau 1.10 : Principaux polluants de l'air émis par les raffineries et leurs sources principales.....	8
Tableau 1.11 : Les principaux polluants de l'eau (paramètres) générés par les raffineries	10
Tableau 1.12 : Principaux déchets solides générés par les raffineries.....	11
Tableau 2.1 : Unités de raffinerie et leurs produits principaux	4
Tableau 2.2 : Teneur en métal de l'huile résiduelle	22
Tableau 2.3 : Charges d'alimentation, produits désirés et les objectifs du procédé des hydrotraitements.	34
Tableau 2.4 : Charges d'alimentation et produits désirés des procédés d'hydrocraquage	35
Tableau 2.5 : Conditions de fonctionnement classiques de l'hydrotraitement	37
Tableau 2.6 : Conditions de fonctionnement classiques de l'hydrocraqueur	38
Tableau 2.7 : Exemple de composition de coke de pétrole utilisé ainsi que la composition du gaz de synthèse produit dans un procédé de gazéification en lit fluidisé à soufflage d'oxygène	41
Tableau 3.1 : Compte environnemental des procédés de raffinerie.....	62
Tableau 3.2 : Volume des gaz de combustion générés par les raffineries européennes	65
Tableau 3.3 : Moyenne du SO ₂ dégagé dans l'atmosphère par 70 raffineries et division des émissions de raffinerie totales à titre d'exemple pour les émissions de SO ₂	66
Tableau 3.4 : Evolutions de la distribution de soufre dans les raffineries d'Europe de l'Ouest (données en kt/an)	69
Tableau 3.5 : Evolution historique de la distribution de production de soufre dans l'industrie du raffinage européenne	69
Tableau 3.6 : Facteurs d'émission selon la méthode de l'agence de protection de l'environnement des Etats-Unis stratifiée pour l'évaluation des émissions fugaces.....	71
Tableau 3.7 : Emissions de COV émanant d'une raffinerie d'une capacité de 10Mt/an.....	71
Tableau 3.8 : Concentrations représentatives des polluants dans des effluents classiques de raffinerie avant traitement.....	72
Tableau 3.9 : Charge et composition annuelles moyennes classiques des effluents/affluents de raffinerie	73
Tableau 3.10 : Pourcentage de chaque type de déchets dans une raffinerie.....	74
Tableau 3.11 : Estimation de la consommation d'utilités et de produits chimiques pour diverses techniques d'alkylation	75
Tableau 3.12 : Emissions dans l'air générées par les procédés d'alkylation	75
Tableau 3.13 : Eaux usées générées par les procédés d'alkylation	76
Tableau 3.14 : Déchets solides générés par les techniques d'alkylation.....	76
Tableau 3.15 : données de consommation des unités de désasphaltage	77
Tableau 3.16 : données de consommation des unités d'extraction aromatique.....	77
Tableau 3.17 : Consommation d'utilité classique d'une unité d'hydrogénation sous haute pression	78
Tableau 3.18 : Consommation d'utilité classique des unités de déparaffinage du solvant et d'extraction aromatique.....	78
Tableau 3.19 : Consommation d'utilité classique d'une unité d'hydrofinissage.....	79
Tableau 3.20 : Consommation d'utilité classique des craqueurs catalytiques.....	81
Tableau 3.21 : Données et facteurs d'émission constatées dans les craqueurs catalytiques.....	81
Tableau 3.22 : Fourchette et exemples d'émissions de CO ₂ émanant de craqueurs catalytiques	82
Tableau 3.23 : Exemples de CO émanant de craqueurs catalytiques en fonctionnement.....	82
Tableau 3.24 : Fourchette et exemples d'émissions d'oxydes d'azote émanant des craqueurs catalytiques	83
Tableau 3.25 : Exemples d'émissions de particules émanant des craqueurs catalytiques (les valeurs inférieures correspondent au FCC avec techniques de réduction).....	83
Tableau 3.26 : Exemple de composition de particules générées par les craqueurs catalytiques lorsque l'intermédiaire est hydrotraité	84
Tableau 3.27 : Emissions d'oxyde de soufre émanant des craqueurs catalytiques (avec et sans techniques de réduction).....	84
Tableau 3.28 : Emissions d'eaux usées générées par les craqueurs catalytiques	85
Tableau 3.29 : Déchets solides générés au cours du craquage catalytique.....	85

Tableau 3.30 : Exigences d'utilités classiques du reformage catalytique.....	86
Tableau 3.31 : Exemples d'émissions dans l'air générées par le reformage catalytique.....	86
Tableau 3.32 : Exemple de composition de boues générées dans un séparateur de l'unité d'ultraformage.....	87
Tableau 3.33 : Exigences en utilité d'un procédé de cokéfaction retardée	88
Tableau 3.34 : Exigences en utilité du procédé de flexicoking	88
Tableau 3.35 : Exigences d'utilité classiques dans une unité de calcination.....	88
Tableau 3.36 : Caractérisation chimique classique de la boue générée dans l'unité de cokéfaction.....	89
Tableau 3.37 : Besoins en refroidissement d'une raffinerie	90
Tableau 3.38 : Besoin en refroidissement classique en fonction de la fourchette de températures.....	90
Tableau 3.39 : Impact environnemental des différents systèmes de refroidissement dans une raffinerie classique	91
Tableau 3.40 : Conditions d'exploitation classiques d'un procédé de dessalage	92
Tableau 3.41 : Composition des eaux usées générées par le procédé de dessalage.....	92
Tableau 3.42 : Propriétés des combustibles utilisés dans une raffinerie	96
Tableau 3.43 : Propriétés chimiques de plusieurs huiles lourdes liquides.....	96
Tableau 3.44 : Emissions dans l'air provenant d'une installation énergétique fonctionnant au gaz combustible de raffinerie.....	98
Tableau 3.45 : Emissions dans l'air provenant d'une installation énergétique fonctionnant au fioul lourd (principalement des résidus de viscoréduction, jusqu'à 7 % de S).....	98
Tableau 3.46 : Emissions dans l'air émanant de l'installation énergétique de la raffinerie Mider brûlant des résidus liquides de raffinerie	98
Tableau 3.47 : Facteurs d'émission de CO ₂ pour différents types de combustibles.....	99
Tableau 3.48 : Fourchettes d'émission de NO _x pour les installations existantes.....	99
Tableau 3.49 : Fourchettes des émissions de particules dans les installations existantes.....	101
Tableau 3.50 : Fourchettes des émissions de dioxyde de soufre dans les raffineries européennes existantes	101
Tableau 3.51 : Exigences d'utilité dans le procédé d'éthérification.....	103
Tableau 3.52 : Données de consommation d'hydrogène.....	105
Tableau 3.53 : Besoins en utilités des différents hydrotraitements	105
Tableau 3.54 : Catalyseurs utilisés dans les hydrotraitements	105
Tableau 3.55 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les unités d'hydrotraitement.....	106
Tableau 3.56 : Consommation d'utilité d'une unité d'hydrocraquage	107
Tableau 3.57 : Exigences classiques en utilités du reformage à la vapeur	108
Tableau 3.58 : Composition de l'hydrogène dans le reformage à la vapeur	108
Tableau 3.59 : Caractéristiques du bitume qui peuvent être utilisées comme intermédiaire d'oxydation partielle.....	109
Tableau 3.60 : Exemple d'émissions dans l'air générées par la gazéification de combustible lourd.....	109
Tableau 3.61 : Exigences en utilités du procédé d'isomérisation.....	115
Tableau 3.62 : Exigences en utilités et en produits chimiques du procédé d'adsorption	115
Tableau 3.63 : Exemple de consommation d'utilités dans des installations au gaz naturel	117
Tableau 3.64 : Dégagements dans l'environnement couramment associés aux procédés au gaz naturel.....	117
Tableau 3.65 : Facteurs d'émission des installations d'adoucissement du gaz	118
Tableau 3.66 : Consommation d'utilités du procédé de polymérisation	119
Tableau 3.67 : Exigences en utilités des unités de distillation sous vide et atmosphérique	120
Tableau 3.68 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les unités de distillation du pétrole brut et sous vide.....	121
Tableau 3.69 : Consommation d'utilités classique des unités de déparaffinage	122
Tableau 3.70 : Exemples d'eaux usées générées par les réservoirs souterrains	125
Tableau 3.71 : Composition de la boue prise dans quatre systèmes d'égout différents à proximité des réservoirs de stockage	126
Tableau 3.72 : Consommations d'utilités d'une unité de viscoréduction.....	127
Tableau 3.73 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les procédés de viscoréduction.....	127
Tableau 3.74 : Composition des eaux usées produites au cours du procédé de viscoréduction	128
Tableau 3.75 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les unités de récupération du soufre	129
Tableau 3.76 : Exemples d'analyse de boues de raffinerie	131
Tableau 3.77 : Génération de déchets d'une raffinerie européenne	132
Tableau 3.78 : Composition de catalyseurs usés provenant de sources diverses en % p/p	133
Tableau 4.1 : Informations contenues dans la description de chaque technique incluse dans le chapitre 4	139
Tableau 4.2 : Aspect économique de la réduction d'énergie de l'unité de désasphaltage	145
Tableau 4.3 : Facteurs d'émissions du craquage (unités en kg/1 000 litres de charges fraîches).....	159
Tableau 4.4 : Hydrotraitement d'une charge catalytique (les charges étant normalement des résidus atmosphériques et du gasoil sous vide).....	161

Tableau 4.5 : Aspect économique d'une RSC appliquée aux unités de FCC	165
Tableau 4.6 : Principaux facteurs de coûts d'une installation (gaz brut) de réduction sélective catalytique (RSC) après l'installation de FCC.....	165
Tableau 4.7 : Aspect économique d'une unité de RSNC appliquée aux FCC.....	166
Tableau 4.8 : Données économiques d'un troisième cyclone appliqué aux FCC.....	167
Tableau 4.9 : Donnée économique d'un DE appliqué aux FCC.....	169
Tableau 4.10 : Niveaux d'émissions qu'il est possible d'atteindre avec les épurateurs humides.....	172
Tableau 4.11 : Valeurs des émissions des installations de production de coke de pétrole (calcination de coke brut)	183
Tableau 4.12 : Effet possible sur les principaux polluants des techniques à prendre en considération pour déterminer les MTD dans le système énergétique.....	196
Tableau 4.13 : Teneur en soufre, en azote et en métal de fractions adaptées à l'utilisation comme combustibles liquides de raffinerie.....	203
Tableau 4.14 : Aspect économique de la désulfuration de combustible liquide de raffinerie	204
Tableau 4.15 : Emissions de CO attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux.....	205
Tableau 4.16 : Emissions de CO attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux.....	205
Tableau 4.17 : Emissions de NO _x attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux.....	205
Tableau 4.18 : Emissions de particules attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux	205
Tableau 4.19 : Emissions de métaux attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux	206
Tableau 4.20 : Emissions de SO _x prévues des fours et des chaudières	206
Tableau 4.21 : Emissions dans l'air attendues des turbines à gaz avec une conception optimale	208
Tableau 4.22 : Aspects économiques de deux exemples de centrales CCGI dans des raffineries européennes.....	211
Tableau 4.23 : Techniques de réduction et de contrôle du NO _x considérées comme étant appliquées dans les systèmes énergétiques.....	212
Tableau 4.24 : Emissions de NO _x atteintes avec des brûleurs bas et ultra bas NO _x pour différents types d'équipements.....	212
Tableau 4.25 : Emissions de NO _x atteintes avec des chambres de combustion bas NO _x par voie sèche pour différents types d'équipements	214
Tableau 4.26 : émissions de NO _x atteintes avec une recirculation des gaz de combustion pour différents types d'équipements	215
Tableau 4.27 : Emissions de NO _x atteintes avec une injection de diluants pour différents types d'équipements	215
Tableau 4.28 : émissions de NO _x atteintes avec une RSNC pour différents types d'équipements.....	217
Tableau 4.29 : Exemples et principaux facteurs de coût pour une réduction sélective non catalytique (RSNC).....	218
Tableau 4.30 : Centrale électrique de la raffinerie Mider en Allemagne, concentration des gaz bruts et des gaz propres	219
Tableau 4.31 : Principaux facteurs de coûts d'une installation de réduction sélective catalytique (RSC).....	220
Tableau 4.32 : Principaux facteurs de coûts d'une installation de réduction sélective catalytique (RSC).....	221
Tableau 4.33 : Consommation d'énergie de la distillation progressive de brut lorsque la même installation est utilisée pour traiter deux types de pétrole brut.....	264
Tableau 4.34 : Contrôles des COV lors du stockage	274
Tableau 4.35 : Valeurs des émissions pour les installations de récupération de vapeur pendant la charge des essences automobiles	287
Tableau 4.36 : Rendements du procédé Claus.....	308
Tableau 4.37 : Rendement d'ensemble attendu de récupération du soufre, le soufre supplémentaire résultant récupéré et les émissions de SO ₂ (base sèche) après incinération.....	312
Tableau 4.38 : Effets croisés associés à certaines des UTGR	312
Tableau 4.39 : Coûts d'exploitation de certaines unités UTGR	313
Tableau 4.40 : Aspects économiques des unités de traitement des gaz résiduels des unités de récupération de soufre	314
Tableau 4.41 : Nombre approximatif d'installations commerciales dans le monde.....	315
Tableau 4.42 : Avantages pour l'environnement des procédés de désulfuration	317
Tableau 4.43 : Effets croisés des procédés de désulfuration	318
Tableau 4.44 : Données d'exploitation des procédés de désulfuration.....	319
Tableau 4.45 : Techniques de contrôle des COV appliquées dans une raffinerie	325
Tableau 4.46 : Coûts totaux de l'édification d'une unité de récupération de vapeurs	329
Tableau 4.47 : Techniques de contrôle des COV appliquées dans une raffinerie	331

Tableau 4.48: Aspects économiques et performance d'un stripeur d'eau acide.....	340
Tableau 4.49 : Contrôles des COV dans les opérations des eaux huileuses.....	343
Tableau 4.50 : Concentration des émissions et charges trouvées dans une STEP bien exploitée	348
Tableau 10.1 : Principales législations de l'UE affectant les raffineries	398
Tableau 10.2 : Législation principale affectant les émissions dans l'air	399
Tableau 10.3 : Polluants atmosphériques affectés par la législation principale	400
Tableau 10.4 : Résumé de la législation environnementale en Autriche.....	402
Tableau 10.5 : Valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries autrichiennes	403
Tableau 10.6 : Résumé des valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries en Belgique.....	405
Tableau 10.7 : Résumé de la législation environnementale et des valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries en Finlande.....	406
Tableau 10.8 : Valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries françaises	407
Tableau 10.9 : Lois et réglementations relatives à la chaîne de procédé.....	409
Tableau 10.10 Exigences relatives au contrôle des émissions établies dans les TA Luft (1986)	410
Tableau 10.11 : Valeurs limites des déversements dans l'eau pour les installations de raffinage du pétrole	411
Tableau 10.12 : Exigences relatives aux déversements à partir des circuits de refroidissement des procédés industriels	411
Tableau 10.13 : Seuils selon la loi relative aux charges de l'eau	412
Tableau 10.14 : Valeurs limites d'émission appliquées en Irlande pour les émissions atmosphériques..	413
Tableau 10.15 : Valeurs limites d'émission appliquées en Irlande pour les déversements dans l'eau.....	413
Tableau 10.16 : Législation, réglementations et objectifs néerlandais	415
Tableau 10.17 : Exemples de types de pétrole brut et compositions.....	425
Tableau 10.18 : Teneur en certains métaux du pétrole brut par rapport à d'autres données publiées	427
Tableau 10.19 : Exemple du coût de la technique de réduction pour une nouvelle installation, de la réduction de l'émission et des émissions restantes après l'application de la technique.	430
Tableau 10.20 : Rentabilité (kEUR/tonne réduite) en commençant à partir des pourcentages de réduction différents et en prenant en compte le fait que la technique précédente devrait être remplacée à 100 %.	431
Tableau 10.21 : Résumé des droits à polluer pour le SO _x et le NO _x calculés à partir des cas décrits dans cette section et présentés dans les tableaux suivants	437
Tableau 10.22 : Description de 6 cas de combustion de raffinerie et de traitement du gaz de combustion différents	1
Tableau 10.23 : Emissions de SO ₂ et « bulles » estimées et calculées pour les différents cas décrits dans le Tableau 10.22.....	2
Tableau 10.24 : Emissions de NO _x et approches globales adoptées et calculées pour les différents cas décrits dans le Tableau 10.22	2
Tableau 10.25 : Variation des résultats de à l'intérieur de la « bulle » par l'utilisation de combustibles avec une teneur en soufre variable avec ou sans FGD	5
Tableau 10.26 : Emissions réelles et limites légales d'une raffinerie de l'UE+	7
Tableau 10.27 : Variation des résultats à l'intérieur de la « bulle » par l'utilisation de combustibles avec une teneur en soufre variable avec ou sans FGD.....	7

PORTÉE

L'objectif de ce document, ainsi que des autres BREF de la série, est de couvrir l'activité décrite au point 1.2 présentée à l'Annexe 1 de la Directive du Conseil 96/61/EC, soit les Raffineries de Pétrole et de Gaz.

L'industrie du pétrole et du gaz est organisée selon quatre grands secteurs : l'exploration et la production de pétrole brut et de gaz naturel ; le transport ; le raffinage ; le marketing et la distribution. Ce document ne traite que de l'industrie du raffinage des deux secteurs (raffineries de pétrole et installations de gaz naturel) ; et plus particulièrement des activités et des procédés présentés dans le tableau ci-dessous. Ce tableau indique les autres documents de référence portant sur les questions qui s'y rapportent, comme cela est indiqué.

Número de section dans ce document	Nom de l'activité utilisé dans ce document	Sous activités ou sous procédés inclus dans chaque catégorie de procédés	Référence à des informations supplémentaires
2	Alkydation	Procédés d'alkydation HF, H ₂ SO ₄	
3	Production d'huile de base	Désasphaltage, extraction aromatique, unité d'hydrogénation à haute pression, déparaffinage, hydrofinissage et traitement de la paraffine.	
4	Production de bitume		
5	Craquage catalytique	Tous types d'unités de craquage catalytique. Types selon les conditions de l'intermédiaire et du procédé	
6	Reformage catalytique	Continu, cyclique et semi-régénératif	
7	Procédés de cokéfaction	Cokéfaction retardée, cokéfaction fluide et calcination du coke	
8	Refroidissement		BREF Systèmes de refroidissement industriels
9	Dessalage		
10	Système énergétique	Centrales énergétiques de la raffinerie, y compris tous les types de technologies appliqués et tous les types de carburant utilisés dans les raffineries de l'UE	BREF Grandes Installations de Combustion
11	Ethérification	Production de MTBE, d'ETBE et de TAME	
12	Procédés de séparation du gaz	Séparation des fractions légères du pétrole (par exemple gaz combustible de raffinerie, GPL)	
13	Procédés consommant de l'hydrogène	Procédés d'hydrocraquage, hydrosolubilisation, hydrotraitement, hydroconversion et d'hydrogénation	
14	Production d'hydrogène	Gazéification (coke et huiles lourdes), reformage de vapeur et purification à l'hydrogène	
15	Gestion intégrée de la raffinerie	Activités de management environnemental, utilité, gestion et gestion globale de la raffinerie (bruit, odeur, sécurité, maintenance)	
16	Isomérisation	Isomérisation de C ₄ , C ₅ et C ₆	
17	Installations au gaz naturel	Procédés liés au traitement du gaz naturel	
18	Polymérisation	Polymérisation, dimérisation et condensation	
19	Unités de distillation primaire	Unités de distillation atmosphérique et sous vide	
20	Traitements des produits	Adoucissement et traitements du produit final	
21	Stockage et manipulation des matériaux de raffinerie	Stockage, mélange, chargement et déchargement des matériaux de raffinerie	BREF Stockage
22	Viscoréduction		
23	Techniques de réduction des émissions (seulement au Chapitre 2)	Fusionne les éléments liés aux gaz résiduels, aux eaux usées et aux déchets solides dans le Chapitre 2	

23	Traitement des gaz résiduaires		BREF Gaz et eaux résiduaires
24	Traitement des eaux usées		BREF Gaz et eaux résiduaires
25	Gestion des déchets	Traitement des déchets, rejet et incinération des déchets	
26	Surveillance (seulement au Chapitre 3)		BREF Surveillance

Comme on peut le voir dans le tableau ci-dessus, la majeure partie des procédés et des activités analysés se rapporte spécialement aux raffineries de pétrole. La seule exception se trouve dans la Section 17, qui porte sur les procédés que l'on peut rencontrer dans les installations au gaz naturel intérieures (nom utilisé dans ce document pour identifier ce secteur industriel). Ces installations utilisent également des techniques au point de rejet (dans les Sections 23 à 25) utilisées dans les raffineries de pétrole, c'est la raison pour laquelle on ne fait pas de distinction entre les deux types d'industries.

Certains procédés ou activités qui pourraient exister dans les raffineries ne sont pas inclus ou ne sont que partiellement inclus dans ce document car ils sont couverts dans d'autres BREF. En voici quelques exemples :

- le craquage à la vapeur pour la production d'oléfines plus légères, la production de composés aromatiques (comme le BTX), de cyclohexane et de cumène, ou l'alkylation des composés aromatiques dans le BREF Chimie organique à grand volume de production
- les techniques de production d'énergie lorsque du fioul commercial, du gaz naturel ou du gasoil sont utilisés sont incluses dans le BREF Grandes installations de combustion
- les BREF horizontaux, comme le refroidissement industriel, le contrôle, le stockage et le traitement des eaux usées et des gaz résiduaires s'appliquent également aux raffineries.

Le GTT a considéré que les techniques de correction du sol ne faisaient pas partie de l'étude de ce BREF car ces techniques ne sont pas des techniques visant à éviter ou à contrôler les émissions. Il s'agit de techniques utilisées pour nettoyer le sol une fois qu'il a déjà été contaminé.

1 INFORMATIONS GENERALES

1.1 L'objet des raffineries

L'objet du raffinage est de convertir les matières premières naturelles comme le pétrole brut et le gaz naturel en des produits utiles et commercialisables. Le pétrole brut et le gaz naturel sont des hydrocarbures naturels que l'on trouve dans beaucoup d'endroits du globe en quantités et composition variées. Dans les raffineries, ils sont transformés en différents produits dont :

- des essences pour les voitures, les camions, les avions, les navires et les autres formes de transport,
- des fuels de combustion pour la génération de chaleur et d'énergie pour l'industrie et l'habitat,
- des matières brutes pour les industries pétrochimiques et chimiques,
- des produits spécialisés comme les lubrifiants, les paraffines/cires et le bitume,
- de l'énergie en tant que sous-produit sous la forme de chaleur (vapeur d'eau) et d'énergie (électricité).

Afin de fabriquer ces produits, ces matières brutes sont traitées dans un certain nombre d'installations de raffinage différentes. La combinaison de ces unités de traitement pour convertir le pétrole brut et le gaz naturel en produits, y compris les unités et les infrastructures annexes, est appelée une raffinerie. La demande du marché pour ce type de produits, la qualité du brut disponible et certaines exigences des autorités influencent la taille, la configuration et la complexité d'une raffinerie. Comme ces facteurs varient d'un endroit à l'autre, il n'existe pas deux raffineries identiques.

1.2 Le secteur de la raffinerie en Europe

Les aspects économiques et politiques de l'industrie mondiale du raffinage ont subi des changements considérables. L'effort toujours plus poussé en termes d'exploration et de production de pétrole et de gaz ainsi que les réductions de coûts réalisés dans ces activités ont entraîné un maintien des réserves mondiales totales.

Le pétrole fournit 42 % des besoins énergétiques de l'Union européenne (UE), et 94 % des combustibles nécessaires pour le transport. La santé et la viabilité de l'industrie du raffinage sont d'une importance stratégique pour l'Union européenne pour maintenir la position compétitive de l'ensemble de l'industrie sur le plan international et pour fournir des produits à prix compétitifs aux clients.

L'industrie du raffinage a souffert d'une surcapacité structurelle de distillation la majeure partie du temps depuis le choc pétrolier de 1973/1974. C'est seulement au début des années 80, au début des années 90 et ces dernières années que des marges intéressantes ont été réalisées en raison du coût élevé du pétrole au cours de ces périodes. De plus, une concurrence acharnée sur les coûts, le respect environnemental de l'industrie du raffinage et des incertitudes concernant la régulation se sont additionnés pour réduire la rentabilité au cours de certaines périodes. Cette longue récession a poussé les sociétés de pétrole et de gaz à réaliser des ajustements significatifs dans l'exploitation en amont et en aval, comme des coupes des coûts de production, des innovations technologiques et des restructurations organisationnelles.

Cependant, la coopération sous forme de partenariat, d'alliances, de joint-ventures ou de fusions entre les sociétés, les gouvernements et les communautés locales, les prestataires et les fournisseurs, ont conduit à des réductions significatives des coûts. Cette tendance est aussi alimentée par la sensibilisation de plus en plus importante à l'environnement dans la société dans son ensemble, et est encouragée par le procédé d'harmonisation de la législation en cours, particulièrement en Europe. Des exemples de nouvelles formes de coopération sont les fusions récentes (mi-98) en aval entre BP et Mobil, qui avaient commencé par le biais d'un partenariat dans le raffinage et le marketing en 1996 et qui a permis de réaliser des économies significatives avant impôts. Récemment, des fusions entre Total, Fina et Elf et une autre entre Esso et Mobil, ont été conclues. Un autre exemple récent est l'échange de capacité de raffinage entre Statoil (Mongstad, en Norvège) et Shell (Sola/Pernis, aux Pays-Bas).

Certaines raffineries européennes ont fermé ces 20 dernières années, mais la capacité de traitement du pétrole brut a augmenté ces dernières années, principalement par « l'augmentation latente de la capacité » (déblocage, amélioration de la fiabilité des équipements et des cycles de rotation plus longs) pour gérer l'augmentation lente, mais régulière, de la demande de produit, de 1 à 2 % par an en Europe.

« l'augmentation latente de la capacité » mondiale est estimée comme étant « équivalente à six à dix raffineries supplémentaires de taille mondiale apparaissant chaque année ».

L'industrie du raffinage du pétrole brut est complexe, avec les problèmes suivants en Europe :

Charges d'alimentation : une production régulière et une tendance vers des bruts plus légers (Mer du Nord) surtout dans le Nord de l'Europe. Les réserves mondiales de pétrole brut semblent garantir la disponibilité de matières brutes pour une période raisonnablement longue (~ 40 ans). Le Tableau 1.1 montre une synthèse des réserves mondiales et la consommation de pétrole brut par zone géographique au cours de la dernière décennie.

CHARGES D'ALIMENTATION (Mt)	1990	1993	1996	1999
Europe	2 400	2 200	2 500	2 800
Amérique du Nord	5 300	5 000	11 500	8 700
Amérique du Sud et Centrale	17 600	17 350	11 300	12 200
URSS (anciennement)	8 200	8 100	9 100	8 900
Chine	3 200	3 200	3 300	3 400
Moyen Orient	89 300	89 600	91 600	92 000
Afrique	7 800	8 430	9 000	10 200
Autres régions	3 000	2 790	2 400	2 600
Total	136 800	13 670	140 700	140 800
CONSOMMATION				
Europe	217,5	256,6	328,1	755,2
Amérique du Nord	656,5	653,8	660,7	1047,1
Amérique du Sud et centrale	229,8	257,0	313,9	218,8
URSS (anciennement)	570,7	402,3	352,6	182,0
Chine	138,3	144,0	158,5	200,0
Moyen Orient	861,9	945,8	983,3	215,0
Afrique	320,7	332,2	359,6	115,6
Autres régions	184,7	190,8	204,9	728,7
Total	3180,1	3182,5	3361,6	3462,4

Tableau 1.1 : Réserves de pétrole brut et consommation par région géographique

Source : [247, UBA Austria, 1998], [246, BP-AMOCO, 2001]

L'apparition des pétroles brut de la Mer du Nord et l'augmentation continue de production de ces bruts légers à faible teneur en soufre sont les principaux responsables de la baisse de la teneur en soufre des pétroles traités dans les raffineries européennes. Depuis 1985, la teneur moyenne en soufre a fluctué aux alentours de 1,0 et 1,1 %. Cependant, la différence entre le type de brut traité dans chaque région européenne devrait être notée, c'est-à-dire une moyenne de 1,17 % de S dans les pétroles bruts traités dans les raffineries d'Europe du Nord-Ouest, une moyenne de 0,91 % dans la région atlantique, de 1,2 % de S en méditerranée et de 0,64 % de S dans les « autres ». La disponibilité du type de pétrole brut n'est pas la même pour toutes les raffineries. Dans la Figure 1.1, les différences entre la teneur moyenne en soufre des réserves de brut des raffineries dans différentes régions/pays sont présentées.

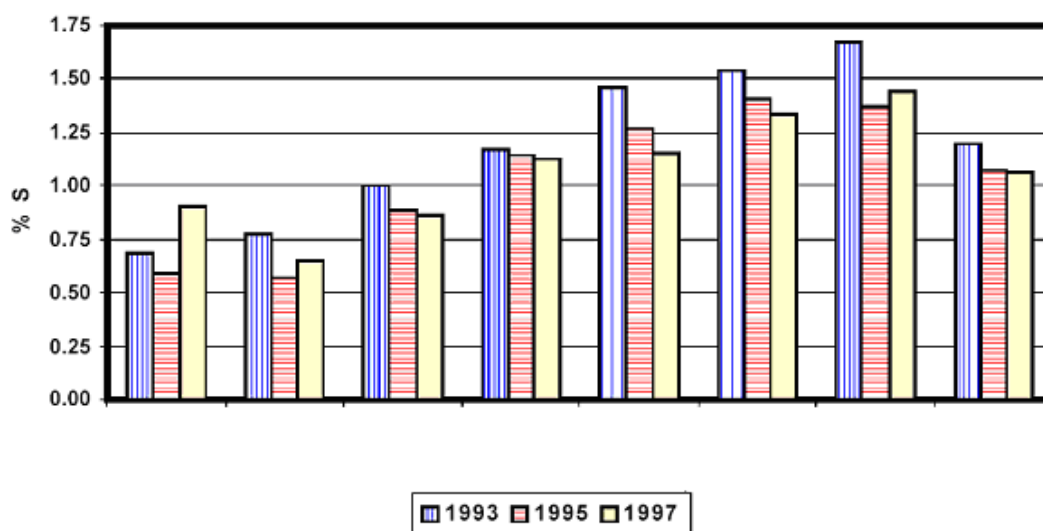


Figure 1.1 : Pourcentage de soufre dans le brut utilisé dans chaque pays européen
Source : [261, Canales, 2000]

Voici certains facteurs locaux concernant ces différences :

- l'emplacement près de champs de pétrole où des bruts à faible teneur en soufre sont produits (le fret du brut de la Mer du Nord vers la Mer Méditerranée s'élève à plus de 1 \$/baril, les bruts à faible teneur en soufre sont donc rarement traités dans la zone méditerranée) ;
- une raffinerie insuffisamment équipée en termes de capacité de désulfuration / d'amélioration pour traiter les bruts (lourds) à teneur élevée en soufre ;
- l'exclusion des marchés où les produits à teneur élevée en soufre peuvent être vendus (par exemple, le bitume, le mazout lourd) ;
- certaines autres formes de spécialisation de l'utilisation des bruts à faible teneur en soufre (par exemple, la production de lubrifiant).

Toute raffinerie qui n'est pas influencée par des facteurs locaux comme ceux mentionnés ci-dessus essaiera autant que possible de traiter les bruts à teneur élevée en soufre, leurs prix étant considérablement inférieurs. (par exemple, en septembre 1999, Platt a établi que l'Arabe lourd à une teneur en soufre de 2,8 % était de 1,1 \$/baril plus économique que l'Arabe léger à une teneur en soufre de 1,8 %). Si la flexibilité des raffineries était élevée en théorie, le slate du produit serait altéré pour s'adapter aux besoins du marché quel que soit le type de brut, et ce par l'inclusion d'unités de conversion. En conséquence de cela, toutes les raffineries fonctionneraient en continu avec le brut le moins coûteux disponible, qui serait probablement très lourd et à teneur élevée en soufre [253, MWV, 2000] [310, Swain, 2000].

Capacité de raffinage : l'excès de capacité de traitement principal, quelques « inadaptations » (incompatibilité entre la production et la demande du marché) et l'excès de capacité de conversion. Les secteurs européens en aval présentent trop de raffineries produisant trop d'essence. Le Tableau 1.2 montre la charge et la capacité de production des raffineries de pétrole européennes pour les pays de l'Union Européenne et la Suisse et la Norvège (appelés par la suite UE+ ou européen). Le tableau présente aussi les capacités par type de procédé. La capacité de pétrole brut de l'UE+ en 1999 s'élevait à environ 700 millions de tonnes par an, l'Italie et l'Allemagne ayant les capacités les plus importantes.

Capacité de charge, en Mm³/an

Pays	Nombre de raffineries	Brut	Distillation sous vide	Cokéfaction	Opérations thermiques	Craquage catalytique	Reformage catalytique	Hydrocraquage catalytique	Hydrosulfurage catalytique	Hydrotraitement catalytique
Autriche	1	12, 2	3,8		1,0	1,6	1,3	3,0	2,9	2,3
Belgique	5	41,7	15,8		3,7	6,5	6,0		13,4	16,2
Danemark	2	7,8	1,3		3,1		1,2		0,6	2,5
Finlande	2	11,6	5,5		2,0	2,6	2,5	1,2	6,0	3,4
France	15	113,0	44,6		9,0	21,4	15,4	0,9	11,2	46,9
Allemagne	17	130,3	50,3	7,0	12,1	19,5	22,9	7,0	43,3	54,0
Grèce	4	22,9	7,9		2,8	4,2	3,3	1,6	5,0	10,1
Irlande	1	3,9					0,6		0,8	0,6
Italie	17	141,9	44,6	2,6	24,2	17,4	16,4	11,4	20,3	42,6
Pays-Bas	6	69,0	25,0	2,1	7,0	6,1	10,0	6,2	5,0	32,5
Norvège	2	15,0		1,5	1,8	3,1	2,2		2,0	6,2
Portugal	2	17,7	4,5		1,4	1,8	2,9	0,5	1,8	8,4
Espagne	10	77,3	25,0	1,7	8,6	11,1	12,0	0,9	4,9	26,3
Suède	5	24,8	7,8		3,6	1,7	4,1	2,8	4,1	11,0
Suisse	2	7,7	1,4		1,2		1,6	0,4	1,6	4,3
RU	13	107,6	46,9	3,9	5,5	26,1	21,4	3,2	15,0	50,2
UE+	104	804,3	284,4	18,9	86,7	123,2	123,8	39,1	137,9	317,5

La distillation sous vide a été incluse dans les sections concernant la distillation primaire dans ce document.

Les opérations thermiques incluent la viscoréduction (dans ce document) et le craquage thermique (dans le BREF LLVOC).

Le craquage catalytique, l'hydrosulfurage et l'hydrotraitement sont inclus dans les procédés consommateurs d'hydrogène.

L'hydrosulfurage catalytique : Inclut les procédés où 10 % de la charge ou moins est réduite à taille moléculaire. Cela inclut la désulfuration des résidus atmosphériques et du gasoil lourd, les traitements de craqueur catalytique et les mi-distillats.

Hydrotraitement catalytique : Aucune réduction de taille moléculaire ne se produit. Cela inclut le prétraitement de la charge du reformeur catalytique, la désulfuration du naphta, la saturation aromatique/oléfine du naphta, le distillat direct, le prétraitement de la charge du craqueur catalytique, les prétraitements des autres distillats et la finition des huiles.

Capacité de production, en Mm³/an

Pays	Alkylation	Polymérisation Dimerisation	Composés aromatiques	Isomérisation	Production d'huile de base	Etherification	Hydrogène (MNm ³ /j)	Coke (t/j)	Soufre (t/j)	Bitume
Autriche				0,6		0,1			180	0,1
Belgique	0,8			0,1		0,3	4,4		1184	1,5
Danemark				0,3						0,5
Finlande	0,2	0,02				0,2	0,6		156	0,7
France	1,1	0,35	0,3	4,0	2,3	0,2	1,3	701	850	2,6
Allemagne	1,4	0,14	3,8	3,4	1,5	0,9	35,5	3570	1982	5,2
Grèce	0,1	0,51		1,2	0,2	0,1	0,5		186	0,3
Irlande									2	
Italie	2,1	0,18	1,3	5,2	1,6	0,3	6,5	2000	1410	1,3
Pays-Bas	0,7		1,5	0,8	0,7	0,2	4,1		823	0,8
Norvège		0,67		0,2				610	24	
Portugal	0,3		1,0						180	
Espagne	0,9		1,9	0,8	0,5	0,6	3,0	2150	703	2,8
Suède		0,20		1,6	0,1		1,3		312	1,7
Suisse				0,6						0,3
RU	5,4	0,97	0,9	5,6	1,4	0,2	2,7	2300	612	3,5
UE+	13,1	3,04	10,7	24,6	8,3	3,2	59,9	8604	8604	21,0

La production d'aromatiques est incluse dans le BREF LVOC, bien que certaines raffineries en disposent.

Tableau 1.2 : Capacité de raffinage de l'huile minérale de l'UE+

Source : Données provenant de [73, Radler, 1998] analysées par le groupe de travail

La capacité de distillation de raffinage a diminué de manière substantielle au début des années 1980, à la suite du choc sur les prix du pétrole des années 70. Au même moment, l'industrie a dû investir massivement dans la capacité de conversion du fuel, et l'équilibrage de la demande en faveur de fuels de transport plus légers. Les chiffres officiels, désignant la capacité sur les plaques signalétiques, montrent de faibles réductions de capacité à la fin de 1995. Combinées à la faible augmentation de la demande depuis 1986, cela a augmenté l'utilisation apparente de la capacité de distillation d'un point bas de 60 % en 1981 à une moyenne supérieure à 90 % en 1997, plus importante au Nord de l'Europe et moins importante dans le Sud de l'Europe.

Il y a des différences entre les équilibres de l'offre et de la demande selon les pays, l'Allemagne en particulier présentant un déficit important de l'offre. La croissance de la demande de produits pétroliers sur la péninsule ibérique a été bien supérieure à la moyenne de l'UE, particulièrement pour les fuels de transport. Cependant, la croissance de la demande de pétrole dans les années 1990 montre que la région méditerranéenne est cohérente par rapport au reste de l'Europe. Même dans le scénario le plus favorable, la capacité de raffinage européenne excèdera presque certainement la demande pour au moins la prochaine décennie. Les opportunités de négoce sur le plan international auront seulement un impact limité sur la surcapacité de l'Europe. Il y a un surplus de capacité de raffinage de 70 à 100 millions de tonnes par an (équivalent à 9 à 13 raffineries) dans l'UE.

Aspects Economiques : les marges faibles des raffineries et le retour sur investissement lent pousse les raffineurs soit à regarder vers d'autres produits comme l'électricité, l'hydrogène et les pétrochimiques aux marges plus importantes, soit à fermer (par exemple, Sola en Norvège).

Politique : les pressions politiques et la récession économique dans certaines régions du monde auront un impact significatif sur les économies européennes et l'allure à laquelle la mise à niveau des raffineries ou même des projets de nouvelles raffineries seront réalisés.

Marché du produit : l'augmentation de la demande de kérosène et de diesel ; la demande stable d'essence ; le déclin de la demande de pétrole de chauffage léger et de fuels lourds ; et l'augmentation de la demande de produits pétrochimiques. Une compétition est attendue entre les raffineries de la Fédération de Russie et le Moyen Orient. Un schéma de la demande en Europe occidentale est présenté dans le Tableau 1.3.

Produits de la raffinerie	Demande en 1995		Croissance annuelle moyenne en %
	Mt	% du total	1995 - 2010
Stock de charge de chimique de naphta	40	7	1,5
Essence	125	20	0,7
Carburéacteur (kérosène)	40	7	2,7
Diesel	115	19	2,3
Fuel (national, léger)	110	18	-1,4
Fuel lourd pour l'électricité	75	13	-2,6
Fuel lourd pour le mazout	30	5	0,7
Autres produits *	65	11	-
TOTAL	600	100	-
Remarques :			
- Les valeurs dans le tableau correspondent aux valeurs rassemblées de l'Autriche, la Belgique, le Danemark, la Finlande, la France, l'Allemagne, la Grèce, l'Irlande, l'Italie, les Pays-Bas, la Norvège, le Portugal, l'Espagne, la Suède, la Suisse, la Turquie, et le Royaume-Uni.			
- * Les autres produits (en 1995 à 65 Mt) incluent les lubrifiants et le bitume et le fuel de raffinerie (estimé à 38,7 Mt/an).			

Tableau 1.3 : Développement de la demande de produits en Europe Occidentale

Source : [118, VROM, 1999]

Qualité du produit : des fuels plus propres. Les nouvelles spécifications requièrent de réduire la teneur en soufre de tous les types de fuels de voiture, de réduire les teneurs en aromatiques, en particulier du benzène dans l'essence et des hydrocarbures polyaromatiques réduits et un indice de cétane plus élevé dans le diesel ; le retrait du plomb dans l'essence va être poursuivi plus avant. La tendance est que les exigences de qualité environnementale deviendront plus contraignantes pour tous les produits de la raffinerie. Ces exigences seront particulièrement vraies pour les fuels automobiles (Auto-Oil I et II) (voir le Tableau 1.4).

Produit de la raffinerie	Unité	Spécifications du produit		
		Avant 2000	Auto-Oil I 2000	Auto-Oil II
Essence				
Soufre	ppm	500 max.	150 max.	50 max.
Composés aromatiques	% v/v	Pas de spécification	42 max.	35 max.
Oléfines	% v/v	Pas de spécification	18 max.	? max.
Benzène	% v/v	5 max.	1,0 max.	? max.
Evaporation à 100 °C (été)	%	65/70 max.	46 min.	? min.
Evaporation à 150 °C (hiver)	%	--	75 min.	? min.
TVR, été	kPa	80	60 max.	?
Oxygène	%	2,5 max.	2,3 max.	? max.
Diesel				
Soufre	ppm	500 max.	350 max.	50 max.
Indice de cétane		49 min.	51 min.	? min.
Densité à 15 °C	kg/m ³	860 max.	845 max.	? max.
T95 %	°C	370 max.	360 max.	? max.
Aromatiques polycycliques	% p/p	aucune	11 max.	? max.
Gasoil de chauffage				2008
Soufre	(% p/p)			0,1 max
Fuel lourd intérieur				2003
Soufre	(% p/p)			1
Fuel de mazout en zones de contrôle d'émissions de SO _x				IMO-2003
Soufre	(% p/p)			1,5

Tableau 1.4 : Spécifications de l'huile minérale**Sources : [118, VROM, 1999], [61, Decroocq, 1997] et décision du Parlement européen du 29/06/98**

De plus, la stratégie d'acidification de l'Union européenne mettra une pression supplémentaire sur la teneur en soufre des fuels liquides, et donc aussi sur la teneur en soufre des fuels utilisés dans les raffineries. La satisfaction de ces nouvelles spécifications nécessitera des investissements supplémentaires, en particulier en termes de capacité de désulfuration, ajoutant plus de pression sur le procédé de restructuration du secteur mentionné ci-dessus.

Environnemental : la réduction des émissions provenant des raffineries est un problème majeur. En ce qui concerne le futur, la consommation de fuel de raffinerie sera plus importante en raison de la conversion en augmentation (consommation de 49 Mt/an au rendement énergétique actuel). La composition du fuel de raffinerie sera adaptée et il ne pourra pas être exclu que l'utilisation du composant liquide du fuel de raffinerie (estimé à 11 Mt/an en 1995) ne soit pas progressivement éliminée. Une telle réduction de l'utilisation de fuels liquide de raffinerie, dont certains sont des composants résiduels, entraîne de nouveaux investissements pour la mise à niveau de la distillation du résidu (comme la cokéfaction, la thermocokéfaction ou la gazéification) (en plus de la demande réduite en gasoil lourd d'environ 25 Mt/an en 2010) [118, VROM, 1999].

Automatisation : application de dispositifs techniques d'informations comme de meilleurs contrôles de procédés et de meilleurs systèmes de gestion. Ces investissements ont permis des économies considérables en termes de coûts/main d'œuvre et des améliorations de rendement.

1.3 Les raffineries européennes

Il y a actuellement environ une centaine de raffineries de pétrole brut disséminées à travers les pays européens. De ces raffineries, 10 sont des raffineries spécialisées produisant principalement des huiles de base de lubrifiant ou du bitume. Il est difficile d'être précis quant au nombre exact, car existe plusieurs situations où, en conséquence des amalgames, des raffineries qui étaient séparées sont désormais gérées comme une seule, partageant certain locaux, bien que les différentes parties puissent être séparées de plusieurs kilomètres. L'Allemagne et l'Italie sont les pays qui compte le nombre le plus élevé de raffineries en Europe. Le Luxembourg n'en a aucune. Quatre usines à gaz naturel, implantées à l'intérieur des terres, ont été identifiées en Europe. Le Tableau 1.2 ci-dessus présente aussi la distribution des raffineries par pays. Comme on peut le voir sur le plan de la Figure 1.2, les raffineries sont principalement placées près de la mer ou de rivières importantes, pour satisfaire leurs besoins importants en eau de refroidissement et pour faciliter le transport maritime des matières brutes et des produits. Certains endroits en Europe connaissent des concentrations importantes de raffinerie (par exemple, Rotterdam aux Pays-Bas (5); Anvers en Belgique (5) et la Sicile en Italie (4).

En raison de la sur-capacité du secteur de la raffinerie en Europe, très peu de nouvelles raffineries ont été construites ces vingt-cinq dernières années. En fait, seuls neuf pour cent des raffineries existantes ont été construites pendant cette période et seulement deux pour cent ont été construites les dix dernières années, 95 % ont été construites avant 1981 et 44 % avant 1961 (voir le Tableau 1.5). Bien que la plupart des raffineries aient connu des mises à niveau et que de nouvelles unités aient été construites depuis leur mise en service, leur structure d'ensemble, et en particulier les éléments comme la disposition du système d'égouts, sont restés en grande partie inchangés.

Période de temps	Nombre de raffineries construites pendant cette période	Pourcentage de raffineries construites pendant cette période (%)	Pourcentage cumulé
Avant 1900	1	1	1
1901 - 1910	2	2	3
1911 - 1920	1	1	4
1921 - 1930	9	9	13
1931 - 1940	7	7	19
1941 - 1950	8	8	27
1951 - 1960	17	17	44
1961 - 1970	41	40	83
1971 - 1980	12	12	95
1981 - 1990	3	2	98
1991 - 2000	2	2	100
Total	103*		
* La raffinerie en Martinique n'a pas été incluse dans ce tableau. Certaines raffineries ont été démolies récemment.			

Tableau 1.5 : Pourcentage de raffineries construites pendant différentes périodes de temps

Source : CONCAWE

Quatre usines à gaz naturel à terre ont été identifiées en Europe. Trois ont été identifiées aux Pays-Bas et une en Norvège.

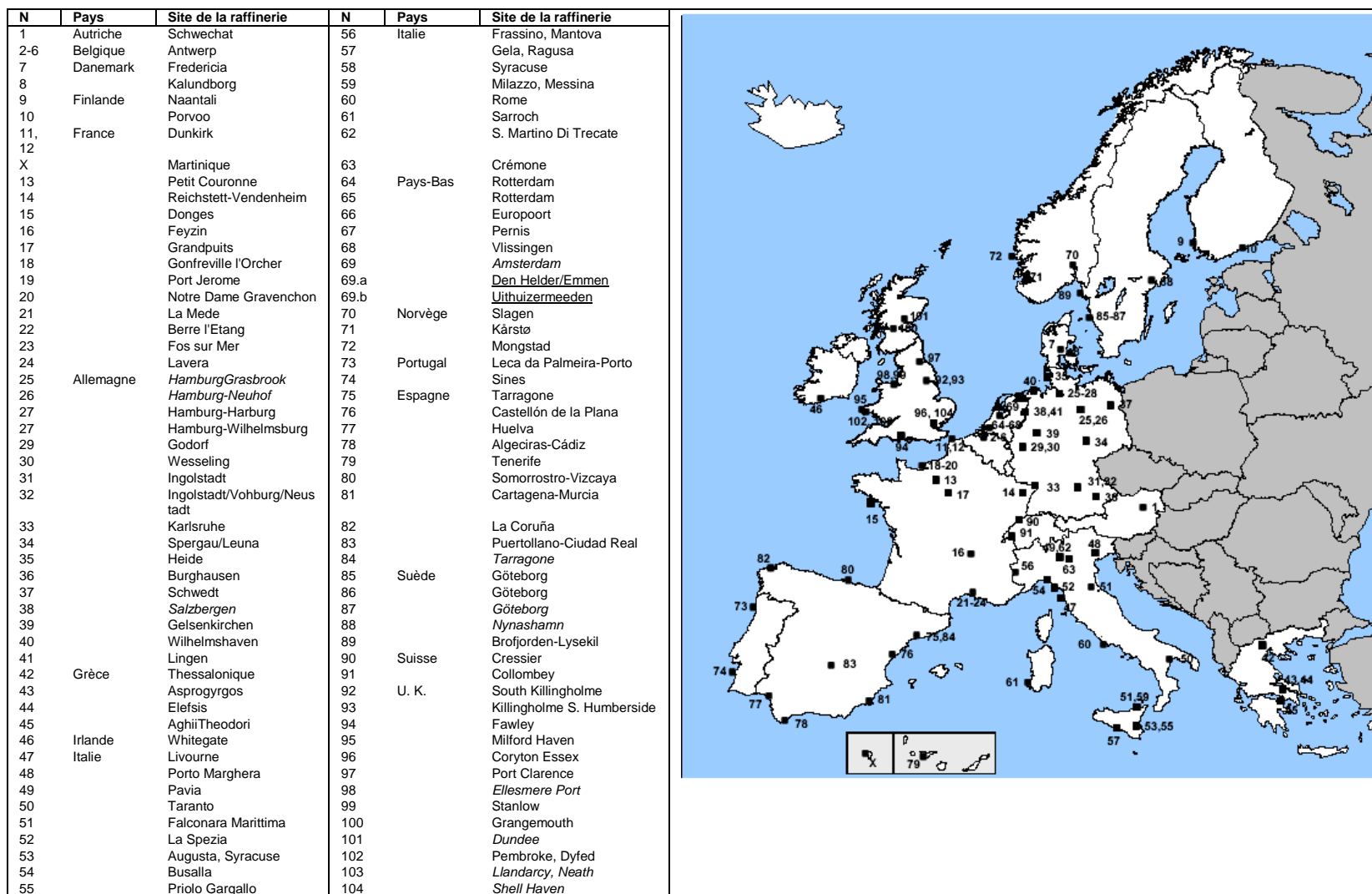


Figure 1.2 : Distribution géographique des raffineries européennes

(■ Raffineries de pétrole (en italique : les raffineries de lubrifiant et de bitume) ▲ les usines à gaz naturel (soulignées))

1.3.1 Caractéristiques techniques des raffineries européennes

Le Tableau 1.6 présente le nombre de procédés actuellement en exploitation dans les raffineries d'huile minérale dans chaque pays. Comme on peut le voir, les distillations de brut et sous vide, l'hydrotraitement catalytique et le reformage catalytique sont les procédés les plus courants, étant présents dans les raffineries les plus simples. Il peut être surprenant que le nombre de procédés d'hydrotraitement catalytique soit supérieur au nombre de raffineries, mais la raison est simplement qu'il y a en moyenne plus d'un hydrotraitement catalytique dans chaque raffinerie européenne. Les procédés les moins courants dans les raffineries européennes sont la cokéfaction et la polymérisation/dimérisation.

Pays	Nombre de raffineries	Brut	Distillation sous vide	Cokéfaction	Opérations thermiques	Craquage catalytique	Reformage catalytique	Hydrocraquage catalytique	Hydroraffinage catalytique	Hydrotraitement catalytique
Autriche	1	2	2		1	1	2	2	3	2
Belgique	5	5	4		2	2	4		3	5
Danemark	2	2	1		2		2		1	3
Finlande	2	3	5		2	2	2	1	6	8
France	15	14	14		8	12	14	1	7	29
Allemagne	17	14	15	5	10	9	18	5	14	28
Grèce	4	6	4		2	2	4	1	5	11
Irlande	1	1					1		1	1
Italie	17	17	15	1	15	7	18	6	13	26
Pays-Bas	6	6	6	1	4	2	5	3	1	15
Norvège	2	2		1	1	1	3		2	5
Portugal	2	2	2		1	1	3	1	1	6
Espagne	10	10	10	2	5	6	9	1	25	17
Suède	5	5	4		2	1	3	1	3	7
Suisse	2	2	1		2		2	1		4
RU	13	10	11	1	3	7	9	1	7	13
UE+	104	101	94	11	60	53	99	24	93	180

Pays	Nombre de raffineries	Alkylation	Polymérisation Dimérisation	Composés aromatiques	Isomérisation	Production d'huile de base	Etherification	Hydrogène (MNm3/j)	Coke (t/j)	Soufre (t/j)	Bitume
Autriche	1				1		2			1	1
Belgique	5	2	1		1		1	2		4	3
Danemark	2				1						1
Finlande	2	1	1	1		1	2	1		3	4
France	15	4	2	2	7	5	4	4	3	6	6
Allemagne	17	3	2	13	6	5	5		4	10	9
Grèce	4	1	2		3	1	2	5		3	2
Irlande	1									1	
Italie	17	6	1	4	12	2	5	11	1	7	5
Pays-Bas	6	2		1	2	2	2	4		3	3
Norvège	2		1		1				1	1	
Portugal	2	1		1						1	
Espagne	10	3		5	2	4	5	7	2	18	7
Suède	5		1		3	1		3		4	2
Suisse	2				2						1
RU	13	6	3	3	4	4	2	2	1	4	7
UE+	104	29	14	30	45	25	30	39	12	66	51

Pour les définitions de ces procédés, voir le bas du Tableau 1.2.

Tableau 1.6 : Nombre de types de procédés par pays

Source : Données provenant de [73, Radler, 1998] analysées par le groupe de travail.

Certains de ces procédés de raffinage ont été analysés afin de découvrir le type de technique ou les techniques utilisées pour réaliser certains procédés. Par exemple, il existe actuellement deux technologies pour réaliser l'alkylation, à savoir de manière sulfurique et de manière hydrofluorique. Dans ce cas, ces deux technologies sont en compétition, mais dans d'autres cas, comme pour l'hydrotraitement, une technique n'exclut pas l'autre (ces cas sont marqués d'une astérisque dans le Tableau 1.7). Le pourcentage de techniques pour chaque procédé est présenté dans le Tableau 1.7, sur la base des données [73, Radler, 1998] analysées par les membres du groupe de travail. Comme on peut le constater dans le tableau, certaines techniques sont réellement prédominantes dans des procédés particuliers dans les raffineries européennes. Cette catégorie inclut la cokéfaction retardée, la viscoréduction, le craquage catalytique à lit fluidisé, l'alkylation hydrofluorique, l'isomérisation C5 et C6, la production de MTBE et le reformage de vapeur d'eau pour la production d'hydrogène. Les autres procédés où une technique est moins prédominante sont le reformage catalytique, l'hydroraffinage catalytique, l'hydrotraitement catalytique et le procédé de récupération d'hydrogène.

Procédé		Technique utilisée	%
Cokéfaction		Cokéfaction différée	82%
		Autres	18%
		Cokéfaction sur lit fluidisé	0%
Opérations thermiques		Viscoréduction	82%
		Craquage thermique	18%
Craquage catalytique		Fluide	94%
		Autres	6%
Reformage catalytique		Semi-régénératif	55%
		Régénératif continu	27%
		Cyclique	14%
		Autres	4%
Hydrocraquage catalytique	Utilisé pour	La mise à niveau du distillat	68%
		Autres	27%
		La mise à niveau résiduelle	5%
		La fabrication de lubrifiant	0%
	Sévérité	Conventionnelle	64%
		Hydrocraquage léger à modéré	36%
L'hydrotraitement catalytique (*)		Distillat léger	46%
		Désulfuration du gasoil lourd	32%
		Craqueur catalytique et traitement du stock de roulement	13%
		Désulfuration des résidus	6%
		Autres	3%
Hydrotraitement catalytique (*)		Désulfuration du naphta	28%
		Distillat direct	24%
		Prétraitement des charges des reformeurs catalytiques	24%
		« Finition » des lubrifiants	7%
		Saturation des oléfines ou des composés aromatiques de naphta	5%
		Autre distillats	5%
		Autres	5%
		Prétraitement des charges du craqueur catalytique	3%
Alkylation		Acide hydrofluorique	77%
		Acide sulfurique	20%
		Autres	3%
Polymérisation Dimerisation		Polymérisation	79%
		Dimerisation	21%
Composés aromatiques (*)		BTX	59%
		Hydrodésalkylation	28%
		Cyclohexane	10%
		Cumène	3%
Isomérisation		Charge de C5 et C6	80%
		Charge de C5	11%
		Charge de C4	9%
Etherification		MTBE	79%
		TAME	11%
		ETBE	7%
		Autres	4%
Hydrogène	Production	Reformage de méthane à la vapeur d'eau	57%
		Reformage de naphta à la vapeur d'eau	32%
		Oxydation partielle	11%
	Récupération	Adsorption modulée en pression	52%
		Membrane	29%
		Cryogénique	19%

Pour les définitions de ces procédés, voir le bas du Tableau 1.2.

Tableau 1.7 : Pourcentage de raffineries de l'UE+ qui ont un certain procédé (par type de procédé)

Source : Données provenant de [73, Radler, 1998] analysées par le groupe de travail.

Remarque : Le nombre total de raffineries de l'UE+ qui ont un certain procédé est indiqué dans le tableau précédent

Suivant l'analyse du type de procédés, le Tableau 1.8 montre les fourchettes de capacité pour les différents procédés trouvés dans les raffineries de l'UE+. Comme on peut le voir, les fourchettes sont assez larges, expliquant à nouveau la diversité du type de raffineries rencontrées dans l'UE+. Par exemple, il existe des différences importantes de capacité des unités de brut ou d'hydrotraitement catalytique. Des différences moins importantes existent dans les procédés de cokéfaction et d'alkylation.

Procédé	Maximum	Moyenne	Minimum
Capacité de charge, en Mm ³ /an			
Brut	23,21	7,96 0,46	
Distillation sous vide	10,73	3,03	0,26
Cokéfaction	3,95	1,72	0,78
Opérations thermiques	3,50	1,45	0,39
Craquage catalytique	5,22	2,33	0,52
Reformage catalytique	3,08	1,26	0,08
Hydrocraquage catalytique	3,77	1,63	0,05
Hydroraffinage catalytique	6,96	1,48 1,48	0,23
Hydrotraitement catalytique	8,01	1,78	0,02
Capacité de production, en Mm ³ /an			
Alkylation	1,89	0,45	0,14
Pol./Dim.	0,67	0,22	0,02
Composés aromatiques	1,49	0,36	0,04
Isomérisation	1,18	0,55	0,11
Production d'huile de base	1,03	0,33	0,03
Etherification	0,50	0,11	0,01
Hydrogène (MNm ³ /jour)	3,23	1,54	0,003
Coke (t/j)	2300	869	173
Soufre (t/j)	650	130	2
Bitume	1,16	0,41	0,07

Pour les définitions de ces procédés, voir le bas du Tableau 1.2 à la page 4

Tableau 1.8 : Capacité des différents procédés dans les raffineries de l'UE+.

Source : [73, Radler, 1998] analysé par les membres du groupe de travail.

Il existe différentes approches pour définir la complexité d'une raffinerie [287, Johnston, 1996]. L'indice Nelson de complexité de raffinerie a été utilisé pour la construction de la Figure 1.3. Dans les commentaires hollandais [118, VROM, 1999], les raffineries européennes sont groupées par configuration, comme indiqué dans le Tableau 1.9. CONCAWE [115, CONCAWE, 1999] a groupé les raffineries par types (dont la définition diffère des configurations du Tableau 1.9) à la Figure 1.4 comme ils existaient durant la période 1969 - 1997. D'autres définitions sont utilisées dans l'industrie, comme l'équivalent du FCC (utilisé par les rapports de la DG Transport de la CEC sur l'industrie du raffinage) ou la Capacité de Distillation Equivalente utilisée par Solomon Associates.

La Figure 1.3 essaie d'illustrer les différences de complexités des raffineries en Europe. L'axe Y représente la complexité de la raffinerie calculée selon l'indice Nelson de complexité de raffinerie [287, Johnson, 1996]¹. L'axe X représente les différents pays de l'UE+. Si l'on divise le fossé Y des raffineries de l'UE+ en quatre catégories (moins de 3,9, entre 3,9 et moins de 6,1, entre 6,1 et 8,4 et plus de 8,4²), nous constatons que 18 % des raffineries font partie de la catégorie la plus basse, 30 % à la seconde catégorie, 41 % à la troisième et 11 % du groupe des raffineries les plus complexes. En conséquence, 7 raffineries sur 10 dans l'UE+ peuvent être considérées comme des raffineries à complexité intermédiaire.

¹ Nelson a développé un système pour quantifier le coût relatif des composants qui forment une raffinerie. C'est un indice strictement de coût qui fournit une mesure relative des coûts de construction d'une raffinerie particulière sur la base de sa capacité de brut et de mise à niveau. Nelson a assigné un indice de 1 à l'unité de distillation. Toutes les autres unités sont classées selon leur coût par rapport à cette unité.

² Limites des catégories calculées en moyenne \pm l'écart standard

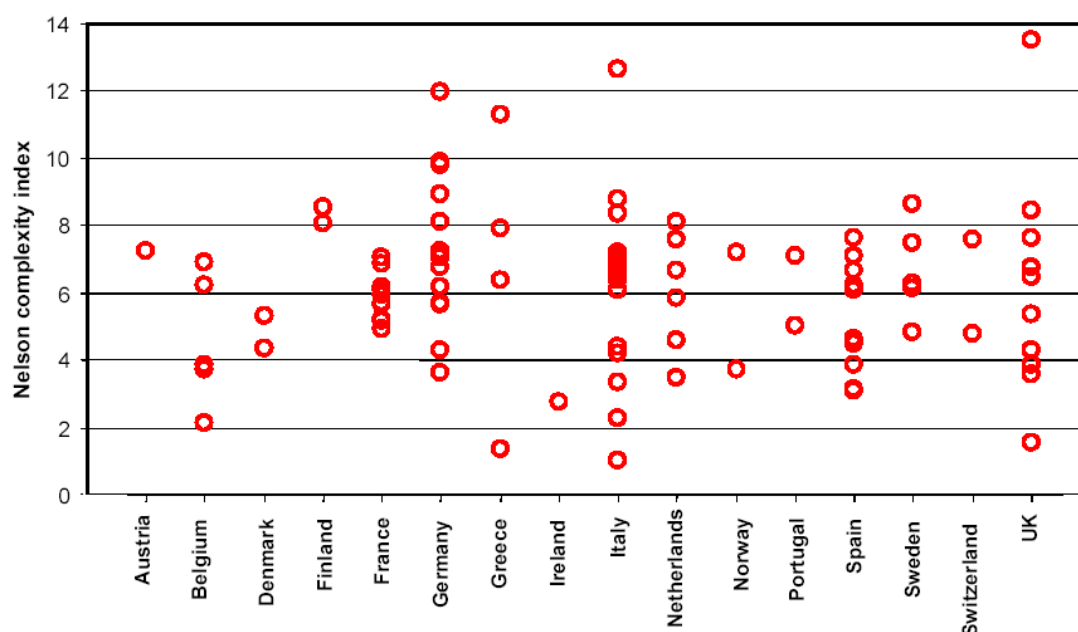


Figure 1.3 : Indice Nelson de complexité des raffineries européennes par pays (moyenne de 6,1)

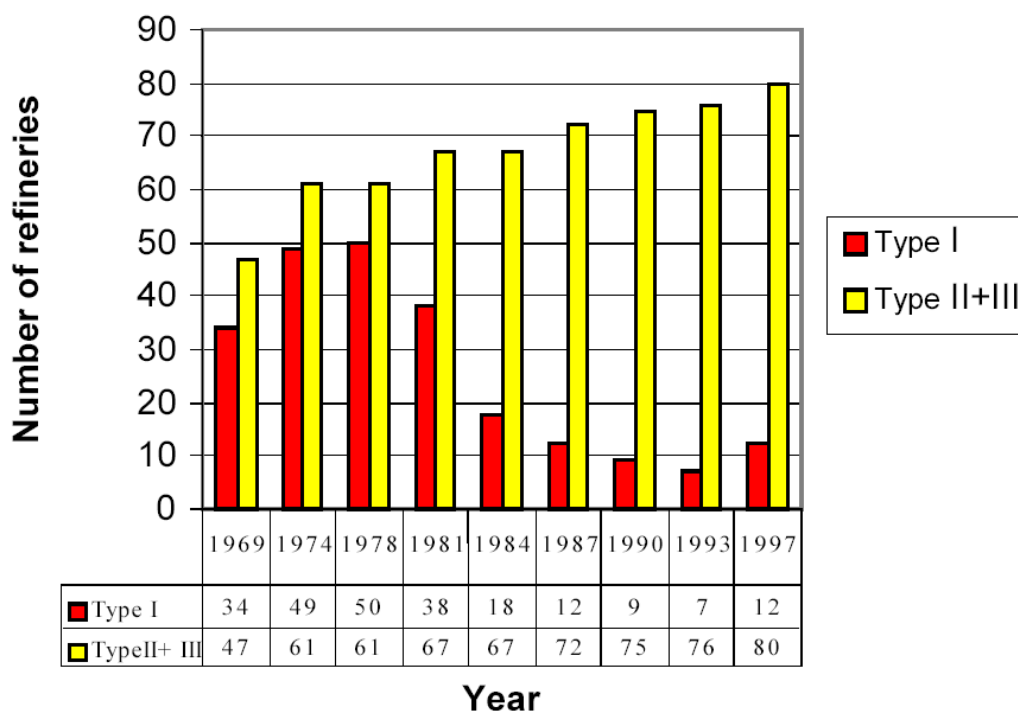
Dans certaines études, il est commun de distinguer les différents types de configuration de raffinerie selon leur complexité (pour de plus amples informations, voir l'Annexe 10.2). Une classification des raffineries consiste à définir cinq différents types de configurations, comme indiqué dans le Tableau 1.9. Selon cette classification, environ 26 distilleurs-reformeurs (avec ou sans craqueurs thermiques) sont encore en fonctionnement en Europe. La configuration la plus courante dans les raffineries de l'UE+ est la configuration à craquage catalytique.

PAYS	Nombre de raffineries	Raffineries d'huile de base et de bitume	Configuration 1 : unité d'hydrocrémage + isomérisation	Configuration 2 configuration du craqueur catalytique	Configuration 3 Configuration de l'hydrocraqueur	Configuration 4 Raffinerie très complexe avec craquage catalytique
Autriche	1			1		
Belgique	5		1	2	1	1
Danemark	2		2			
Finlande	2			1		1
France	15		4	10		1
Allemagne	17	3	2	8	3	1
Grèce	4		2	1		1
Irlande	1		1			
Italie	17		6	4	4	3
Pays-Bas	6	1	1	1	2	1
Norvège	2		1	1		
Portugal	2		1		1	
Espagne	10	1	2	6	1	
Suède	5	2	2			1
Suisse	2		1		1	
RU	13	3		7	1	2
TOTAL	104	10	26	42	14	12

Tableau 1.9 : Raffineries européennes par configuration

Source : [118, Radler, 1999] analysé par les membres du groupe de travail.

La Figure 1.4 montre l'évolution de la complexité des raffineries de l'UE+. On peut remarquer que le nombre de raffineries de type I a diminué au fil des ans. Pour utiliser le brut de manière plus efficace, de plus en plus d'unités de conversion plus approfondies ont été installées dans les raffineries européennes.

**Figure 1.4 : Evolution de la complexité des raffineries européennes**

Source : [115, CONCAWE, 1999]

Remarques :

Type I : Raffinerie simple ou sans conversion. Composée de distillation du pétrole brut, du reformage, du traitement des produits de distillat, comprenant des procédés de désulfuration et/ou d'amélioration de la qualité (par exemple, l'isomérisation ou la fabrication spécialisée).

Type II : Conversion moyenne (Type I plus craquage ou viscoréduction thermique).

Type III : Complexe (Type II plus craquage catalytique et/ou hydrocraquage à lit fluidisé). Tous les types ci-dessus peuvent comprendre une production de bitume ou d'huile, ce qui augmente clairement la complexité relative. Aucune raffinerie de lubrification ou de bitume n'est incluse dans cette figure.

1.3.2 Emploi dans le secteur de la raffinerie en Europe

Il a été estimé qu'en 1998, il y avait 55 000 employés directs chez les exploitants de raffinerie et 35 000 travailleurs sous contrat (chiffres basés sur le nombre d'hommes heures travaillées rapporté à CONCAWE pour le rapport annuel de statistiques sur la sécurité). Ces chiffres ont été calculés en divisant le rapport hommes par heure par 1840, pour obtenir un rapport exprimé en hommes par an. Concernant les prestataires, certains d'entre eux sont employés à plein temps dans les raffineries, d'autres seulement pour la durée de leur contrat. Le nombre réel de personnes sera donc plus important.

Afin d'avoir une idée approximative de l'emploi généré par une seule raffinerie, le nombre d'employés (moyenne d'emplois par an) pour les différentes raffineries de l'UE+ est présenté comme dépendant de la complexité des raffineries (Figure 1.5) et comme une fonction de la capacité de brut des raffineries (Figure 1.6). L'emploi direct ou indirect a aussi été représenté dans les deux graphiques lorsque des données existaient. Comme on peut le voir, l'emploi généré augmente lorsque la complexité ou la capacité du brut augmente.

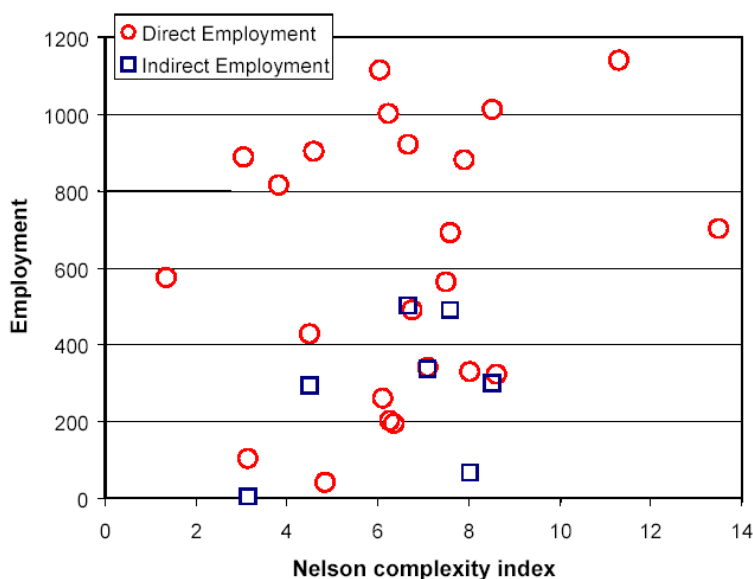


Figure 1.5 : Emploi dans les raffineries européennes en fonction de la complexité de la raffinerie

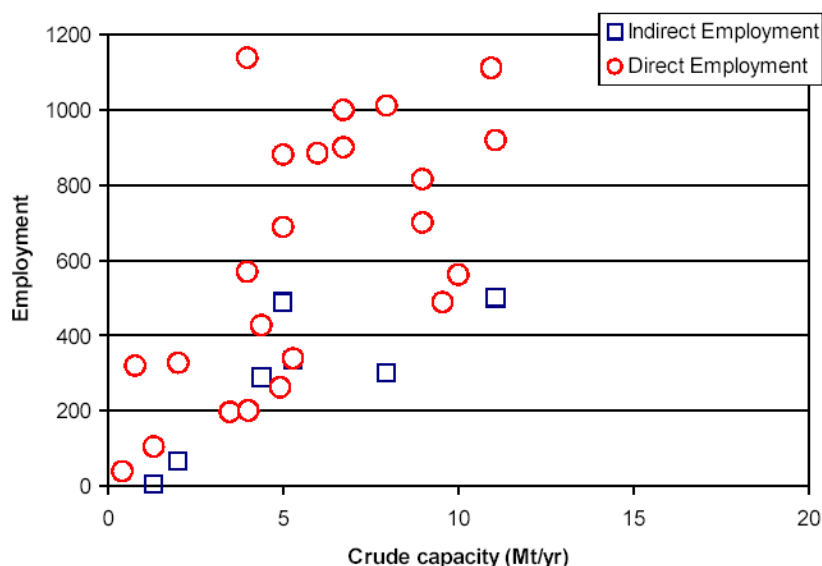


Figure 1.6 : Emploi dans les raffineries européennes en fonction de la complexité de la capacité de brut

Des différences importantes concernant l'emploi sont trouvées pour des raffineries présentant la même capacité ou la même complexité. Par exemple, l'emploi dans des raffineries disposant d'une capacité de 5 millions de tonnes par an est compris entre moins de 300 et plus de 900. Des différences plus importantes peuvent être observées dans le graphique avec l'indice Nelson de complexité.

1.4 Principaux problèmes environnementaux du secteur du raffinage

Les raffineries sont des sites industriels qui gèrent des quantités énormes de matières brutes et de produits et sont aussi des consommatrices intensives d'énergie et d'eau utilisées pour faire fonctionner le procédé. Dans leurs procédés de stockage et de raffinage, les raffineries génèrent des émissions dans l'atmosphère, dans l'eau et dans le sol, au point que la gestion environnementale est devenue un facteur majeur pour les raffineries. L'industrie du raffinage est une industrie mature et des programmes de réduction de la pollution ont été mis en place dans la plupart des raffineries depuis longtemps de manière plus ou moins importante. Cela a entraîné une baisse des émissions générées par les raffineries par tonne de brut traité et ces émissions continuent à diminuer.

Il est important de savoir, en ce qui concerne la qualité et les quantités des émissions de raffinerie, qu'à une échelle macro, les pétroles bruts ne varient que dans une certaine mesure au niveau de leur composition. De plus, les raffineries sont souvent limitées à des gammes comparativement étroites de pétrole brut. Normalement, lors du changement d'un pétrole brut à l'autre dans cette gamme, des variations importantes des émissions ne sont généralement pas attendues. En conséquence, le type et la quantité d'émissions de la raffinerie dans l'environnement sont bien connus en fonctionnement normal. Cependant, de temps à autres, le traitement du pétrole brut inconnu précédemment dans la raffinerie peut avoir des impacts imprévus sur la performance des procédés de la raffinerie, entraînant une augmentation des émissions. Cela peut en particulier affecter les émissions aquatiques et, dans une moindre mesure, les émissions dans l'air.

1.4.1 Les émissions dans l'atmosphère

Les centrales, les chaudières, les réchauffeurs et le craquage catalytique sont les sources principales d'émissions de monoxyde et de dioxyde de carbone, d'oxydes d'azote (NO_x), de particules et d'oxydes de soufre (SO_x) dans l'atmosphère. Les procédés de raffinerie nécessitent beaucoup d'énergie ; généralement plus de 60 % des émissions dans l'air de la raffinerie sont liées à la production d'énergie pour les différents procédés. Les unités de récupération de soufre et les torches contribuent aussi à ces émissions. Les changements de catalyseur et les cokeurs rejettent des particules. Les composés organiques volatiles (COV) émanent du stockage, du chargement de produit et des dispositifs de manipulation, des systèmes de séparation de l'huile/eau et, en tant qu'émissions fugaces, des raccords, des valves, des joints et des drains. Les autres émissions dans l'atmosphère sont le H_2S , le NH_3 , le BTX, le CS_2 , le COS, l'HF et les

métaux constituant des particules (V, Ni et autres). Le Tableau 1.10 présente une très brève synthèse des principaux polluants émis par une raffinerie, avec leurs principales sources.

Principaux polluants de l'air	Principales sources
Dioxyde de carbone	Fours, chaudières, turbines à gaz du procédé Régénérateurs de craquage catalytique à lit fluidisé Chaudières à CO Systèmes de torche Incinérateurs
Monoxyde de carbone	Fours et chaudières de procédé Régénérateurs de craquage catalytique à lit fluidisé Chaudières à CO Unités de récupération de soufre Systèmes de torche Incinérateurs
Oxydes d'azote (N ₂ O, NO, NO ₂)	Fours, chaudières, turbines à gaz du procédé Régénérateurs de craquage catalytique à lit fluidisé Chaudières à CO Fours de calcination de coke Incinérateurs Systèmes de torche
Particules (métaux compris)	Fours, chaudières, turbines à gaz du procédé, particulièrement lors de la combustion du liquide Fuels de raffinerie Régénérateurs de craquage catalytique à lit fluidisé Chaudières à CO Installations de coke Incinérateurs
Oxydes de soufre	Fours, chaudières, turbines à gaz du procédé Régénérateurs de craquage catalytique à lit fluidisé Chaudières à CO Fours de calcination de coke Unités de récupération de soufre (URS) Système de torche Incinérateurs
Composés Organiques Volatiles (COV)	Infrastructures de stockage et de manipulation Unités de dégazage du brut Systèmes de séparation d'huile/eau Emissions fugaces (valves, raccords, etc.) Events Systèmes de torche

Tableau 1.10 : Principaux polluants de l'air émis par les raffineries et leurs sources principales

Le dioxyde de carbone (CO₂) est le gaz à effet de serre qui reçoit le plus d'attention dans le débat sur le réchauffement climatique global. La source principale d'émissions de CO₂ est la production d'énergie. Depuis la première crise pétrolière en 1973, les raffineries ont réalisé un effort concerté pour améliorer le rendement de l'énergie. Malgré ces mesures de conservation de l'énergie, la demande en énergie des raffineries a augmenté en raison des spécifications de produit plus strictes et un mouvement au fil des ans de la production des fuels lourds vers des fuels de transport.

Le monoxyde de carbone (CO) apparaît toujours comme un produit intermédiaire des procédés de combustion et en particulier dans des conditions de combustion sous-stœchiométriques. Cependant, la pertinence des rejets de CO provenant des raffineries n'est pas très importante par rapport au CO₂.

Les oxydes d'azote (NO_x), lorsqu'ils sont émis dans l'air, peuvent se combiner avec de l'eau et former un composant des « pluies acides ». De plus, le NO_x combiné avec des composés organiques volatiles et la lumière du soleil peut entraîner la formation d'ozone au niveau du sol. La source de NO_x est principalement les procédés de combustion ; pendant la combustion du fuel, l'azote (provenant principalement de l'air de combustion lui-même) est transformé en mélange de NO₂ et de NO. Les conditions de combustion jouent un rôle important dans ce cas. Le N₂O (gaz hilarant) est un puissant gaz à effet de serre qui contribue à la destruction de l'ozone stratosphérique.

Les émissions de particules sont devenues le centre de l'attention en raison de leurs effets potentiellement nocifs sur la santé. Les émissions de particules sont causées par la combustion des fuels, en particulier lors de la combustion sous-optimale. Une autre source est le craqueur catalytique.

Les oxydes de soufre (SO_x), lorsqu'ils sont émis dans l'air, peuvent se combiner avec de l'eau et former un composant des « pluies acides ». La principale source de SO_x est la production d'énergie ; pendant la combustion, le soufre dans le fuel est transformé en un mélange de SO_2 et de SO_3 . Une autre source, traditionnellement plus faible, est le gaz de combustion émanant des unités de récupération de soufre. Il y a une relation directe entre le soufre dans la charge d'un procédé de combustion et les oxydes de soufre dans ses gaz de combustion. En général, la teneur en soufre du pool essence de la raffinerie est un équilibre fragile entre l'énergie requise, le type de brut traité, les limites d'émissions et les optimisations économiques.

Les carbones organiques volatiles (COV), comme mentionné ci-dessus, peuvent réagir avec du NO_x en présence de lumière du soleil pour former de l'ozone atmosphérique de bas niveau. De plus, les émissions de COV peuvent augmenter les problèmes olfactifs, qui peuvent entraîner des plaintes de la part des résidents proches. La source des émissions de COV est l'évaporation et la fuite des fractions d'hydrocarbures pendant le stockage et la distribution. Des hydrocarbures peuvent aussi être émis dans des conditions de combustion non-optimales, mais celles-ci ne constituent qu'une faible contribution.

En raison des progrès que les raffineries ont réalisés en ce qui concerne la réduction des émissions de soufre dans l'air, le centre de l'attention a commencé à se déplacer vers les COV (y compris les odeurs), les particules (taille et composition) et les NO_x , comme cela est le cas dans le débat environnemental en général. Lorsque le débat sur les émissions de dioxyde de carbone prendra de l'ampleur, cela affectera aussi fortement les raffineries.

1.4.2 Emissions dans l'eau

L'eau est utilisée de manière intensive dans une raffinerie comme eau de procédé et pour le refroidissement. Son utilisation contamine l'eau avec des produits huileux, augmentant principalement la demande en oxygène de l'effluent. Les raffineries rejettent des eaux usées qui proviennent de :

- l'eau de procédé, des vapeurs d'eau et de l'eau de nettoyage. Ces eaux ont été en contact avec les fluides du procédé, et à part l'huile, ont aussi engrangé des sulfures d'hydrogène (H_2S), de l'ammoniaque (NH_3) et des phénols. Plus les procédés de conversion sont sévères, plus la quantité de H_2S et de NH_3 engrangée par l'eau du procédé est importante. L'eau de procédé est traitée en plusieurs étapes familières avant d'être rejetée dans l'environnement ;
- l'eau de refroidissement, à passage unique ou de systèmes circulant. Ce flux ne contient théoriquement pas d'huile. Cependant, des fuites dans les systèmes à passage unique, même à faibles concentrations, peuvent entraîner des pertes de masse significatives au vu des quantités importantes d'eau impliquées. Eaux de pluies des zones de procédé. Ce type d'eau n'a pas été en contact avec les fluides du procédé, mais provient des eaux de pluies sur des surfaces qui ont pu être polluées par du pétrole. On y fait référence par le terme « eau accidentellement contaminée par l'huile » et est traditionnellement traité par rejet dans l'environnement ;
- eaux de pluies des zones de non-procédé. Ce flux ne contient théoriquement pas d'huile.

L'huile et les hydrocarbures sont les principaux polluants rencontrés dans les eaux usées générées par les raffineries. Les autres polluants rencontrés dans les eaux usées générées par les raffineries sont le sulfure d'hydrogène, l'ammoniaque, les phénols, le benzène, les cyanides et les solides en suspension contenant des métaux et des composés inorganiques (par exemple, des halides, des sulfates, des phosphates, des sulfides). Le Tableau 1.11 donne une synthèse des principaux polluants de l'eau ainsi que leurs sources principales.

Polluant de l'eau	Source
Hydrocarbures	Unités de distillation, hydrotraitement, viscoréducteur, craquage catalytique, hydrocraquage, lubrifiant, substance caustique usée, eau de ballastage, utilités (pluie)
H ₂ S (RSH)	Unités de distillation, hydrotraitement, viscoréducteur, craquage catalytique, hydrocraquage, lubrifiant, substance caustique usée
NH ₃ (NH ₄ ⁺)	Unités de distillation, hydrotraitement, viscoréducteur, craquage catalytique, hydrocraquage, lubrifiant, substance caustique usée, sanitaire/domestique
Phénols	Unités de distillation, viscoréducteur, craquage catalytique, substance caustique usée, eau de ballastage
Produits chimiques organiques (DBO, DCO, COT)	Unités de distillation, hydrotraitement, viscoréducteur, craquage catalytique, hydrocraquage, lubrifiant, substance caustique usée, eau de ballastage, utilités (pluie), sanitaire/domestique
CN ⁻ , (CNS ⁻)	Viscoréducteur, craquage catalytique, substance caustique usée, eau de ballastage
SST	Unités de distillation, viscoréducteur, craquage catalytique, substance caustique usée, eau de ballastage

Tableau 1.11 : Les principaux polluants de l'eau (paramètres) générés par les raffineries
Source : [115, CONCAWE, 1999]

Les techniques de traitement des eaux usées sont des techniques matures, et l'accent est désormais déplacé de la prévention à la réduction. La réduction de l'utilisation d'eau et/ou de la concentration des polluants dans l'eau, peut avoir des effets sur la réduction des émissions finales des polluants.

1.4.3 Génération de déchets

La quantité de déchets générés par les raffineries est faible si elle est comparée à la quantité de matières brutes et de produits qu'elles traitent. Les déchets huileux de raffinerie couvrent normalement ces trois catégories de matières :

- Les *boues*, à la fois huileuses (par exemple les boues de réservoirs) et non-huileuses (par exemple provenant des dispositifs de traitement des eaux usées),
- les autres déchets de raffinerie, y compris les divers déchets liquides, semi-liquides ou solides (par exemple le sol contaminé, les catalyseurs usés provenant des procédés de conversion, des déchets huileux, des cendres de l'incinérateur, de la substance caustique usée, de l'argile usée, des produits chimiques usés, du goudron acide),
- des déchets de non-raffinage, par exemple, domestiques, de démolition ou de construction.

Le Tableau 1.12 présente une synthèse des principaux types de déchets solides générés dans une raffinerie et leurs sources.

Type de déchets	Catégorie	Source
Matières huilées	<i>boues huileuses</i>	Résidus de réservoir, boues de traitement biologique, boues d'intercepteur, boues de traitement des eaux usées, sols contaminés, boues du dessaleur
	<i>Matières solides</i>	Des sols contaminés, des débris de déversement d'huile, de l'argile de filtre acide, des torchons de goudron, des matières de filtre, de la garniture, du garnissage, du charbon actif
Matières non-huilées	<i>Catalyseur usé (à l'exception des métaux précieux)</i>	Catalyseur d'unité de craquage catalytique à lit fluidisé, catalyseur d'hydrodésulfuration/hydrotraitement, catalyseur d'unité de polymérisation, catalyseur de conversion de résidu de matières non-huilées
	<i>Autres matières</i>	Résines, boues d'eau de charge de chaudière, dessiccateurs et absorbants, boues neutres provenant d'installations d'alkylation, déchets de FGD
Fûts et conteneurs		Métal, verre, plastique, peinture
Déchets radioactifs (si utilisés)		Catalyseurs, déchets de laboratoire
Ecaillés		Ecaillés en plomb/sans plomb, rouille
Déchets de construction/démolition		Déchets métalliques, ciment, asphalte, sol, amiante, fibres minérales, plastique/bois
Produits chimiques usés		De laboratoire, substance caustique, acide, additifs, carbonate de sodium, solvants, MEA/DEA (mono/di-éthanolamine), TML/TEL (tétraméthyl/éthyl de plomb)
Déchets pyrophoriques		Ecaillés provenant des réservoirs/unités de procédé
Déchets mixtes		Ordures domestiques, végétation
Huiles usées		Lubrifiants, huile humide, huile de transformation, huiles récupérées, huiles de moteur

Tableau 1.12 : Principaux déchets solides générés par les raffineries**Source : [108, USAEPA, 1995]**

Les hydrocarbures retenus dans les boues et les autres types de déchets représentent une perte de produit et, lorsque cela est possible, des efforts sont faits pour les récupérer. L'élimination des déchets dépend beaucoup de leurs compositions et de la situation locale de la raffinerie. En raison des coûts d'exploitation importants de l'élimination des déchets, une priorité importante a été accordée aux plans de réduction des déchets.

Les tendances de génération de déchets pendant les dix dernières années a montré que la production de boue huileuse est en déclin, principalement via des mesures d'entretien des locaux, alors que la génération de boues biologiques a augmenté suite à l'effluent en augmentation du traitement biologique de la raffinerie. La production de catalyseurs usés augmente aussi via l'installation de nouveaux hydrocraqueurs, de dispositifs d'hydrotraitement et de collecteurs de poussière de craqueur catalytique. Pour toutes ces catégories de déchets, des prestataires tiers de déchets sont de plus en plus utilisés pour le traitement et l'élimination hors site.

1.4.4 Contamination du sol et des eaux souterraines

La plupart des raffineries comprennent des zones contaminées par des pertes de produit dans le passé. Les pratiques actuelles des raffineries sont conçues pour éviter les écoulements et les fuites dans le sol. Dans le passé, la conscience des risques potentiels de ces zones contaminées était faible. Les deux principaux sujets désormais sont la prévention de nouveaux écoulements et le nettoyage des contaminations passées. Comme indiqué dans la portée du document, le nettoyage des sols n'est pas inclus dans la portée de ce document. La plupart des fractions huileuses sont biodégradables, si du temps leur est accordé. La réflexion concernant le nettoyage de ces zones contaminées a changé au fil des ans. Une connaissance améliorée des sciences du sol et de la difficulté du nettoyage du sol sur un site encore en exploitation, a mené à une approche pragmatique de gestion des risques de ces sites contaminés pour assurer leur valeur d'adaptation à l'utilisation pour assurer que la pollution ne s'étende pas au-delà du site. Un certain nombre d'initiatives de recherche sont en cours pour améliorer la performance des techniques de nettoyage sur place.

Les principales sources de contamination du sol et de l'eau souterraine par de l'huile sont généralement les endroits le long du train de manipulation et de traitement des bruts en produits où des hydrocarbures peuvent être perdus dans le sol. Ils sont couramment associés au stockage, au transfert, et au transport des hydrocarbures eux-mêmes ou d'eaux contenant des hydrocarbures. Il existe aussi une possibilité de contamination par d'autres substances comme de l'eau contaminée, des catalyseurs et des déchets.

1.4.5 Autres problèmes environnementaux

En dehors des problèmes environnementaux mentionnés dans les sections ci-dessus, particulièrement pour les raffineries proches des zones résidentielles, la nuisance est devenue un problème discuté avec à la fois les autorités locales et les représentants des populations locales dans des conseils dits de voisinage. Des sujets comme les émissions de bruit, de lumière et de fumée (torchage) et d'odeurs qui ont un impact direct sur les résidents reçoivent beaucoup plus d'attention dans ces voisinages que les émissions « majeures » auxquelles il est fait mention ci-dessus qui avaient tendance à recevoir une plus grande attention par le passé.

La nuisance par de la lumière peut être causée par le torchage des raffineries et des usines pétrochimiques la nuit lorsqu'elles sont situées près de zones densément peuplées.

Depuis les années 70, les raffineries ont engagé des ressources considérables pour améliorer la sécurité du procédé, à la fois dans la conception et l'exploitation par de la formation, des procédures et des équipements de protection du personnel. Une plus grande attention, une formation, une conception sûre, des outils adéquats et des équipements de protection du personnel ont permis de réduire constamment le nombre d'actions non sécurisées, d'accidents et d'incidents et de quasi-accidents [242, CONCAWE, 1998].

La sécurité professionnelle est incluse dans les procédures de sécurité d'exploitation devant protéger les ouvriers de l'exposition aux matières toxiques et leur fournissant toutes les installations nécessaires à leur bien-être et leur sensation de sécurité. Des instructions, des échanges d'informations et la formation du personnel, la disposition d'équipements de protection du personnel ainsi que le suivi strict des procédures d'exploitation ont contribué à réduire constamment les accidents et les incidents sanitaires. Des polluants classiques de raffinerie et des produits qui présentent des risques sanitaires sont le sulfure d'hydrogène, le BTEX (dont le benzène est le principal composant), l'ammoniaque, le phénol, l'HF, le NO_x et le SO_x, pour lesquels des valeurs de concentrations maximales légales prévalent.

La conception des installations de la raffinerie et des systèmes de contrôle du procédé doit inclure des dispositions pour un arrêt en toute sécurité avec un minimum d'émissions provenant de l'unité impliquée. Pendant des refoulements opérationnels non planifiés, ces dispositions devraient garantir que l'alimentation est stoppée, suivie par l'activation automatisée et préprogrammée par la suite de pompes, de systèmes de relâche, de systèmes de purges, de torches et d'autres équipements. Des exemples de telles occurrences sont des ruptures d'utilités, des pannes d'équipements, un incendie ou une explosion. Les situations d'urgence entraînant des écoulements directs dans des parties de l'usine qui ne sont ni complètement contenues, ni complètement automatisées, comme la rupture d'un pipeline ou d'un réservoir, doivent être traitées selon les procédures d'urgence applicables. Celles-ci sont conçues pour réduire et contenir les écoulements, puis pour nettoyer rapidement afin de minimiser l'impact environnemental.

2 PROCÉDES ET TECHNIQUES APPLIQUÉS

Dans cette section, les activités et les procédés principaux rencontrés dans le secteur des usines de gaz naturel et dans l'industrie du raffinage de pétrole sont décrits, y compris les matières et les équipements utilisés et les procédés employés. Ce chapitre est conçu pour les personnes intéressées par la compréhension générale des procédés et des activités rencontrées dans ces deux secteurs industriels, et pour les personnes intéressées par les relations entre les procédés industriels et les sujets décrits dans les chapitres suivants de ce document comme les émissions, la consommation et les meilleures techniques disponibles relatives aux différents procédés. Cette section n'essaie pas de répliquer les informations d'ingénierie disponibles publiées pour cette industrie dans la littérature générale.

Ce chapitre décrit brièvement, par ordre alphabétique, le fonctionnement et les activités principales des unités de production traditionnellement impliquées dans les raffineries de pétrole. Pour bon nombre de ces opérations de production, un certain nombre de techniques et/ou d'opérations d'unités différentes sont utilisées dans l'industrie. Alors que les techniques principales utilisées pour chaque procédé/industrie sont décrites, l'objectif n'est pas de présenter et de décrire l'intégralité des différents procédés utilisés actuellement. Ce chapitre présente spécifiquement l'objectif et le principe du procédé, les flux de charge et de produit, une brève description de procédé des processus/activités de production les plus courants et de l'efficacité opérationnelle. Ces informations, combinées aux représentations schématiques des procédés identifiés, fournissent une description concise du procédé/de l'activité.

La première section est consacrée à une description technique générale des raffineries et les 22 sections suivantes couvrent tous les procédés et activités dans la portée du BREF. Les procédés des usines de gaz naturel sont inclus dans une section séparée (Section 17). Ces sections ne prétendent pas être d'une importance égale du point de vue de l'impact environnemental. Certaines sections sont plus pertinentes que d'autres, mais cette structure est considérée comme constituant un bon moyen d'évaluer les MTD des secteurs de la raffinerie du gaz et du pétrole. Ce chapitre n'inclut aucune technique de réduction de la pollution. Cependant, certains des procédés (comme les hydrotraitements) comportent un aspect environnemental. Les implications environnementales des techniques de production se trouvent dans le Chapitre 3. Une présentation des bonnes pratiques en matière d'environnement (techniques de prévention) des techniques de production se trouve au Chapitre 4. En conséquence, aucune information concernant les émissions ne sont présentées dans le Chapitre 2. Les informations sur les torches, les unités de récupération de soufre, les systèmes de traitement des eaux usées et de gestion des déchets, par exemple, ne sont pas incluses dans ce chapitre car elles ne sont pas considérées comme des activités de production. Il s'agit de techniques de sécurité ou de techniques environnementales appliquées aux deux secteurs.

2.1 Présentation générale des procédés de raffinerie

Le pétrole brut et le gaz naturel sont des mélanges de plusieurs hydrocarbures différents et de faibles quantités d'impuretés. La composition de ces matières brutes peut varier significativement selon leur source (voir la Section 10.3 pour les types de pétroles bruts). Les raffineries de pétrole sont des installations complexes, où la combinaison et la séquence des procédés sont généralement très spécifiques aux caractéristiques des matières brutes (pétrole brut) et des produits à réaliser. Dans une raffinerie, des portions des produits issus de certains des procédés alimentent de nouveau le même procédé, de nouveaux procédés, ou alimentent un procédé antérieur ou sont mélangées à d'autres produits sortant pour former des produits finalisés. Un exemple en est présenté à la Figure 2.1, qui montre aussi que toutes les raffineries sont différentes par rapport à leur configuration, à la combinaison de leurs procédés, à leur charge d'alimentation, à la flexibilité de leur charge d'alimentation, à leurs produits, au mélange de leurs produits, à la taille et à la conception des unités et à leurs systèmes de contrôle. De plus, les différences de stratégie de l'exploitant, de situation du marché, d'emplacement et d'âge de la raffinerie, d'historique de développement, d'infrastructures disponibles et de réglementations environnementales font partie des raisons pour lesquelles il existe une grande variété de concepts, de conceptions et de modes d'exploitation des raffineries. La performance environnementale peut aussi varier d'une raffinerie à l'autre.

La production d'un nombre important de fuels est de loin la fonction la plus importante des raffineries et en déterminera en général la configuration d'ensemble et le fonctionnement. Néanmoins, certaines raffineries peuvent produire des produits de valeur qui ne sont pas des fuels, comme des charges d'alimentation pour les industries chimiques et pétrochimiques. Les charges de naphta mélangées pour un craqueur à vapeur, le propylène récupéré, les butylènes pour les applications de polymère et la fabrication

de composés aromatiques couverts dans le BREF des composés organiques fabriqués en grand volume en sont des exemples. D'autres produits spécialisés provenant d'une raffinerie sont le bitume, les lubrifiants, les cires et le coke. Ces dernières années, les monopoles relatifs à l'électricité ont été libéralisés dans beaucoup de pays, permettant aux raffineries de fournir leur surplus d'électricité au secteur public.

Le raffinage du pétrole brut en produits pétroliers peut être séparé en deux phases et en un certain nombre d'opérations de support. La **première phase** est le dessalage du pétrole brut (Section 2.9) et la distillation qui suit en différents composants ou « fractions » (Section 2.19). Une distillation plus poussée des composants plus légers et du naphta est réalisée pour récupérer le méthane et l'éthane pour utilisation comme fuel de raffinerie, GPL (propane et butane), composants de mélange d'essence et de charges d'alimentation pétrochimiques. La séparation du produit léger est réalisée dans toutes les raffineries.

La **seconde phase** est composée de trois types différents de procédés en « aval » : la combinaison, la réduction et le reformage des fractions. Ces procédés modifient la structure moléculaires des molécules d'hydrocarbure en les réduisant en des molécules plus petites, en les reliant pour former des molécules plus grandes, ou en les reformant en des molécules de qualité plus élevée. L'objectif de ces procédés est de convertir certaines des fractions de la distillation en produits pétroliers commercialisables (voir la Section 10.3) via toute combinaison de procédés en aval. Ces procédés définissent les différents types de raffinerie, dont la plus simple est de type « distillation-reformage », qui désulfure à peine (Section 2.13) et reforme de manière catalytique (Section 2.6) des coupes sélectionnées provenant de l'unité de distillation. Les quantités des différents produits obtenus sont déterminées presque entièrement par la composition du brut. Si le mélange du produit ne correspond plus aux besoins du marché, des unités de conversion peuvent être ajoutées pour restaurer l'équilibre.

La demande du marché a obligé pendant plusieurs années les raffineries à convertir les fractions les plus lourdes en des fractions plus légères aux valeurs supérieures. Ces raffineries séparent les résidus atmosphériques dans le gasoil sous vide et les fractions de résidu sous vide par distillation sous vide important (Section 2.19), et conduisent ensuite une ou plusieurs de ces coupes dans les unités de conversion appropriées. Ainsi, par l'inclusion d'unités de conversion, la **slate** du produit peut être altérée pour être adaptée aux besoins du marché quel que soit le type de brut. Le nombre et les combinaisons possibles des unités de conversion sont importants.

Le craqueur thermique (Section 2.22) est l'unité de conversion la plus simple, où le résidu est soumis à des températures tellement élevées que les grandes molécules d'hydrocarbures dans les résidus se convertissent en molécules plus petites. Les craqueurs thermiques peuvent traiter quasiment toute charge, mais produisent des quantités relativement peu importantes de produits légers. Un type de craqueur thermique amélioré est le cokeur (Section 2.7), dans lequel tous les résidus sont convertis en distillats et en produit de coke. Afin d'augmenter le degré de conversion et d'améliorer la qualité du produit, un certain nombre de procédés de craquage catalytique différents ont évolué, le craquage catalytique en lit fluidisé (Section 2.5) et l'hydrocraquage (Section 2.13) étant les plus proéminents. Récemment, des procédés de gazéification des résidus (Section 2.14) ont été introduits dans les raffineries pour leur permettre d'éliminer complètement les résidus lourds et de les convertir en gaz de synthèse propres pour une utilisation de captage et de production d'hydrogène, de vapeur et d'électricité via des techniques de cycles combinés.

Les **opérations de support** sont celles qui ne sont pas directement impliquées dans la production des combustibles hydrocarbonés, mais qui ont un rôle de support. Il peut s'agir de la production d'énergie, du traitement de l'eau, de la récupération du soufre, de la production d'additifs, du traitement de gaz résiduels, des réseaux de purge, du traitement et du mélange des produits et du stockage des produits.

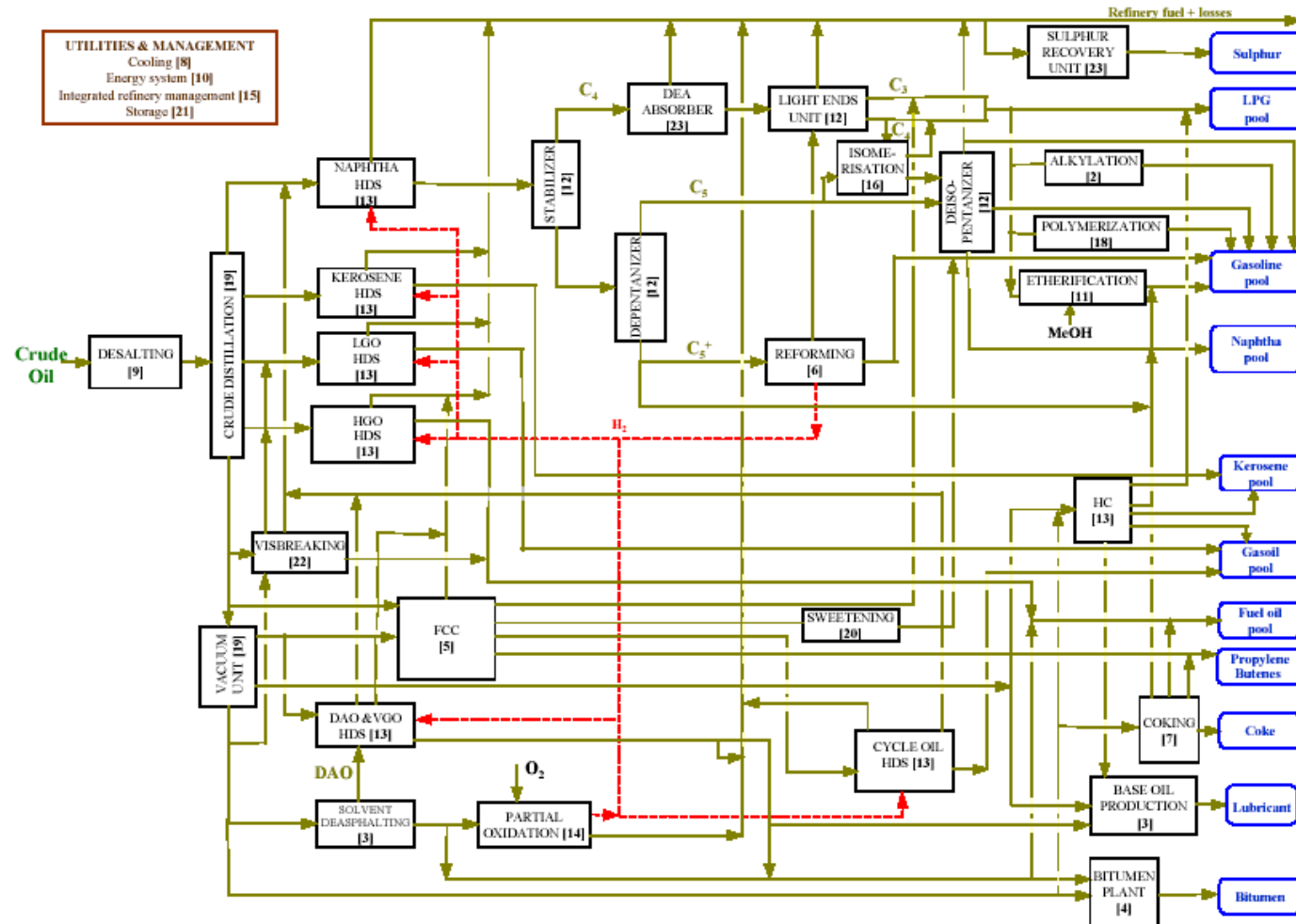


Figure 2.1 : Plan général d'une raffinerie de pétrole complexe

Remarque : Les numéros dans la figure sont les numéros de section correspondant à chaque type de procédé dans ce chapitre.

Comme il a été mentionné à la Section 1.3.1, il existe différentes approches permettant de comparer les raffineries en raison de leurs différences de complexité. Cela peut être réalisé en définissant des indices de complexité des raffineries comme expliqué à la Section 1.3.1. L'indice Nelson de complexité de raffinerie a été utilisé pour la construction de la Figure 1.3 [287, Johnston, 1996]. Dans les remarques des Hollandais [118, VROM, 1999], les raffineries européennes sont groupées par configuration, comme présenté dans le Tableau 1.9. CONCAWE [115, CONCAWE, 1999] a groupé les raffineries par types (dont la définition diffère des configurations du Tableau 1.9) à la Figure 1.4 comme elles existaient pendant la période 1969 – 1997. D'autres définitions sont utilisées dans l'industrie, comme l'équivalent FCC (utilisé par les rapports sur l'industrie du raffinage par la DG du Transport de la CEC) ou la Capacité de distillation équivalente utilisée par Solomon Associates. Certains de ces paramètres seront utilisés dans ce document.

Le Tableau 2.1 fournit un résumé des principaux produits obtenus à partir des différents procédés de la raffinerie. Comme on peut le voir, beaucoup de ces produits sont obtenus à partir de différentes unités et, en conséquence, cela donne une idée de la complexité technique et des modes opératoires que l'on peut rencontrer dans une raffinerie.

PRODUITS→ UNITES DE LA RAFFINERIE↓ Fourchette du n° de carbone	Section	GPL C ₃ -C ₄	Essence C ₄ -C ₁₂	Kérosène/ Naphta C ₈ -C ₁₇	Chauffage d'huile/diesel C ₈ -C ₂₅	Gasol lourd >C ₈	Huile de base >C ₁₅	Coke bitume >C ₃₀	Spécifique
Alkylation	2								
Production d'huile de base	3								Paraffine
Production de bitume	4								
Craqueur catalytique	5								
Craquage de résidu	5								
Reformage catalytique	6								H ₂
Cokéfaction différée	7								
Flexicokeur	7								Gaz pauvre
Gazéification	10								Gaz de synthèse
Ethérisation	11								MTBE
Procédés de séparation de gaz	12								Gaz combustible de raffinerie
Installation d'hydrogène	14								H ₂
Hydroconversion de résidu	14								H ₂
Hydrocraqueur	15								
Hydrodésulfuration	15								
Isomérisation	17								
Distillation atmosphérique de brut	19								
Distillation sous vide	19								
Craquage thermique/viscoréduction	22								
Unité de récupération de soufre	23								S

Tableau 2.1 : Unités de raffinerie et leurs produits principaux

2.2 Alkylation

OBJET ET PRINCIPE

L'objet de l'alkylation est d'obtenir un mélange de carburants de grande qualité. Le terme alkylation est utilisé pour la réaction des oléfines avec l'isobutane, pour former des isoparaffines à poids moléculaire plus élevé à l'indice d'octane élevé. Le procédé implique des conditions de réaction à faibles températures conduites en présence de forts acides.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Les oléfines à faible poids moléculaire (C_3 - C_5) et l'isobutane sont utilisées comme charges d'alimentation des unités d'alkylation. Les principales sources d'oléfin faibles sont les craqueurs catalytiques et les cokeurs. L'isobutane est produit par les hydrocraqueurs, les craqueurs catalytiques, les reformeurs catalytiques, la distillation de brut et le traitement du gaz naturel. Dans certains cas, du n-butane est isomérisé (voir la Section 2.16) pour produire de l'isobutane supplémentaire. Le produit est de l'alkylat (un composant de l'essence à indice d'octane élevé) avec quelques liquides de propane et de butane. Grâce à un choix correct des conditions d'exploitation, il est possible de faire en sorte que la majeure partie du produit puisse tomber dans la fourchette d'ébullition de l'essence. Les produits de polymérisation dissous sont retirés de l'acide sous forme d'huile noire et épaisse.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Dans l'unité d'alkylation, de l'HF ou du H_2SO_4 sont utilisés comme catalyseurs. Lorsque la concentration d'acide diminue, une partie de l'acide doit être retirée et remplacée par de l'acide frais.

Dans le *procédé à acide fluorhydrique*, l'écoulement de l'acide est à nouveau distillé. L'acide fluorhydrique concentré est recyclé et sa consommation nette est relativement faible. Dans ce procédé (Figure 2.2), la charge entre dans le réacteur et est mélangée à l'isobutane recyclé et à de l'HF provenant du décanteur. Les charges d'oléfine et d'isobutane sont d'abord déshydratées (n'apparaît pas dans la Figure 2.2), ce qui est essentiel pour minimiser le potentiel de corrosion. Le réacteur, fonctionnant entre 25 et 45 °C et entre 7 et 10 barg est refroidi pour retirer la chaleur générée par la réaction. Dans le décanteur, l'alkylat et l'excédent d'isobutane sont séparés de l'HF. L'HF est recyclé dans le réacteur, où il est régénéré, alors que la phase organique composée de l'alkylat et du flux d'isobutane n'ayant pas réagi est conduite dans l'**isostripeur**. Là, l'isobutane et quelques autres composants légers sont stripés de l'alkylat. Cette phase est conduite en tant que produit vers le stockage après traitement à l'hydroxyde de potassium. La décomposition de tout fluorure organique formé est rendue possible par les températures élevées des parois du tube. La charge de butane (n et iso) alimente normalement l'isostripeur. Le distillat de tête de l'isostripeur, essentiellement de l'isobutane, est renvoyé au réacteur. Un faible écoulement de distillat de tête est envoyé au dépropaniseur, où le propane est retiré. Les résidus du dépropaniseur, d'isobutane, sont conduits vers le flux de circulation de l'isobutane, alors que le flux de distillat de tête du dépropaniseur, le propane, passe à travers un stripeur de HF pour retirer les traces de HF et est envoyé au stockage après un dernier traitement au KOH. Des n-butanes sont soutirés du flux de charge de l'unité en tant que soutirages en provenance de l'isostripeur, traités avec du KOH et envoyés au stockage.

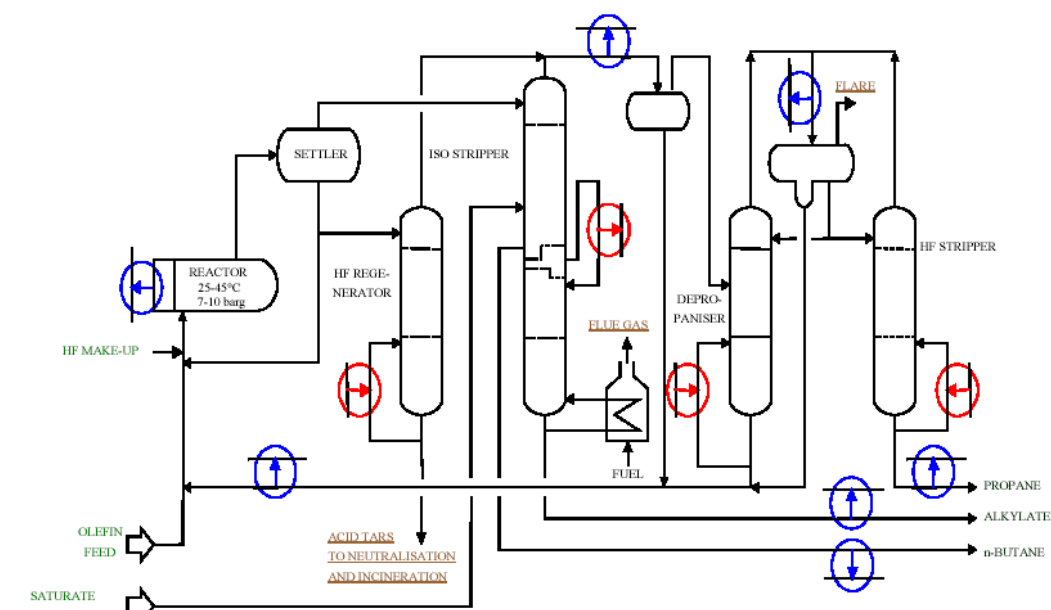


Figure 2.2 : Schéma simplifié du flux de procédé de l'unité d'alkylation de fuel lourd

Dans les procédés à l'acide sulfurique, les unités fonctionnent entre 4 et 15 °C, nécessitant un refroidissement. La génération d'acide sulfurique usé est substantielle et l'acide sulfurique supprimé doit être régénéré dans une installation d'acide sulfurique (considérée comme faisant ne faisant pas partie de l'unité d'alkylation). Dans ce procédé, la charge d'oléfine et d'isobutane recyclé sont introduits dans le réacteur auto réfrigéré à agitation automatique. Les mélangeurs permettent un contact intime entre les réactifs et le catalyseur acide, et la chaleur de réaction est supprimée du réacteur. Les hydrocarbures qui sont vaporisés du réacteur sont conduits vers le compresseur de réfrigération où ils sont compressés, condensés et renvoyés au réacteur. Un dépropaniseur, qui est alimenté par un écoulement provenant de la section de réfrigération, est conçu pour retirer tout propane introduit dans l'installation avec les charges. Le produit du réacteur est envoyé au décanteur où les hydrocarbures sont séparés de l'acide qui est recyclé. Les hydrocarbures qui sont envoyées au déisobutaniseur, avec un appoint en isobutane et en distillat riche en isobutane, sont recyclés dans le réacteur. Les résidus sont alors envoyés vers un débutaniseur pour reproduire un produit d'alkylat.

2.3 Production d'huile de base

Bien que seulement de 20 % des raffineries en UE+ produisent de l'huile de base, certaines se spécialisent en fait sur ce créneau. La Figure 1.2 (Chapitre 1) identifie les raffineries spécialisées dans la production de lubrifiant et de bitume. De plus amples informations sur les procédés se trouvent dans la littérature générale [319, Sequeira, 1998]).

OBJET ET PRINCIPE

Les lubrifiants sont un mélange de différents grades d'huiles de base et d'additifs spéciaux. Pour produire un lubrifiant adapté, certaines propriétés de l'huile de base sont très importantes : la viscosité, l'indice de viscosité (un indice de viscosité élevé signifie que la viscosité change très peu lorsque la température change, et vice-versa), la résistance importante à l'oxydation, un point d'écoulement faible et une bonne sensibilité ou compatibilité avec la graisse. Le principe de la production d'huile de base est de séparer les composants désirés des fourchettes d'ébullition du résidu atmosphérique par distillation sous vide (Section 2.19) ; les composants non désirés sont par la suite retirés par différents procédés et un hydrofinissage optionnel. L'huile de base est un produit spécialisé et, en conséquences, tous les bruts ne sont pas adaptés. Les bruts lourds sont souvent utilisés comme charge d'alimentation des complexes typiques d'huile de base.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Les charges d'alimentation d'un complexe typique d'huile de base sont des soutirages du distillat paraffineux provenant des unités de distillation sous vide (Section 2.19) et de l'extrait provenant des unités de désasphaltage. La charge d'alimentation de résidu atmosphérique vers l'unité de distillation sous vide consiste en différents types de composés d'hydrocarbure aux capacités d'adaptations différentes pour les huiles de base : a) **composés aliphatiques ou paraffiniques** : les (n-)paraffines et les iso (i-) paraffines normales forment ce groupe. Les n-paraffines ont un indice de viscosité et des points de fusion élevés et forment des cristaux dans des conditions ambiantes, qui doivent être retirés pour réduire le point d'écoulement de la lubrification. Les i-paraffines ont des points de fusion inférieurs, un indice de viscosité très élevé mais une viscosité inférieure; b) **composés naphéniques** : les **anneaux naphéniques** fournissent une viscosité élevée, un point de fusion faible et un bon indice de viscosité (inférieur à celui des paraffines) pour les lubrifiants ; c) **composés aromatiques** : les anneaux aromatiques fournissent une viscosité élevée, un point de fusion faible aux composés mais un indice de viscosité faible pour les huiles. C'est pourquoi ils sont considérés comme les composés de type le moins satisfaisant pour les lubrifiants. Le rapport de présence des trois groupes varie d'un brut à l'autre.

Dans les différents procédés de production d'huile de base, des quantités significatives de sous-produits comme du bitume, des extraits et de la paraffine sont produits. Sur la base du flux de charge total de l'unité de distillation sous vide, en moyenne 20 à 25 % finit comme produit final d'huile de base.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Un complexe d'huile de base se compose généralement d'une colonne de distillation sous vide (Section 2.19), d'une unité de désasphaltage, d'une unité d'extraction d'aromatiques, d'une unité de déparaffinage, d'une unité optionnelle d'hydrogénation à haute pression et d'une unité d'hydrofinissage pour améliorer la couleur et la stabilité, et satisfaire les spécifications du produit et retirer les impuretés. La Figure 2.3 présente un diagramme simplifié en bâtons d'une usine d'huile de base.

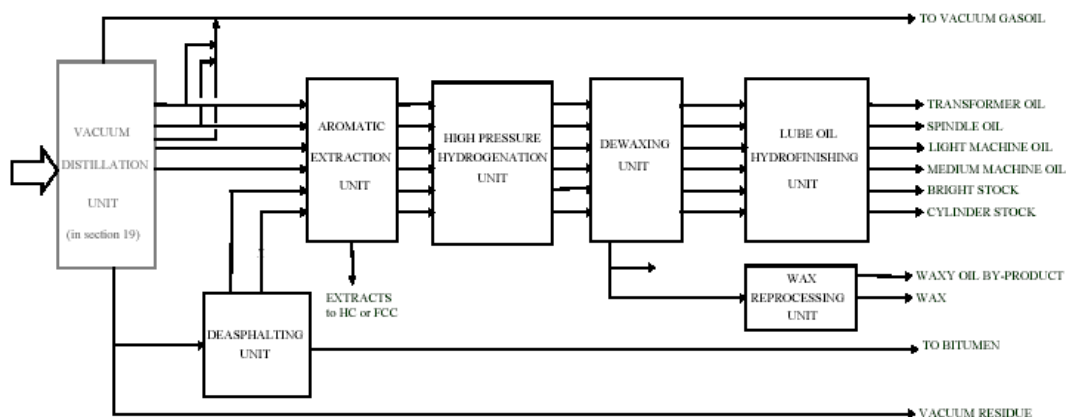


Figure 2.3 : Diagramme en bâtons d'une usine de lubrifiants

Un complexe typique d'huile de base nécessite beaucoup de main-d'œuvre en raison de son fonctionnement discontinu, des nombreux grades d'huile de base normalement produits et des opérations de manipulation intensives associées aux produits.

Désasphaltage

Le désasphaltage au solvant produit des stocks d'huile de base lubrifiantes en extrayant les hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques à haut point d'ébullition (les asphaltènes et les résines) du résidu sous vide de l'unité de distillation sous vide. Ce procédé rend l'extrait d'huile désasphaltée légère et paraffinique et le raffinat de bitume lourd et aromatique. Le propane ou les mélanges de propane-butane sont généralement utilisés comme des solvants. Dans des conditions de fonctionnement spécifiques, entre 37 et 40 bars et entre 40 et 70 °C, les hydrocarbures à faible point d'ébullition paraffiniques et naphthéniques sont très solubles dans le propane. A des températures plus élevées (100 °C), tous les hydrocarbures sont presque insolubles dans le propane. Le procédé de désasphaltage au solvant est un procédé d'extraction classique consistant en un extracteur et des sections de récupération, d'évaporation et de stripage au point flash, pour séparer le solvant de propane de la phase d'huile et de bitume. Le flux de produit d'huile désasphaltée est conduit vers un stockage intermédiaire ; le flux de produit de bitume peut être mélangé à du fioul lourd, utilisé comme charge d'alimentation pour le cokeur ou utilisé pour le produit de bitume.

Plus récemment, le désasphaltage au solvant a été adapté à la préparation du craquage catalytique, l'hydrocraquage, les charges d'hydrodésulfuration et le bitume dur (désasphaltage profond). Pour cela, des solvants plus lourds que le propane (des mélanges de butane et d'hexane) sont utilisés à des températures de fonctionnement plus élevées. Cela maximise le rendement de l'huile de valeur désasphaltée et minimise le rendement du bitume dur avec un point d'adoucissement généralement supérieur à 150 °C.

Extraction aromatique

L'extraction aromatique utilise des solvants pour retirer les aromatiques des charges d'alimentation d'huile de base, améliorant ainsi la viscosité, la résistance à l'oxydation, la couleur et la formation de caoutchouc. Un certain nombre de solvants différents peuvent être utilisés (furfural, N-méthyle-2-pyrrolidone (NMP), le phénol ou le dioxyde de soufre liquide). Ces procédés sont des procédés d'extraction classiques composés d'un extracteur et de sections de récupération, d'évaporation et de stripage au point flash, pour séparer le solvant du raffinat riche en huile et du flux d'extrait riche en aromatiques. Généralement, les charges d'alimentation de lubrifiant sont mises en contact avec le solvant dans une colonne à garnissage ou un contacteur à disques rotatifs. Les solvants sont récupérés du flux d'huile par distillation et stripage à vapeur dans une colonne de fractionnement. Le flux de raffinat est conduit vers un stockage intermédiaire. L'extrait, après récupération de solvant, est susceptible de contenir des concentrations élevées de soufre, d'aromatiques, de naphthènes et d'autres hydrocarbures, et il alimente souvent l'unité d'hydrocraquage ou de craquage catalytique.

Unité d'hydrogénation à haute pression

Le procédé d'hydrogénation est utilisé pour réduire les composés aromatiques et oléfiniques contenus dans les flux d'huile de base.

Déparaffinage

Le déparaffinage des stocks d'huile de base lubrifiante est nécessaire pour s'assurer que l'huile présentera une viscosité correcte à des températures ambiantes inférieures. Ce procédé est utilisé lorsque les bruts riches en paraffine sont traités. Le déparaffinage au solvant prévaut surtout. Dans ces unités, les constituants à point d'écoulement élevé (principalement les paraffines) sont retirés des flux de raffinat. La charge de l'huile est diluée avec du solvant de viscosité inférieure, refroidie jusqu'à ce que la paraffine soit cristallisée, et ensuite filtrée pour retirer la paraffine. Les solvants utilisés pour le procédé incluent du propane et des mélanges de méthyle éthyle cétone (MEC) avec du méthyle isobutyle cétone (MIBC), du toluène ou des hydrocarbures chlorés. Le solvant est récupéré de l'huile et de la paraffine cristallisée par chauffage, du flashage à deux étages, suivi d'un stripage à vapeur. La paraffine est retirée des filtres, mélangée puis conduite à une unité de récupération de solvant pour séparer le solvant de la paraffine. La paraffine est soit utilisée comme charge du craqueur catalytique ou est déshuilée et vendue comme paraffine industrielle.

Hydrofinissage

Dans cette unité, la couleur et la stabilité de la couleur sont améliorées et les composés acides organiques sont retirés. Le besoin d'hydrofinissage dépend du pétrole brut traité et, dans une certaine mesure, du concédant de licence et de la conception des unités précédentes. La conception et le fonctionnement de cette unité sont similaires à ceux d'une unité d'hydrotraitement normale (Section 2.13).

2.4 Production de bitume

Le bitume est un résidu dérivé de certains pétroles (par exemple du Moyen-Orient, du Mexique ou de l'Amérique du Sud) une fois les distillats paraffineux retirés par distillation sous vide. Le bitume est généralement mélangé avec d'autres composants (par exemple du gravier) pour produire l'asphalte qui est utilisé pour le pavage des routes, le revêtement des toits et le scellement ou le revêtement des tuyaux. La production de bitume n'apparaît que dans quelques raffineries (45 % des raffineries en UE+) Quelques raffineries se spécialisent aussi dans la production de ces composants. La Figure 1.2 (Chapitre 1) identifie les raffineries spécialisées dans la production de lubrifiant et de bitume.

OBJET ET PRINCIPE

Les propriétés souhaitées du bitume peuvent être obtenues soit en ajustant les conditions de distillation, soit par « soufflage ». Dans ce dernier procédé, de l'air est soufflé dans le bitume chaud, causant des réactions de déshydrogénation et de polymérisation qui permettent d'obtenir un produit plus dur à la viscosité plus importante, un point d'adoucissement plus élevé et une « pénétrabilité » réduite (la pénétrabilité, souvent utilisée comme critère principal, fait référence à la profondeur de pénétration d'une aiguille standard dans un échantillon de bitume dans des conditions standard). Les propriétés du bitume soufflé sont déterminées par le temps de résidence dans la cuve d'oxydation, le débit de l'air et la température du liquide. Si l'un de ces paramètres augmente, la pénétrabilité diminue et la température d'adoucissement augmente.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Dans la plupart des applications, le flux d'alimentation en hydrocarbures dans une unité de soufflage de bitume (USB) est le flux de résidu de fond provenant d'une unité sous vide (Section 2.19) et, dans certains cas, le résidu (extrait) provenant d'une unité de désasphaltage (Section 2.3).

Normalement, un certain nombre de grades différents de bitume sont produits par campagnes et sont par la suite modifiés par mélange à d'autres composants à point d'ébullition élevé comme des résidus sous vide, du gasoil lourd ou des polymères synthétiques. De cette manière, une unité individuelle de soufflage est capable de traiter une large gamme de grades de bitume pour diverses applications.

DESCRIPTION DU PROCEDE

L'USB fonctionnera soit de manière continue, soit en mode discontinu selon la qualité de la charge de résidu sous vide et des spécifications requises du produit de bitume. Les procédés continus sont les plus courants dans les raffineries. Un diagramme simplifié du flux du procédé de l'USB présenté à la Figure 2.4 représente une USB classique exploitée en continu qui reçoit sa charge chaude directement de l'unité de distillation sous vide. Lorsque la charge de bitume provient du stockage, un réchauffeur supplémentaire peut nécessiter de préchauffer la charge à une température d'environ 200 à 250 °C, mais peut atteindre 550 °C. Avec une USB fonctionnant en discontinu, une cuve tampon de charge est généralement incluse pour stocker le flux de charge chaud provenant de l'unité sous vide.

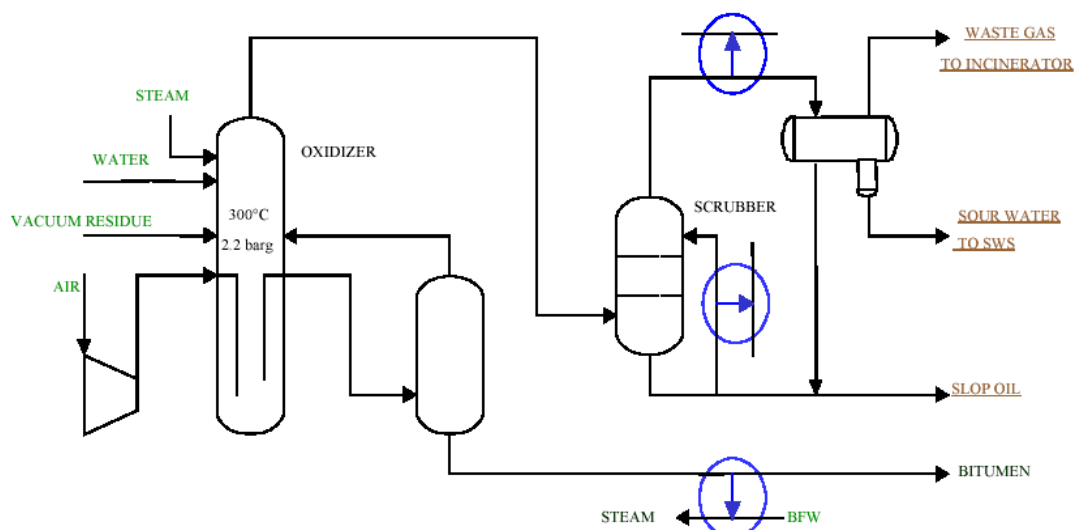


Figure 2.4 : Schéma simplifié du flux du procédé d'une unité de soufflage de bitume

Le flux de charge du résidu est pompé vers le haut de la cuve d'oxydation. La pression de fonctionnement en haut de la cuve d'oxydation se situe normalement aux alentours de 1 barg et en bas de la cuve aux alentours de 2 barg, selon la hauteur de la cuve. Lorsque de l'air est pulvérisé à la base de la cuve, l'oxydation du résidu se produit, produisant de la chaleur. La température dans la cuve d'oxydation, qui détermine dans une certaine mesure le grade du bitume, est normalement maintenue entre 260 et 300 °C. Différentes options sont appliquées, la conduite de la charge plus froide dans la cuve d'oxydation, la recirculation du bitume refroidi provenant du refroidisseur du réservoir de recette de bitume, dans des unités plus anciennes, même une trempe directe dans l'eau est appliquée. Le bitume soufflé est retiré du fond de la cuve d'oxydation et est refroidi en augmentant la vapeur d'eau avant de le conduire au stockage.

Le débit d'air est normalement bien supérieur aux exigences stœchiométriques, une quantité considérable d'oxygène est donc présente dans l'espace de vapeur supérieur de la cuve d'oxydation. Pour éviter une explosion dans l'espace de vapeur, de la vapeur d'eau est injectée dans la plupart des unités à un débit nécessaire pour conserver la concentration en oxygène sous la limite d'inflammabilité inférieure (5 à 6 % du volume). Dans certaines unités, une faible quantité d'eau est aussi injectée dans la sortie de vapeur de la cuve d'oxydation pour réduire la température de la vapeur. Cela est parfois considéré comme nécessaire pour éviter la post-combustion dans le système de distillat de tête qui pourrait entraîner une formation importante de coke.

Les vapeurs du distillat de tête sont d'abord conduites dans un épurateur de gaz de ventilation pour retirer l'huile et les autres produits de l'oxydation. Dans la plupart des cas, le gasoil est utilisé comme liquide de séparation à passage unique. Le gaz de ventilation émanant de l'épurateur est par la suite refroidi pour condenser les hydrocarbures légers et l'eau acide, parfois dans un condenseur de contact de pulvérisation d'eau ou un épurateur. Le gaz restant, constitué principalement d'hydrocarbures légers, de N_2 , d' O_2 , de CO_2 et de SO_2 , est incinéré à température élevée (~800 °C) pour assurer une destruction complète des composants mineurs comme l' H_2S , les aldéhydes complexes, les acides organiques et les phénoliques, dont l'odeur est particulièrement désagréable.

La majorité des USB produisent des grades plus élevés de bitume (revêtements de toits et de tuyaux) et fonctionnent normalement en continu toute l'année. Les USB qui sont utilisés pour produire des bitumes de route fonctionnent seulement lorsque la demande en asphalte de route est importante.

2.5 Craquage catalytique

OBJET ET PRINCIPE

Le craquage catalytique est le procédé de conversion le plus couramment utilisé pour mettre à niveau les hydrocarbures les plus lourds en des hydrocarbures à point d'ébullition moins élevé de valeur plus importante. Ce procédé utilise la chaleur et un catalyseur pour séparer les plus grandes molécules d'hydrocarbure en molécules plus petites et plus légères. Contrairement au procédé d'hydrocraquage, aucun hydrogène n'est utilisé et, par conséquent, une désulfuration limitée se produit. Par rapport aux autres procédés de conversion catalytique de l'huile lourde, le procédé FCC traite mieux les quantités importantes de métaux, de soufre et d'asphaltènes. La flexibilité minimale de modification des rendements du produit constitue un désavantage de ce procédé.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Normalement, le flux de charge principal vers une unité de craquage catalytique (le craqueur catalytique) est un flux de distillat sous vide et lourd provenant de l'unité de distillation sous vide. Les autres flux de procédé peuvent être mélangés dans la charge du craqueur catalytique, comme le gasoil lourd provenant de l'unité de distillation atmosphérique, le gasoil du cokeur ou viscoréduit, l'huile désasphaltée et les extraits provenant des unités de lubrifiants et, parfois, une petite quantité de résidu atmosphérique. Ces flux peuvent être hydrotraités pour les rendre adaptés au craqueur catalytique. Par rapport aux autres procédés de conversion, le procédé de craquage catalytique se caractérise par un rendement relativement important d'essence de bonne qualité et de quantités de C_3 et C_4 relativement important. Les deux produits sont très oléfiniques et constituent donc des flux de charges idéaux pour l'alkylation, l'etherification et les industries pétrochimiques. Un désavantage du procédé FCC est la très faible qualité des produits de mi-distillat en termes de soufre, d'oléfines, d'aromatiques et d'indice de cétane. *L'unité de craquage catalytique de résidu* (RCC) est une unité utilisée pour mettre à niveau les fractions les plus lourdes comme les résidus atmosphériques. La majorité des produits nécessite un traitement supplémentaire avant stockage.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Un certain nombre de conceptions différentes du craquage catalytique sont actuellement utilisées dans le monde, y compris les réacteurs en lit fixe, les réacteurs en lit mobile, les réacteurs en lit fluidisé et les unités à passage unique. Les réacteurs en lit fluidisé et en lit mobile prévalent largement dans les raffineries à travers le monde.

Les unités de **craquage catalytique en lit fluidisé (FCC)** sont de loin les unités de craquage catalytique les plus courantes. L'unité FCC se compose de trois sections distinctes : la section du réacteur-régénérateur qui inclut la soufflante d'air et la chaudière de récupération, la section du fractionneur principal qui inclut le compresseur à gaz humide et la section de l'installation à gaz insaturé. Un schéma simplifié du flux est présenté à la Figure 2.5. Dans le procédé FCC, l'huile et la vapeur d'huile préchauffée à 250 à 425 °C est mise en contact avec le catalyseur chaud (zéolite) à environ 680 à 730 °C dans le réacteur du tube prolongateur. Pour améliorer la vaporisation et le craquage qui s'ensuit, la charge est atomisée avec de la vapeur d'eau. Le procédé de craquage se déroule à des températures entre 500 et 540 °C et à une pression de 1,5 à 2,0 barg. La plupart des catalyseurs utilisés dans le craquage catalytique sont des zéolites (environ 15 % p/p) supportés par des silices-alumines amorphes synthétiques avec des métaux. Le catalyseur est une forme fine, granulaire qui se mélange intimement avec la charge vaporisée. Le catalyseur en lit fluidisé et la vapeur d'hydrocarbure ayant réagi se séparent mécaniquement dans un système de cyclone (à deux étages) et toute huile restante dans le catalyseur est retirée par stripage à vapeur. La quantité de catalyseur perdu sous forme de particules fines dans le système de cyclone est équilibrée par ajout de catalyseur frais. Les procédés de craquage catalytique produisent de la coke qui se rassemble sur la surface du catalyseur et réduit ses propriétés catalytiques. Le catalyseur doit alors être régénéré en continu ou périodiquement, essentiellement en brûlant le coke en dehors du catalyseur à des températures élevées. La méthode et la fréquence auxquelles les catalyseurs sont régénérés est un facteur clé de la conception des unités de craquage catalytique. Le catalyseur est entraîné dans une (des) cuve(s) séparée(s) pour une régénération à étage unique ou double en brûlant les dépôts de coke avec de l'air. Cependant, le catalyseur se désactive graduellement avec le temps et de manière irréversible en raison des températures d'exposition élevées et de l'empoisonnement du métal (principalement du vanadium). Le catalyseur chaud régénéré est renvoyé à la base du tube prolongateur du réacteur, où il est refroidi par vaporisation de la charge et par la chaleur requise pour les réactions de craquage. Les vapeurs d'huile craquées alimentent ensuite une colonne de fractionnement où les différentes fractions désirées sont séparées et collectées. Les flux sont strippés à la vapeur pour retirer les hydrocarbures volatiles avant le refroidissement et l'envoi au stockage. La boue d'huile est retirée du fond de la colonne et une partie est refroidie avec le flux de charge du réacteur et la génération de vapeur d'eau et est renvoyée dans la

colonne. La boue d'huile recyclée est utilisée comme huile de nettoyage et comme trempé pour les vapeurs chaudes du distillat de tête du réacteur pour prévenir un post-craquage. Le reste de la boue d'huile est filtré ou décanté pour retirer les particules fines du catalyseur, refroidie et envoyée au stockage. Le gaz du distillat de tête de la colonne de fractionnement est en partie condensé et accumulé dans le cylindre du distillat de tête pour le séparer en trois phases : flux de gaz, de liquide et d'eau acide. Les flux liquides et de gaz alimentent l'usine à gaz (Section 2.12) pour une séparation supplémentaire et le flux d'eau acide est envoyé au stripeur d'eau acide pour purification (Section 2.23).

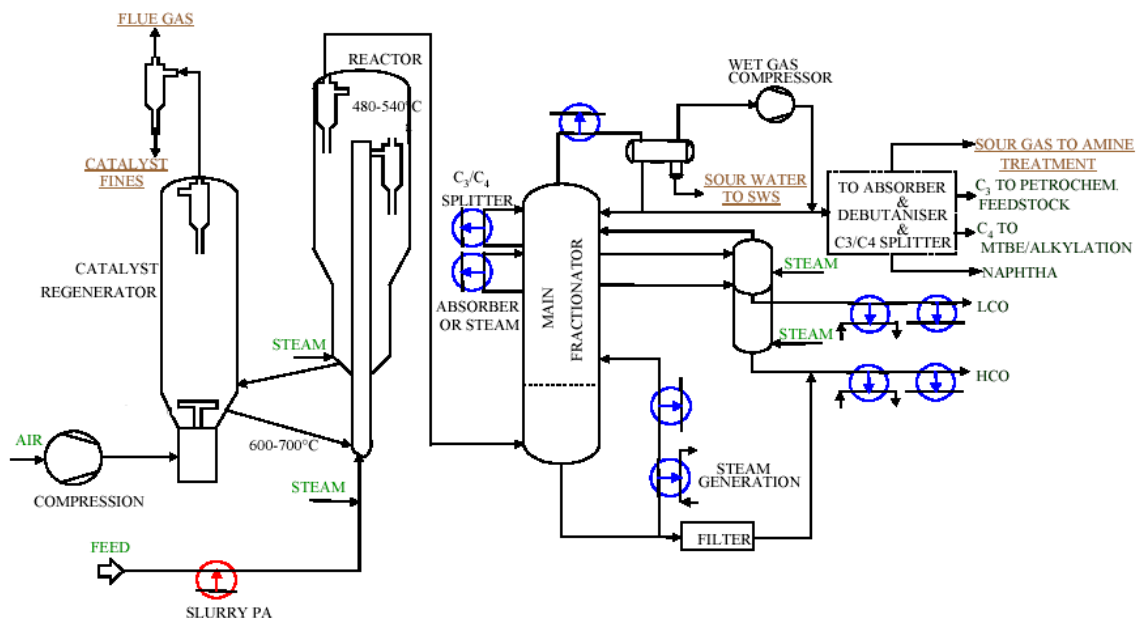


Figure 2.5 : Schéma simplifié du flux de procédé du craqueur catalytique en lit fluidisé

Le schéma de flux d'un **craqueur catalytique de résidu (RCC)** est en majeure partie le même que celui d'un FCC, il diffère sur le fait qu'il dispose souvent d'une chaudière de CO et d'un refroidisseur de catalyseur. Parfois, les unités de FCC sont équipées à la fois d'une chaudière de CO et d'un refroidisseur de catalyseur et peuvent en conséquence être utilisées comme unités de RCC. En raison du temps de dépôt plus important du coke sur le catalyseur, des charges plus lourdes, l'équilibre de chaleur autour du régénérateur peut nécessiter des mesures supplémentaires comme des refroidisseurs de catalyseur. La charge la plus lourde présentant normalement une teneur en métal plus importante, particulièrement en Ni et en V, le taux de désactivation du catalyseur est tellement rapide que le catalyseur doit être retiré en continu, pour être remplacé par un catalyseur frais.

Dans le **procédé lit mobile**, l'huile est chauffée entre 400 et 700 °C et est conduite sous pression dans le réacteur, où elle entre en contact avec le flux de catalyseur sous forme de billes ou de granules. Les produits craqués circulent ensuite vers une colonne de fractionnement où les différents composés sont séparés. Le catalyseur est régénéré dans un procédé en continu. Certaines unités utilisent aussi de la vapeur d'eau pour striper les hydrocarbures restant et l'oxygène provenant du catalyseur avant que le catalyseur n'alimente à nouveau le flux d'huile. Ces dernières années, les réacteurs en lits mobiles ont remplacé en grande partie les réacteurs en lits fluidisés.

2.6 Reformage catalytique

OBJET ET PRINCIPE

Le naphta lourd qui quitte les unités d'hydrotraitement est un composant très pauvre du mélange de l'essence. L'objet du reformeur catalytique est donc de mettre à niveau ces flux pour les utiliser comme stock de mélange d'essence. Les caractéristiques de combustion (indice d'octane) du naphta lourd sont significativement améliorées par le reformage catalytique. L'indice d'octane est la caractéristique du reformat la plus importante. Les indices d'octane sont très bas pour les n-paraffines, un peu meilleurs pour les naphènes, assez élevés pour les iso-paraffines et les plus élevés pour les aromatiques. Il existe quatre types principaux de réactions qui se présentent pendant les procédés de reformage : 1) la déshydrogénation des naphènes en aromatiques ; 2) la déshydrocyclisation des paraffines en aromatiques ; 3) l'isomérisation ; 4) l'hydrocraquage. Les spécifications de l'essence reformulées récemment ayant limitées la quantité de benzène autorisée dans l'essence (par exemple pour l'Auto-Oil I, voir le Tableau 1.4), et peut-être dans le futur la teneur en aromatiques, l'opération du reformage catalytique pourrait être motivée par des besoins de production d'hydrogène plutôt que de produire des aromatiques supplémentaires, ce qui est généralement le cas.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Les charges d'alimentation classiques vers les unités de reformage sont des flux de naphta lourds directement hydrotraités depuis l'unité de distillation de brut et, lorsque cela est applicable, le flux de naphta lourd hydrotraité provenant de l'unité d'hydrocraquage et du flux de naphta intermédiaire catcraqué. Un reformeur catalytique produit de l'hydrogène qui est essentiel pour l'utilisation dans les hydrosourçageurs (Section 2.13) et qui peut être utilisé dans les procédés d'hydrocraquage. Les produits provenant du reformeur incluent, en plus de l'hydrogène, des combustibles de raffinerie, du GPL, de l'isobutane, du n-butane et du reformat. Le reformat peut être mélangé à l'essence ou être séparé en composants supplémentaires, par exemple en charges d'alimentations chimiques comme le benzène, le toluène, le xylène, et en charges de craqueur de naphta.

Certains reformeurs catalytiques fonctionnent dans des conditions plus rigoureuses, permettant d'obtenir des teneurs en aromatiques plus élevées dans le reformat. Certains reformeurs catalytiques fonctionnent comme des produits (chimiques) pour la production d'aromatiques (voir le BREF Composés organiques fabriqués en grand volume).

DESCRIPTION DU PROCEDE

Les charges d'alimentation des procédés de reformage catalytique sont généralement hydrotraitées pour retirer en particulier le soufre, l'azote et les impuretés métalliques. Les catalyseurs utilisés dans les procédés de reformage catalytique sont généralement très coûteux (contenant du Pt) et des précautions supplémentaires sont prises pour s'assurer que le catalyseur n'est pas. Plusieurs procédés de reformages catalytiques sont utilisés de nos jours. En général, ils peuvent être classifiés en trois catégories : continus, cycliques ou semi-régénératifs, selon la fréquence de régénération du catalyseur. Les procédés en lit fixe ou en lit mobile sont utilisés dans des séries de trois à six réacteurs.

Reformeur catalytique continu (CCR)

Dans ce procédé, le catalyseur peut être régénéré en continu et maintenu en activité élevée. L'avantage principal de ce type d'unité est la capacité à maintenir des activités et des sélectivités élevées du catalyseur par une régénération en continu du catalyseur. Un diagramme simplifié du flux du procédé d'un reformeur catalytique en continu est présenté à la Figure 2.6.

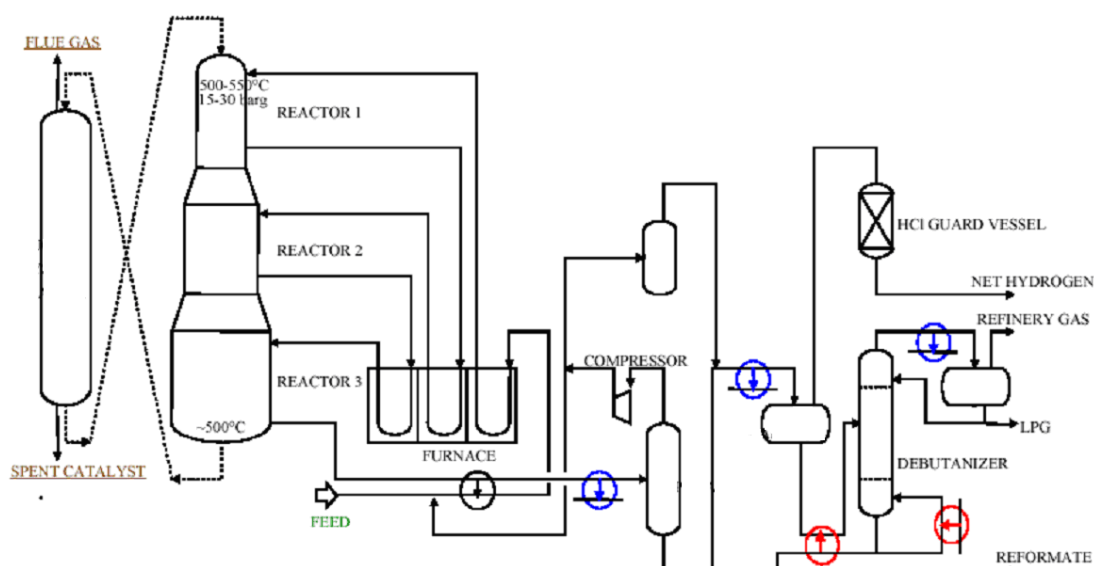


Figure 2.6 : Schéma simplifié du flux de procédé du craqueur catalytique en continu

Des réchauffeurs intermédiaires sont nécessaires entre les réacteurs pour fournir la chaleur requise pour la réaction endothermique de déshydrogénation. Lorsque la charge de naphta traverse les réacteurs, les taux de réaction diminuent et le réchauffage devient moins nécessaire. Du catalyseur fraîchement régénéré est introduit en haut du premier réacteur et tombe par gravité vers le bas. De là, il est conduit dans le prochain réacteur. Le catalyseur partiellement âgé est retiré du fond du réacteur le plus bas et est envoyé vers un régénérateur externe où le carbone est brûlé à partir du catalyseur. Le catalyseur est réduit et acidifié avant d'être renvoyé dans le réacteur le plus haut. Le mélange de la réaction provenant du dernier réacteur est utilisé pour préchauffer la charge fraîche puis est refroidi avant d'alimenter le séparateur à basse pression. Là, le gaz riche en hydrogène est séparé de la phase liquide. Le gaz est comprimé et partiellement recyclé dans la charge de naphta. La vapeur restante est ensuite encore compressée, mise à nouveau en contact avec le liquide provenant du séparateur à basse pression, refroidie et conduite vers le séparateur à haute pression. La recompression et la remise en contact sont incluses pour maximiser la récupération des fractions de C_3/C_4 provenant du flux de gaz riche en hydrogène. Tout excédent de gaz riche en hydrogène est soutiré de la grille du gaz combustible de la raffinerie. La sélection de la pression de fonctionnement du reformeur et du rapport d'hydrogène/charge est un compromis entre des rendements maximaux et un fonctionnement stable.

Procédé cyclique

Le procédé cyclique se caractérise par la présence d'un réacteur de réserve en plus de ceux en marche, dans lequel le catalyseur peut être régénéré sans arrêter l'unité. Lorsque l'activité du catalyseur passe à un niveau inférieur au niveau désiré, ce réacteur est isolé du système et est remplacé par le réacteur de réserve. Le catalyseur du réacteur remplacé est alors régénéré en recevant de l'air chaud dans le réacteur pour brûler le carbone provenant du catalyseur. Généralement, un réacteur est toujours en cours de régénération.

Procédé semi-régénératif

Dans ce procédé, la régénération nécessite que l'unité soit retirée du flux. Selon l'importance de l'opération, la régénération est requise à des intervalles de 3 à 24 mois. Les taux importants de recyclage de l'hydrogène et les pressions de fonctionnement sont utilisés pour minimiser le dépôt de coke et les pertes associées à l'activité du catalyseur.

2.7 Procédés de cokéfaction

OBJET ET PRINCIPE

La cokéfaction est un procédé de craquage thermique important utilisé principalement pour réduire la production par la raffinerie de combustibles résiduels de faible valeur et pour les transformer en fiouls de transport, comme de l'essence et du diesel. La cokéfaction produit aussi du coke de pétrole lors de ce procédé, qui est essentiellement du carbone solide aux quantités d'impuretés variables.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Le procédé de cokéfaction étant un procédé de destruction thermique, la qualité de la charge en termes de teneur en métal, d'indice de carbone Conradson et d'autres impuretés n'est pas critique. Ainsi, la cokéfaction est surtout utilisée lorsque la charge présente un indice de carbone Conradson élevé et contient des quantités élevées d'impuretés qui ne peuvent pas être traitées dans des procédés de conversion catalytiques. Tout cela permet une grande flexibilité de la charge d'alimentation. La charge vers une unité de cokéfaction différée peut se composer de résidu atmosphérique, de résidu sous vide, d'huiles de schiste, de sables asphaltés liquides et de goudron de houille, qui conduit le coke de pétrole à être utilisé pour les applications de combustible. Les huiles et les résidus aromatiques comme les huiles cyclées lourdes provenant d'une unité de craquage catalytique et les goudrons thermiques sont des charges adaptées à la production de coke en aiguilles et de coke d'anode. La charge d'un cokéur fluide est le résidu sous vide, parfois mélangé à des boues de raffineries, des sables asphaltés, du bitume et d'autres résidus lourds.

Les produits provenant de la colonne de fractionnement de cokéfaction sont des gaz combustibles de raffinerie, du GPL, du naphtha et des gasoils légers et lourds. Le coke de pétrole est un autre produit, dont le type dépend du procédé utilisé, des conditions de fonctionnement et de la charge utilisée. Le coke produit par le cokéur est appelé du coke « vert » et contient encore quelques hydrocarbures lourds provenant des réactions de carbonisation incomplètes. De plus amples informations sur les propriétés du coke se trouvent à la Section 10.3.2.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Deux types de procédés de cokéfaction existent : le procédé de cokéfaction *différée* et le procédé de cokéfaction *en lit fluidisé*, qui produisent du coke, et le procédé de « flexicoking » qui gazéifie le coke produit dans le procédé de cokéfaction en lit fluidisé pour produire du gaz de coke.

Cokéfaction différée et en lit fluidisé

Le procédé de base est le même que le craquage thermique (Section 2.22), à l'exception du fait que les flux de charge peuvent réagir plus longtemps sans être refroidis. Un diagramme simplifié du flux du procédé d'une unité de cokéfaction différée est présenté à la Figure 2.7.

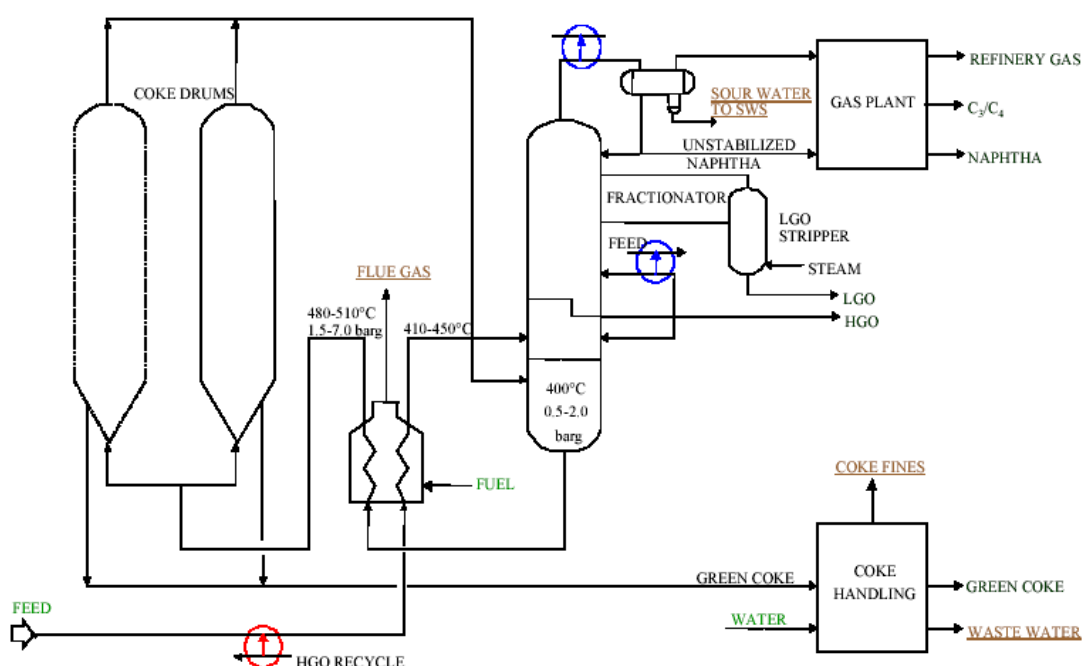


Figure 2.7 : Schéma simplifié du flux du procédé de l'unité de cokéfaction différée

Le flux de charge de la cokéfaction différée des huiles résiduelles est d'abord introduit dans une colonne de fractionnement, où les matières résiduelles plus légères sont retirées et les fractions lourdes sont condensées (non représenté à la Figure 2.7). Les fractions lourdes sont retirées, chauffées dans un four puis conduites vers une cuve isolée appelée cuve de coke, où le craquage a lieu. Dans le cas de la cokéfaction en lit fluidisé, un lit fluidisé est utilisé. La température (entre 440 et 450 °C), la pression (1,5 à 7,0 barg) et le rapport de recyclage sont les variables principales du procédé qui contribuent à la qualité et aux rendements des produits de la cokéfaction différée. Lorsque la cuve de coke est remplie de produit, la charge est dirigée vers une cuve parallèle vide (cuve représentée en pointillés en Figure 2.7).

Lorsque la cuve de coke est pleine, de la vapeur d'eau est injectée pour retirer les vapeurs d'hydrocarbures. Le lit de coke est alors trempé dans de l'eau et les cokes sont découpés avec de l'eau sous haute pression. L'eau de découpe passe dans les dépôts réservés à cet usage où les extraits secs de coke se déposent et l'eau clarifiée est recyclée. Le coke vert humide est conduit vers les stocks de réserves ouverts réservés à cet usage, où l'eau est drainée et recyclée. Le coke vert peut déjà être vendu et utilisé pour la production d'énergie. Le rendement de la cokéfaction différée est habituellement supérieur à 80 % de conversion des charges en produits. La production de coke de pétrole se réalise dans un rapport de 0,13 tonnes de coke de pétrole produit par tonne de charge.

Les vapeurs chaudes provenant des cuves de coke, contenant des produits craqués d'hydrocarbure légers, du sulfure d'hydrogène et de l'ammoniaque sont renvoyés à la colonne de fractionnement où ils peuvent être traités dans le système de traitement de gaz acide ou retirés comme produits intermédiaires. Les hydrocarbures condensés sont retraités et l'eau collectée est réutilisée pour la trempe des cuves de coke ou la découpe. Toute vapeur restante passe généralement dans le système de torches. Normalement, les produits comme le naphta sont envoyés en intégralité vers l'unité d'hydrotraitement de naphta pour traitement supplémentaire. Les produits les plus lourds sont des charges adaptées au reformage catalytique après hydrotraitement approprié. L'huile légère nécessite un traitement supplémentaire avant d'être envoyée vers le pool de mélange de gasoil. Le gasoil lourd est envoyé de préférence vers une unité d'hydrocraquage (Section 2.13) pour une conversion supplémentaire en composants légers. Lorsque aucune unité de craquage n'est disponible, il est mélangé dans le pool de fuel lourd.

Pour certaines applications, le coke vert devrait être *calciné* avant d'être utilisé ou vendu. Les étuves d'incinération chauffent directement avec du gaz combustible ou des particules fines de coke à la sortie du four et calcinent le coke jusqu'à 1380 °C, retirant ainsi les matières volatiles et les brûlant dans l'étuve. Des rejets gazeux proviennent de la sortie de la charge et sont incinérés pour brûler les résidus et les particules fines de coke. Les gaz de combustion chauds sont conduits dans une chaudière de récupération et un nettoyage de gaz par multi-cyclones. Les particules fines collectées dans les cyclones sont conduites pneumatiquement vers un silo équipé de filtres d'air de sortie. Le coke calciné est rejeté vers une injection d'eau directe rotative. Les dégagements gazeux provenant du refroidisseur passent dans le nettoyage des gaz par multi-cyclones et l'épurateur d'eau. Les particules fines collectées dans le cyclone peuvent être recyclées en un produit sur lequel on pulvérise de l'huile pour le dépoussiérer, ou elles peuvent être incinérées ou vendues comme combustible.

Flexicoking

Le procédé de « flexicoking » convertit généralement entre 84 et 88 % p/p de résidu sous vide en produits gazeux ou liquides. Quasiment tous les métaux dans la charge sont concentrés dans les 2 % d'extraits secs purgés du procédé. Le « flexicoking » est un procédé très robuste dans lequel la cokéfaction et la gazéification sont complètement combinées. Le procédé est technologiquement avancé par rapport au cokeur différé classique en termes de fonctionnement et de besoins en termes de main-d'œuvre.

Le procédé de « flexicoking » utilise trois cuves principales : le réacteur, le réchauffeur et le gazéifieur. Le système inclut des dispositifs auxiliaires comme un système de refroidissement du distillat de tête du réchauffeur et un système de suppression des particules fines, une unité de récupération du soufre de gaz de coke et un épurateur de distillat de tête de réacteur (Figure 2.8). La charge de résidu sous vide préchauffée est pulvérisée dans le réacteur, où elle est craquée thermiquement, généralement entre 510 et 540 °C. Le coke fraîchement formé est déposé à la surface des particules de coke recirculées fluidisées. Dans le gazéifieur, le coke réagit à des températures élevées, généralement entre 850 et 1000 °C, avec de l'air et de la vapeur d'eau pour former du gaz de coke, un mélange d'hydrogène, du monoxyde et du dioxyde de carbone et de l'azote. Le soufre dans le coke est converti dans le gazéifieur d'abord en sulfure d'hydrogène, et en traces d'oxysulfure de carbone (OSC). L'azote dans le coke est converti en ammoniaque et en azote. Contrairement aux gazéifieurs qui sont alimentés par de l'oxygène pur, le

gazéifieur de « flexicoking » est alimenté par de l'air, ce qui conduit à un gaz de coke dont la valeur calorifique est relativement faible, car il contient une quantité importante d'azote inerte.

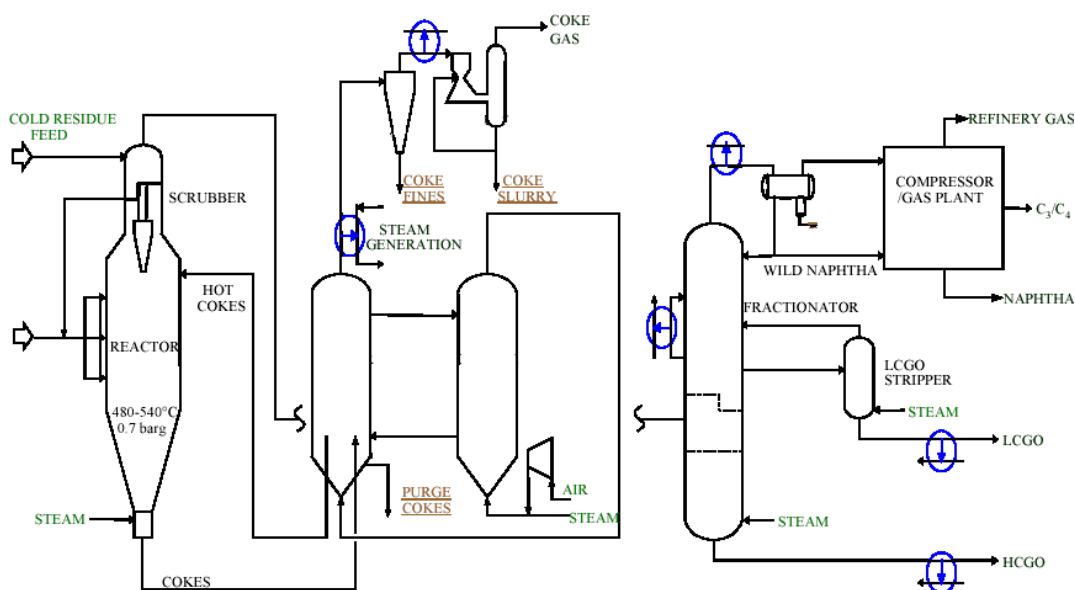


Figure 2.8 : Schéma simplifié du flux du procédé d'un flexicokeur

Le produit craqué de vapeur d'hydrocarbure provenant du réacteur est passé dans des cyclones pour retirer les particules de coke et est ensuite trempé dans une section d'épuration située en haut du réacteur. Les matières dont le point d'ébullition est supérieur à 510 – 520 °C sont condensées dans l'épurateur et recyclées dans le réacteur. Les matières plus légères vont du distillat de tête vers le fractionnement classique, la compression de gaz et les sections de récupérations des fractions légères. Les traitements et l'utilisation des produits sont très similaires à ceux déjà décrits dans le cokeur différé. La décharge de pression provenant de la colonne de fractionnement des procédés de cokéfaction passe dans la torche et des cylindres de coke vers le système de colonne de tremp.

2.8 Systèmes de refroidissement

Selon le procédé de l'IPPC, un BREF horizontal concernant les systèmes de refroidissement industriels a été produit et couvre plusieurs sujets pertinents pour le secteur des raffineries. C'est pourquoi, afin d'éviter une répétition, cette section sur le refroidissement traite seulement des sujets non couverts par le BREF horizontal. De plus, certains problèmes de pollution d'eau de refroidissement ont déjà été étudié dans les procédés OSPAR (Mer du Nord) et HELCOM (Mer Baltique).

OBJET ET PRINCIPE

Dans une raffinerie, le refroidissement des flux de charge et de produit est nécessaire pour permettre aux opérations des procédés de la raffinerie de se produire aux températures adéquates, et pour amener les produits à leur température de stockage appropriée. Bien que l'intégration de la chaleur des systèmes du procédé assure qu'un refroidissement significatif puisse être réalisé en échangeant la chaleur entre les flux à refroidir et les flux à réchauffer, un refroidissement supplémentaire est encore requis. Ce refroidissement supplémentaire devrait être fourni par un moyen de refroidissement extérieur : de l'eau et/ou de l'air.

DESCRIPTION DU PROCEDE

De nombreuses techniques sont utilisées pour le refroidissement dans les raffineries de pétrole. La plupart des raffineries utilisent une combinaison des techniques disponibles. La sélection d'un système de refroidissement dépend de la température de refroidissement requise, de la capacité de refroidissement, du risque de contamination (circuit de refroidissement principal ou secondaire) et des circonstances locales. Un diagramme simplifié des techniques de refroidissement est présenté à la Figure 2.9 et est décrit brièvement ci-dessous.

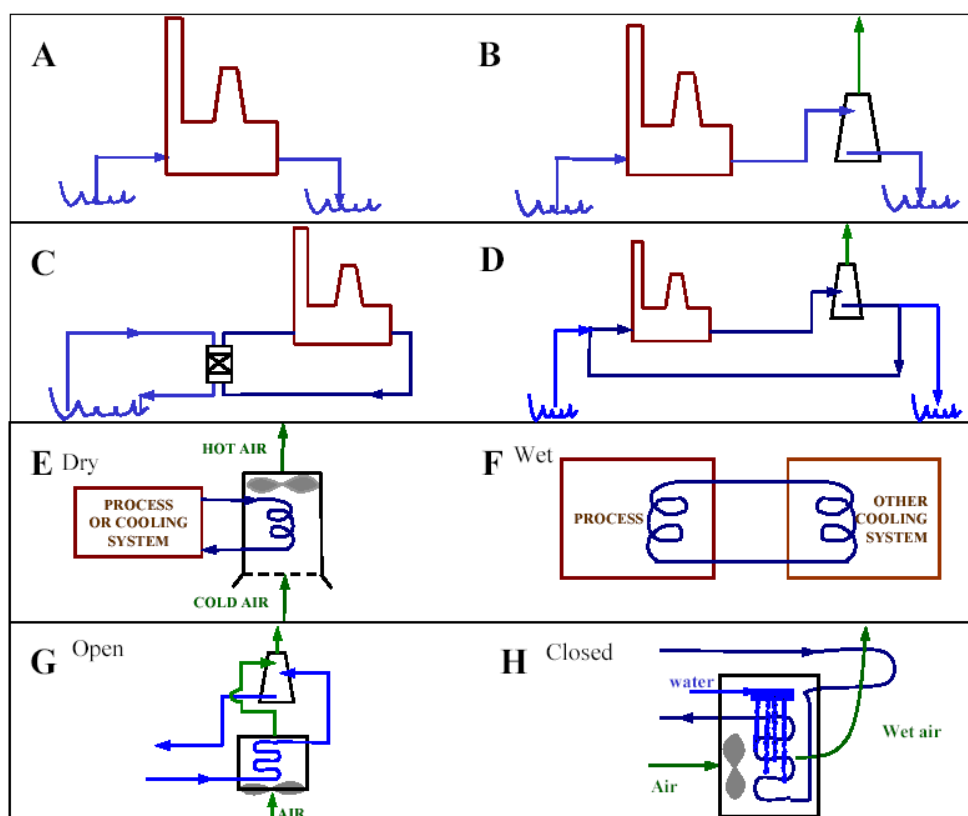


Figure 2.9 : Diagrammes simplifiés des systèmes de refroidissement utilisés dans les raffineries

A : refroidissement à passage unique, B : refroidissement direct avec refroidissement de l'effluent de refroidissement de l'eau, C : système indirect/secondaire, D : recirculation, E, F : circuit fermé, G, H : système hybride

Refroidissement à air

Dans un refroidisseur à air (tirage forcé ou induit), le flux du procédé dans les tubes est refroidi par l'air soufflé par les ventilateurs. Un refroidisseur à air à tirage induit est illustré à la Figure 2.9E.

Refroidissement à eau

(1) *Refroidissement direct* (c'est-à-dire, trempe)

En raison de la contamination élevée générée par ce type de refroidissement, la trempe est, de nos jours, seulement utilisée dans les cokeurs (Section 2.7), dans les gazéfieurs et dans certains incinérateurs de boues.

(2) *Système à passage unique* (eau de mer, eau de rivière, etc.)

Dans un système de refroidissement à passage unique classique, l'eau est extraite d'un aquifère superficiel, filtrée si nécessaire et parfois traitée avec du biocide pour inhiber l'encrassement. Elle est ensuite conduite dans la raffinerie pour permettre le refroidissement via les échangeurs de chaleur. L'eau de refroidissement passe une seule fois dans une unité de procédé et est ensuite rejetée directement sans traitement dans la station d'épuration des eaux usées. Il existe plusieurs manières d'utiliser l'eau du refroidissement à passage unique dans les raffineries, avec différents risques de contamination par les flux de procédé :

- l'eau de refroidissement à passage unique utilisée pour le refroidissement des flux non polluants, par exemple dans la production d'énergie. Un système de colonne de refroidissement est généralement appliqué lorsque la charge thermique de l'eau de surface est trop forte. Voir la Figure 2.9A&B
- l'eau de refroidissement à passage unique utilisée pour l'échange thermique avec un système de recirculation de l'eau qui refroidit alors les flux du procédé. Voir la Figure 2.9C.
- l'eau de refroidissement à passage unique est utilisée pour refroidir les flux de procédé directement (via les échangeurs de chaleur). Voir la Figure 2.9 A&B.

(3) *Système de circulation* (eau tiède, eau de refroidissement)

Dans ce système, la majeure partie de l'eau de refroidissement est recyclée de manière répétitive via des colonnes de refroidissement utilisant de l'air à température ambiante. Afin de contrôler la concentration des impuretés et la teneur en matière sèche dans l'eau de refroidissement, un flux de purge de déconcentration est utilisé – qui est envoyé à l'unité de traitement des eaux usées – et de l'eau d'appoint est ajoutée. Une certaine quantité d'eau quitte aussi le système par évaporation. Voir la Figure 2.9D

(4) *Système en circuit fermé par voie humide* (normalement de l'eau)

De l'eau tiède est utilisée lorsque les flux du procédé à refroidir ne doivent pas être exposés aux températures (faibles) de l'eau de refroidissement (voir la Figure 2.9F).

(5) *Systèmes hybrides*

Dans ces cas, l'air et l'eau sont utilisés ensemble comme moyens de refroidissement. Ces systèmes maximisent normalement l'utilisation de l'air de refroidissement et le reste est réalisé par refroidissement à l'eau. Deux types de systèmes sont disponibles et sont présentés à la Figure 2.9 G&H.

(6) *Systèmes de réfrigération*

Dans des cas spécifiques, lorsque les flux de procédé doivent être refroidis à température ambiante, des systèmes de réfrigération sont appliqués. Il peut s'agir soit d'un système de réfrigération directe, c'est-à-dire utilisant le réfrigérant (du propane ou de l'ammoniaque) dans le procédé, soit d'un système indirect (Figure 2.9 F) utilisant un système de circulation (par exemple de la saumure, du glycol) dans lequel le réfrigérant refroidit le liquide circulant.

2.9 Dessalage

OBJET ET PRINCIPE

Le pétrole brut et les résidus lourds peuvent contenir différentes quantités de composés organiques comme des sels solubles dans l'eau, du sable, de la rouille et d'autres extraits secs, l'ensemble est caractérisé comme des dépôts de fond. Le sel dans le brut se présente principalement sous forme de cristaux de sels dissous en suspension ou dissous dans l'émulsion d'eau avec le brut. Ces impuretés, en particulier les sels, peuvent entraîner un encrassement et la corrosion des échangeurs de chaleur (préchauffages de brut) et en particulier du système de distillat de tête de l'unité de distillation de brut (Section 2.19). Les sels sont préjudiciables à l'activité de plusieurs catalyseurs utilisés dans les procédés de conversion en aval et les sels de sodium stimulent la formation de coke (par exemple dans les fours). Certaines impuretés inorganiques sont liées chimiquement, comme le vanadium et le nickel, il y est souvent fait référence comme sels solubles dans l'huile. Ceux-ci ne peuvent pas être éliminés dans un dessaleur. De plus, l'eau devrait de préférence être retirée si la teneur en eau du brut est relativement élevée. Le dessalage du pétrole brut est donc généralement appliqué avant la séparation en fractions (à la Section 2.19).

Le principe du dessalage est de nettoyer le pétrole brut ou les résidus lourds avec de l'eau à température élevée et sous haute pression pour dissoudre, séparer et retirer les sels et les solides.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Le pétrole brut et/ou les résidus lourds (la charge d'alimentation huileuse) et l'eau réutilisée et douce sont des flux de charge du dessaleur et les pétroles bruts nettoyés ainsi que les eaux contaminées sont les produits de sortie des procédés de dessalage. La phase d'eau provenant de l'unité de distillation de brut des distillats de tête ainsi que les autres flux d'eaux usées sont normalement conduits au dessaleur en tant qu'eau de nettoyage. Des efforts sont faits dans l'industrie pour minimiser la teneur en eau du brut à moins de 0,3 % et la teneur en dépôts de fond à moins de 0,015 %. Les concentrations des impuretés inorganiques dans le flux propre dépendent beaucoup de la conception et du mode de fonctionnement du dessaleur ainsi que de la source de brut.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Après un préchauffage entre 115 et 150 °C, la charge d'alimentation huileuse est mélangée avec de l'eau (douce et pré-utilisée) pour dissoudre et nettoyer les sels. Le mélange intime se produit en mettant en contact l'eau de nettoyage dans un mélangeur à soupapes à boulet, un mélangeur statique ou une combinaison des deux. L'eau doit ensuite être séparée de la charge d'huile dans une cuve de séparation en ajoutant des désémulsifiants pour favoriser la réduction de l'émulsion et/ou, plus couramment, en appliquant un champ électrique à haute tension à travers la cuve de dépôt pour fondre les gouttes d'eau du sel polaire. Le rendement de la séparation dépend du pH, de la densité et de la viscosité du pétrole brut, ainsi que du volume d'eau de nettoyage utilisé par volume de brut. Les champs AC ou DC peuvent être utilisés et des tensions entre 15 et 35 kV sont utilisées pour améliorer la fonte. Beaucoup de raffineries disposent de plus d'un dessaleur. Des dessaleurs à étages multiples existent aussi. L'eau de nettoyage contenant des hydrocarbures dissous, de l'huile libre, des sels dissous et des extraits secs en suspension sont encore traités dans une installation de traitement d'effluent (Section 4.24). Lorsque les dépôts de fond sont critiques dans les unités de procédés en aval, les dessaleurs sont équipés de systèmes de rinçage de dépôt pour retirer les extraits secs déposés. La Figure 2.10 présente un diagramme simplifié de flux de procédé d'un dessaleur de brut de conception moderne.

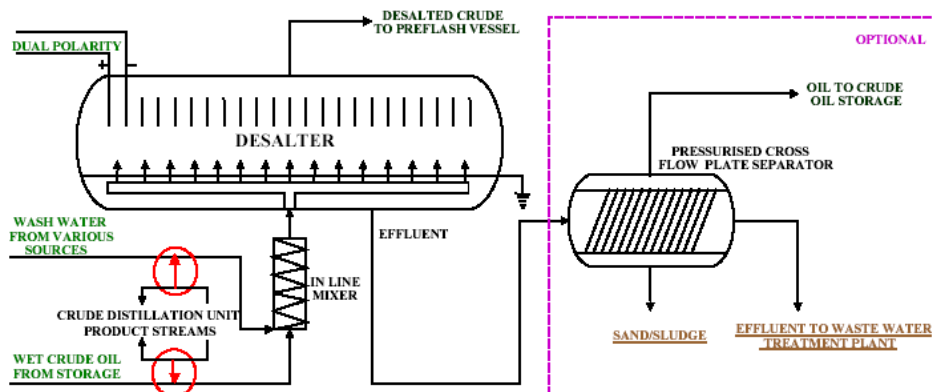


Figure 2.10 : Diagramme simplifié de flux de procédé d'un dessaleur de brut

2.10 Système énergétique

Bien que les installations de production de chaleur constituent une part essentielle et intégrale de la plupart des activités/procédés de raffinage, les systèmes ont tendance à être très similaires et sont donc traités dans cette section horizontale. En conséquence, les problèmes de gestion d'énergie, de gestion de combustible, de techniques de production d'énergie (par exemple les chaudières, les fours, les turbines à gaz) et la gestion de la vapeur d'eau sont inclus dans cette section.

OBJET ET PRINCIPE

De la chaleur et de l'électricité sont requis pour le fonctionnement d'une raffinerie. Les besoins assez importants en chaleur sont généralement satisfaits par la combustion de combustible. De la chaleur peut être fournie pour le fonctionnement des unités et des flux soit directement (par des réchauffeurs), soit indirectement (par exemple par de la vapeur d'eau). De l'électricité peut être générée dans la raffinerie (par exemple dans l'unité de cogénération, les turbines à vapeur/gaz, le CCGI) et peut être achetée sur le réseau de distribution d'électricité. De plus, l'énergie (vapeur et énergie) est reconnue par les raffineurs comme un autre produit commercialisable pouvant être produit sur place.

LES COMBUSTIBLES ET LES SYSTEMES DE COMBUSTIBLE

Le combustible requis pour la production de vapeur d'eau et d'énergie ou pour la combustion des fours provient soit des combustibles qui sont produits par la raffinerie elle-même (fuels de raffinerie), soit du gaz naturel acheté à l'extérieur, soit d'une combinaison des deux. Normalement, la plupart des combustibles gazeux ou liquides d'une raffinerie utilisés, ou la totalité de ceux-ci, sont des sous-produits des procédés de la raffinerie. La composition et la qualité de ces combustibles dépendent des pétroles bruts traités. En général, le pool-essence de la raffinerie constitue un équilibre fragile entre l'énergie requise, le type de brut traité, les limites d'émission et les aspects économiques.

Gaz combustible de raffinerie (GCR)

La majorité du combustible utilisé dans une raffinerie est le gaz (du méthane, de l'éthane et de l'éthylène en combinaison avec de l'hydrogène en excès) généré en interne dans les différents procédés de la raffinerie et collecté dans le système de gaz de la raffinerie, mais qui doit être utilisé rapidement et qui normalement ne peut être vendu comme produit de valeur. Le GCR, s'il est traité correctement, est un combustible peu polluant. La plupart des systèmes de gaz combustible de raffinerie disposent de deux ou trois sources alternatives d'alimentation : le gaz de raffinerie, le gaz importé (généralement du gaz naturel) et du gaz de pétrole liquéfié (GPL). Ces gaz peuvent être sans soufre à la source (c'est-à-dire en provenance des procédés de reformage catalytique et d'isomérisation) ou contenant du soufre à la source (la plupart des autres procédés, c'est-à-dire en provenance de la distillation de brut, du craquage, de la cokéfaction et de tous les procédés d'hydrodésulfuration). Dans le dernier cas, les flux de gaz sont normalement traités par purification aux amines pour éliminer l' H_2S avant d'être relâchés dans le système de gaz combustible de la raffinerie et l'élimination de poussière et la conversion de COS si nécessaire (Section 4.23). Le gaz de coke forme une source principale de gaz de raffinerie si la cokéfaction se déroule dans la raffinerie. La teneur en soufre sous la forme d' H_2S est normalement inférieure à 100 mg/Nm³, mais des niveaux de 20 à 30 mg/Nm³ sont possibles pour le gaz traité à haute pression (20 bars). La teneur en azote est négligeable.

Système de gaz combustible

La Figure 2.11 présente un diagramme schématique d'un système de gaz combustible classique. Le gaz combustible provient des différentes unités de la raffinerie. Dans ce diagramme, l'alimentation de secours provient du gaz naturel importé et du GPL produit en interne, qui est vaporisé et conduit dans le chauffage du gaz combustible. La condensation des hydrocarbures les plus lourds et/ou de l'eau est critique pour le système de gaz combustible. Normalement toutes les unités disposent de leur propre cylindre d'élimination de gaz combustibles, dans lequel le condensat formé dans le système de distribution des gaz combustibles est séparé. Les lignes du gaz combustible provenant de ce cylindre doivent être tracées électriquement pour éviter la condensation dans les lignes d'alimentation des brûleurs individuels. Les liquides provenant des cylindres d'élimination des gaz combustibles sont drainés vers un système de dépôts fermé.

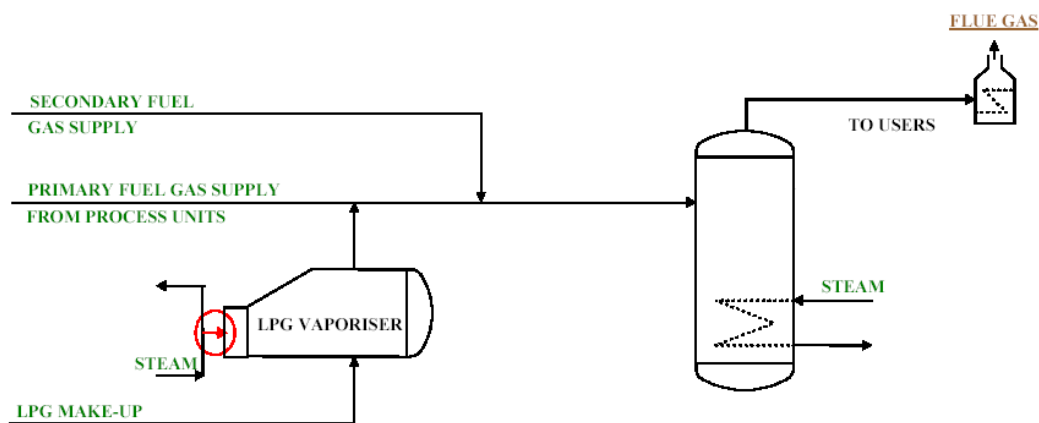


Figure 2.11 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'un système de gaz combustible

Le fuel de raffinerie liquide (le gasoil lourd, HFO) utilisé dans la raffinerie est normalement un mélange de résidus provenant des procédés de distillation atmosphérique et/ou sous vide et des procédés de conversion et de craquage. Les combustibles de raffinerie liquides sont disponibles en grades variés, la viscosité étant le paramètre principal. Plus la viscosité est basse, plus le fuel est coûteux. Les combustibles à grade plus lourds (plus visqueux) nécessitent du chauffage pour réduire leur viscosité avant la combustion. Ils contiennent du soufre (teneur inférieure à 0,1 à 7 %), des promoteurs de particules (par exemple, V, Ni), et de l'azote (0,1 à 0,8 %) menant, après combustion directe, à des émissions élevées de SO_2 , de particules et de NO_x . Ils peuvent aussi être gazéifiés dans l'installation de CCGI où quasiment tous les résidus de la raffinerie (viscoréduits, ou les goudrons thermiques, etc.) peuvent être convertis en chaleur et en énergie.

Si le pétrole brut est correctement dessalé, la teneur en cendres du pétrole sera liée directement au total d'extraits secs, la quantité étant proportionnelle à la somme du nickel et du vanadium présent (valeur de Ni-V : 0,03 à 0,15 % p/p selon la source du résidu et l'origine du brut). Pour connaître la teneur en métal du gasoil lourd, la teneur en métal du brut est multipliée par un facteur de 4 à 5 (selon le rendement du résidu et la teneur en résidu du brut). La teneur en métal du gasoil lourd peut varier entre 40 et 600 ppm pour le gasoil lourd de brut de la Mer du Nord et de brut Arabe lourd respectivement, générant des concentrations de particules dans les gaz de combustion entre 150 et 500 mg/Nm^3 . Les métaux indigènes au brut les plus proéminents sont le vanadium et le nickel. D'autres métaux comme le cadmium, le zinc, le cuivre, l'arsenic et le chrome ont été détectés [43, Dekkers and Daane, 1999]. Le tableau suivant présente la teneur en métaux du combustible résiduel utilisé généralement dans les raffineries.

Métal	Fourchette de concentration (ppm)	Concentration moyenne (ppm)
V	7,23 – 540	160
Ni	12,5 – 86,13	42,2
Pb	2,49 – 4,55	3,52
Cu	0,28 – 13,42	2,82
Co	0,26 – 12,68	2,11
Cd	1,59 – 2,27	1,93
Cr	0,26 – 2,76	1,33
Mo	0,23 – 1,55	0,95
As	0,17 – 1,28	0,8
Se	0,4 – 1,98	0,75

Tableau 2.2 : Teneur en métal de l'huile résiduelle

Source : [322, HMIP UK, 1995]

Système de combustible liquide de raffinerie

Comme cela a été établi précédemment, les combustibles liquides de raffinerie sont des résidus lourds qui devraient être stockés dans un réservoir de stockage séparé à une température élevée pour réduire la viscosité élevée. Un système de combustible de raffinerie typique (voir le diagramme schématique de la Figure 2.12) inclut un réservoir de mélange réservé à cet usage (normalement hors site), une pompe de circulation et un réchauffeur (lorsque cela est nécessaire). Le système rejette le combustible à une pression constante et à des conditions requises de température et de viscosité, de manière à ce que soient

rendus possibles l'atomisation et une combustion efficaces. Si la consommation de combustible est faible, le coût d'installation d'un stockage chauffé, d'un préchauffage, etc., peut ne pas être justifié pour l'utilisation de fiouls lourds. Un fioul léger sera alors utilisé. Les combustibles liquides de raffinerie sont normalement utilisés pour les démarrages de procédé.

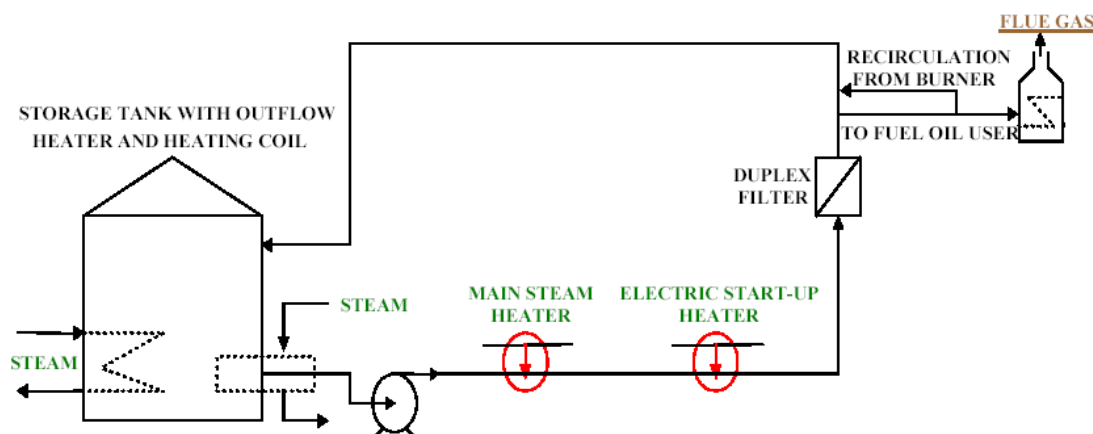


Figure 2.12 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'un système de fioul lourd

Les combustibles solides comme le coke de pétrole peuvent être gazéifiés comme une source de gaz combustible de raffinerie pour les raffineries (« flexicoking », Section 2.7). Le coke est brûlé dans le régénérateur de craquage catalytique (Section 2.5) et le procédé de cokéfaction (Section 2.7) et représente une source de production de chaleur dans la raffinerie. Le charbon, comme le combustible importé, n'est pas appliqué dans les raffineries européennes.

TECHNIQUES DE PRODUCTION D'ENERGIE

Cette section n'a pas pour but de faire une description détaillée des techniques de production d'énergie (vapeur d'eau et électricité), celle-ci se trouvant dans le BREF sur les grandes installations de combustion [317, EIPPCB, 2002].

Fours et chaudières

Beaucoup de procédés individuels de raffinerie et de systèmes d'utilité brûlent du combustible (gaz et/ou liquide) dans des fours réservés à cet usage et des chaudières pour fournir la *chaleur* nécessaire au procédé. Les réchauffeurs de combustion de procédés et les chaudières sont les principaux producteurs de chaleur. Le premier transfère la chaleur relâchée dans le procédé de combustion directement dans le flux de procédé et le second produit de la vapeur d'eau qui sera utilisée ailleurs dans la raffinerie. Le principe de la génération de vapeur d'eau est de chauffer l'eau de la charge de la chaudière, sous pression, dans une chaudière réservée à cet usage et alimentée ou une chaudière de récupération composée d'un ensemble d'échangeurs de chaleur (économiseurs et surchauffeurs). Dans ce document, aucune distinction n'a été faite entre les fours et les chaudières sauf lorsque cela est pertinent.

Différents types de fours et de brûleurs sont utilisés dans les raffineries, cela est en grande partie déterminé par les caractéristiques de rejet de chaleur requises par un procédé particulier. Beaucoup de fours, mais pas tous, sont chauffés doublement (huile/gaz) pour permettre une flexibilité du système de combustible de la raffinerie. Les réchauffeurs du procédé de la raffinerie constituent généralement des cloisonnements rectangulaires ou cylindriques avec des brûleurs multiples à la conception spécialisée et qui utilisent principalement une faible intensité de combustion. Les chaudières (fixes ou en lit fluidisé) sont généralement des unités de production de vapeur relativement standard à intensité de combustion intermédiaire ou élevée. Des chaudières de récupération peuvent aussi être présentes dans les fours des cheminées. Les réchauffeurs et les chaudières à combustion directe permettent d'obtenir des rendements thermiques supérieurs à 85 %. Si un préchauffage de l'air est appliqué et que les produits de combustion (gaz de combustion) sont refroidis à une température proche de leur point de rosée, le rendement thermique peut atteindre 93 %. Les chaudières consomment environ 10 à 20 % des besoins énergétiques d'une raffinerie.

Turbines à gaz et à vapeur

Les turbines à gaz fonctionnent ainsi : De l'air frais est conduit dans des conditions ambiantes dans le compresseur où sa température et sa pression sont augmentées. L'air à haute pression est conduit dans la

chambre de combustion, où le combustible est brûlé à pression constante. Les gaz à haute température qui en résultent entrent ensuite dans la turbine, où ils se dilatent à la pression atmosphérique, produisant ainsi de l'énergie. Les turbines à vapeur sont utilisées pour transformer la pression de la vapeur en énergie. Les procédés à cycles combinés combinent les procédés de turbine à gaz et à vapeur pour produire de l'énergie à un rendement supérieur à celui obtenu avec des turbines à cycle ouvert (vapeur d'eau et gaz). De plus amples informations sur les turbines à gaz et à vapeur ainsi que sur les cycles combinés se trouvent dans le BREF LCP.

Centrales de cogénération (CHP)

Ces systèmes sont conçus pour la co-production de chaleur et d'énergie. Le combustible de ce type d'infrastructure est généralement du gaz naturel. Il est néanmoins possible de brûler du gaz de raffinerie comme part du **slate** de combustible en réduisant ainsi potentiellement la quantité de gaz de raffinerie pour la combustion dans les chaudières et les fours. Le concept de cogénération de vapeur et d'énergie peut aussi être appliqué au chauffage des chaudières utilisant par exemple du combustible liquide de raffinerie. Elles peuvent être conçues pour générer de la vapeur à haute pression pour permettre à la pression de baisser dans un détendeur/une turbogénératrice. Les économiseurs et l'optimisation du contrôle de l'air-combustible sont aussi des techniques applicables aux centrales de cogénération.

Cycle combiné à gazéification intégrée (CCGI)

Le cycle combiné à gazéification intégrée est une technique de production de vapeur d'eau, d'hydrogène (optionnel) et d'énergie électrique à partir de différents types de combustibles de faible grade avec le rendement de conversion le plus important possible. Pendant la gazéification de l'huile avec de l'oxygène et/ou de l'air, du gaz de synthèse est produit, qui sera utilisé plus tard dans un cycle combiné pour la production de chaleur et d'électricité. L'hydrogène peut aussi être séparé du gaz de synthèse utilisé dans la raffinerie (Section 2.14).

Le principe est basé sur la réaction à température et pression élevées des carbones organiques ou du coke avec de la vapeur d'eau et dans des quantités sub-stœchiométrique d'oxygène (oxydation partielle) pour produire des gaz de synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2$). Après la chambre de combustion, le système contient un certain nombre de systèmes de récupération d'énergie pour produire de la vapeur d'eau et de l'électricité. La Figure 2.13 présente un diagramme de flux en bâtons d'une installation CCGI. Lors de l'oxydation partielle des hydrocarbures, le gaz produit contient une certaine quantité de carbone libre (suie). Les particules de suie sont éliminées du gaz, de même que les cendres, lors d'un nettoyage à l'eau à deux étages.

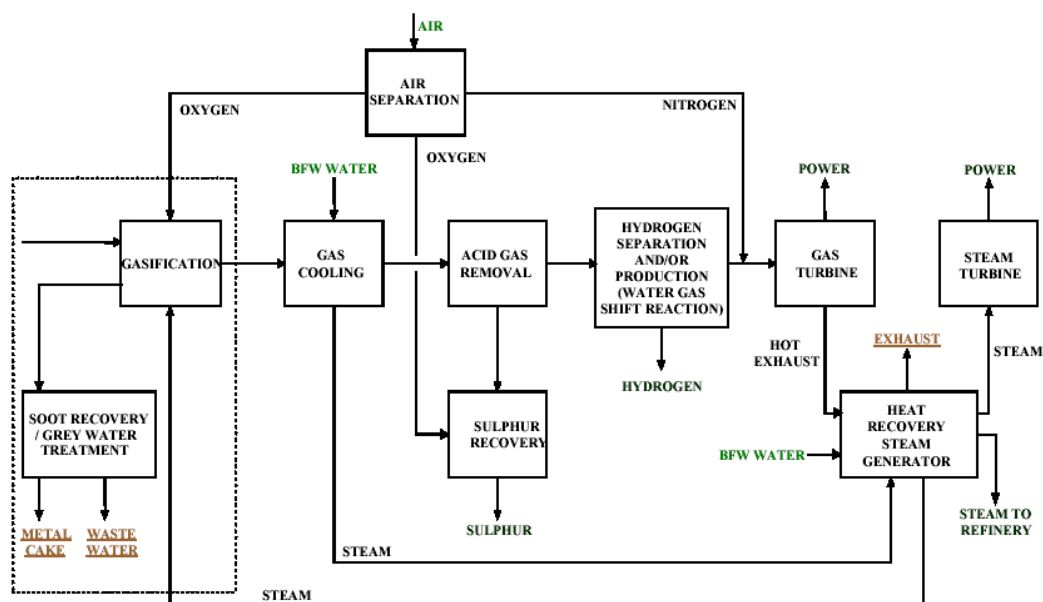


Figure 2.13 : Schéma de flux en bloc du CCGI

L'installation de gazéification consiste en deux unités complexes combinées. Dans les premières, les installations de procédé de fabrication de gaz synthétique (SMPP), la gazéification des fractions lourdes se produit et le gaz de synthèse est produit et purifié. Dans les secondes, les centrales à cycle combiné, le

gaz synthétique alimente une unité thermoélectrique à cycle combiné. La SMPP comprend les deux sections suivantes :

- *la gazéification et l'extraction du carbone* : dans la section de gazéification, la charge est gazéifiée via une réaction non stœchiométrique avec de l'oxygène pur et de l'eau ; la réaction se produit dans le gazéifieur, une cuve non catalytique enduite à l'intérieur avec du réfractaire, fonctionnant à température élevée (environ 1 300 °C) et pression élevée (environ 65 bars).
- *le refroidissement et la purification du gaz* : dans la section de refroidissement du gaz, la chaleur résiduelle provenant du gaz synthétique est récupérée par génération de vapeur d'eau à trois niveaux de pression. Une faible quantité de carbone, formée dans les gazéifieurs, est retirée du gaz par contact direct avec l'eau dans un épurateur. L'eau est alors traitée dans le traitement des eaux grises et ensuite envoyée dans l'installation existante de traitement biologique de la raffinerie. Un effluent solide sous la forme d'un gâteau de filtre est déchargé de cette unité et est envoyé dans des usines externes pour récupération des métaux. De plus, un réacteur d'hydrolyse de COS est fourni pour convertir la faible quantité de COS produit dans le gazéifieur en H₂S. Cette section inclut aussi un détendeur de gaz pour la récupération de l'énergie de pression du gaz synthétique (la pression dans les gazéifieurs est d'environ 65 bars). Ce système contient un système d'élimination du gaz acide. Dans cette unité, un flux d'amines circulant est utilisé pour absorber de manière sélective le H₂S formé dans le gazéifieur et dans l'hydrolyse de COS. Elle contient aussi une unité de séparation de l'air. Cette unité produit l'oxygène requis pour la gazéification et la centrale Claus, et l'azote pour le conditionnement du gaz synthétique. Elle est basée sur un fractionnement cryogénique classique de l'air. Et finalement, elle contient une unité de récupération de soufre. Les unités Claus récupèrent le soufre élémentaire provenant de l' H₂S récupéré dans la section d'élimination du gaz acide et une section de traitement des gaz résiduaires, qui maximise la récupération d'ensemble du soufre.

Après les sections de refroidissement et de purification, le gaz de synthèse purifié est envoyé vers la centrale à cycle combiné pour production d'énergie. Elle est composée principalement d'un cycle classique avec une turbine à gaz, d'un générateur de vapeur à récupération de chaleur et d'une turbine à vapeur.

PRODUITS PROVENANT DU SYSTEME ENERGETIQUE

Comme indiqué au début de cette section, le système énergétique d'une raffinerie (ou tout autre complexe industriel) existe pour fournir la chaleur et l'énergie nécessaire au fonctionnement du procédé. Une brève description des types de produit (vapeur d'eau et énergie) produits par le système énergétique d'une raffinerie est fournie ci-dessous.

Vapeur d'eau

Les différentes qualités de vapeur d'eau générées dans les chaudières de la raffinerie présentent les caractéristiques générales suivantes (la teneur en chaleur est comprise entre 2 700 MJ/t pour la vapeur d'eau à faible pression et 3 200 MJ/t pour la vapeur d'eau surchauffée à haute pression, à 50 bar) :

- la vapeur d'eau à haute pression (HP) nette (plus de 30 bar, 350 à 500 °C), générée dans les chaudières de récupération (refroidissement des dégagements gazeux chauds et/ou des produits chauds des procédés catalytiques et des hydrocraqueurs) et dans les chaudières chauffées. La vapeur d'eau sous haute pression est principalement utilisée dans les turbines pour produire de l'énergie électrique (et de la vapeur d'eau MP) ;
- la vapeur d'eau à moyenne pression (MP) nette (7 à 20 bars, 200 à 350 °C), générée par réduction de la pression de la vapeur à haute pression, est utilisée dans la raffinerie pour stripage, atomisation, génération de vide et chauffage (par exemple des rebouilleurs, des réservoirs) ;
- la vapeur d'eau à basse pression (BP) nette (3.5 à 5 bars, 150 à 200 °C), générée dans les échangeurs de chaleur par refroidissement des produits chauds, et par réduction de la pression de la vapeur d'eau MP. La vapeur d'eau BP est utilisée pour le chauffage, le stripage et le traçage.

La vapeur d'eau est produite par chauffage de l'eau déminéralisée, de l'eau appelée eau d'alimentation de chaudière pour la production de vapeur (EAC), sous pression dans une chaudière à vapeur. Les installations de production de vapeur sont généralement alimentées par du gaz combustible de raffinerie ou du combustible liquide. La raffinerie est équipée de chaudières à vapeur dans pratiquement toutes les unités du procédé, contenant un réseau de distribution de vapeur d'eau HP, MP et BP et des réseaux de collecte du condensat HP, MP et BP, qui sont connectés à l'unité de préparation EAC et au réservoir de stockage du condensat. (Il est fait référence à la Figure 2.14 et au BREF LCP [317, EIPPCB, 2002]).

La vapeur d'eau utilisée dans les turbines et les chauffages après refroidissement est généralement récupérée comme condensat). L'EAC est donc un mélange d'eau douce d'appoint déminéralisée (la

qualité dépendant de la pression de vapeur) et de condensat récupéré. L'appoint d'EAC peut être acheté mais peut aussi être préparé dans la raffinerie en utilisant de l'eau potable, de l'eau du sol filtrée, de la distillation d'eau de mer, de l'eau de surface ou même un effluent traité par une combinaison de traitements, comme le filtrage à sable ou le microfiltrage (pour retirer les solides en suspension) et la déminéralisation qui est réalisée par un échange de cations et d'anions par la suite (voir la zone représentée en pointillés à la Figure 2.14). L'osmose inverse (pour retirer les ions, les colloïdes et les molécules organiques de grande taille) est généralement appliquée aux nouvelles usines et est suivie dans certains cas par un échange d'ion en lit mélangé et une filtration par charbon actif pour la finition. Le réservoir de condensat est généralement équipé d'un système de détection d'huile et d'un dispositif d'écumage d'huile. Pour éviter la corrosion dans les systèmes de vapeur d'eau et de condensat, l'oxygène et le dioxyde de carbone sont éliminés dans les dégazeurs, et des éliminateurs d'oxygène et des inhibiteurs d'oxygène sont ajoutés. Après conditionnement, l'EAC est pompé dans les chaudières. Dans les chaudières, les gaz de combustion chauds et l'EAC s'écoulent à contre-courant ; l'EAC est préchauffé dans l'économiseur et est encore chauffé dans le premier et le second surchauffeur. Pour garder constante la concentration des composés dissous et des solides en suspension dans le cylindre de vapeur, une purge du condensat de 1 à 2 % est généralement requise.

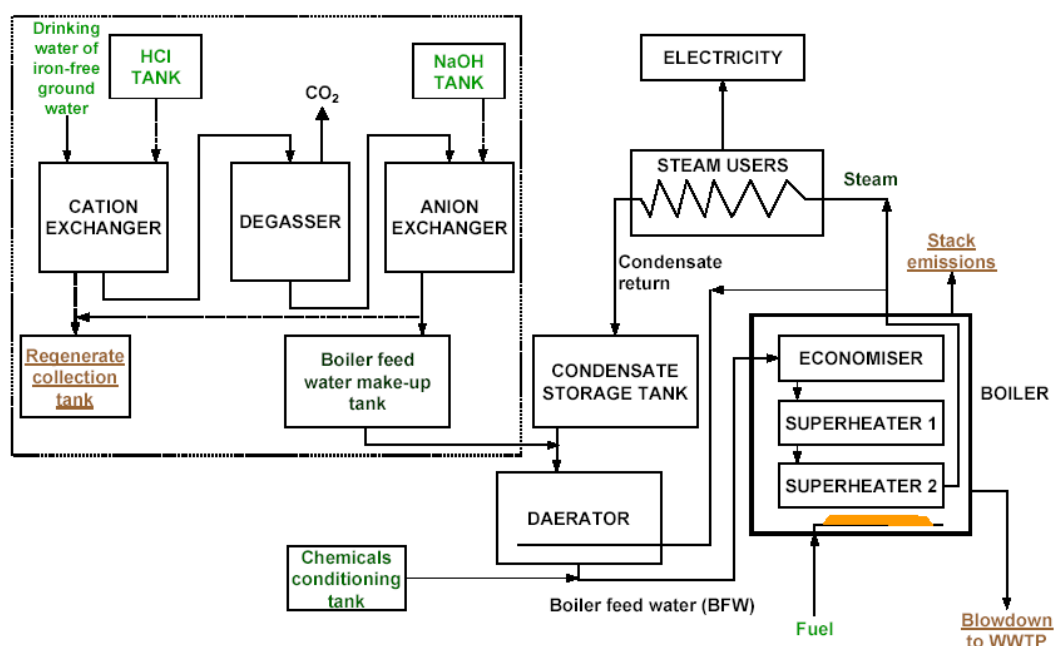


Figure 2.14 : Plan classique d'une unité de préparation d'eau de charge de chaudière et une chaudière à vapeur

L'énergie électrique est principalement générée dans des turbines à vapeur d'eau sous haute pression mais elle peut aussi être produite dans des turbines à gaz. De l'électricité est nécessaire pour faire fonctionner les pompes, les compresseurs, les systèmes de contrôle, les valves, etc. Les systèmes électriques de raffinerie sont donc vastes.

GESTION DE L'ENERGIE

Une bonne conception et une bonne gestion des systèmes d'énergie constituent des aspects importants de la réduction de l'impact environnemental d'une raffinerie, en gardant à l'esprit la nature très intégrée et interdépendante de la plupart des procédés. L'objectif normal est de faire correspondre continuellement la production variable et la consommation de combustibles dans les procédés et les utilités au coût économique et environnemental le plus bas. Le problème est aussi analysé dans ce document et la combinaison de toutes les techniques pouvant être utilisées dans une raffinerie est examinée à la Section 2.15. Cette section est incluse ici car le rendement énergétique d'une raffinerie peut être augmenté non seulement en améliorant le rendement énergétique des procédés individuels (ce qui est traité dans chaque section) ou le rendement énergétique du système de production d'énergie, mais aussi en améliorant la gestion de l'énergie, la conservation de l'énergie et la récupération/intégration de la chaleur dans la raffinerie dans son ensemble.

La gestion de l'énergie a pendant longtemps été un problème important pour les raffineries. Par exemple, les techniques de gestion comme les séries de systèmes ISO 14000 ou EMAS peuvent fournir un cadre approprié pour développer un système de gestion de l'énergie adéquat et peuvent augmenter le rendement énergétique de la raffinerie dans son ensemble. Les techniques de conservation de l'énergie comme le rapport et la motivation des économies d'énergie, la réalisation des améliorations de la combustion ou l'analyse de l'intégration de l'énergie de la raffinerie sont certaines techniques qui peuvent avoir un impact important sur la réduction de la consommation d'énergie et, en conséquence, sur l'augmentation du rendement énergétique de la raffinerie. D'autres outils techniques pour augmenter ce rendement sont les techniques d'intégration/de récupération de chaleur, dont voici quelques exemples : l'installation de chaudières de récupération, l'installation de détendeurs pour récupérer l'énergie et l'amélioration de l'isolation des bâtiments et des unités du procédé pour réduire les pertes de chaleur. La gestion de la vapeur d'eau est un autre outil utile pour améliorer le rendement énergétique.

2.11 Ethérification

OBJET ET PRINCIPE

Un certain nombre de produits chimiques (surtout des alcools et des éthers) sont ajoutés aux carburants pour améliorer leur performance ou pour satisfaire les exigences environnementales. Depuis les années 70, des alcools (méthanol et éthanol) et des éthers ont été ajoutés à l'essence pour augmenter les niveaux d'octane, réduire la génération de monoxyde de carbone et réduire l'ozone atmosphérique due à la réactivité inférieure des émissions de COV qui en résultent. Ces additifs ont remplacé les additifs en plomb qui ont été supprimés progressivement comme requis par l'Auto-Oil I. En conséquence, un certain nombre d'éthers différents sont ajoutés de nos jours à l'essence et sont mieux capable de satisfaire à la fois les nouvelles exigences en matière d'oxygène et les limites de pression de vapeur. Les éthers les plus couramment utilisés comme additifs sont le méthyle tertiobutyl éther (MTBE), l'éthyl tertiobutyl éther (ETBE), et le tertioamyl méthyle éther (TAME). Certaines raffineries (~30% des raffineries de l'UE+) fabriquent leurs propres réserves de ces éthers.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

L'isobutylène et/ou l'isoamylène et le méthanol (ou l'éthanol) sont nécessaires pour produire le MTBE (ou l'ETBE) et/ou le TAME. L'isobutylène provient d'un certain nombre de sources dans la raffinerie : le naphta léger provient des unités FCC et de cokéfaction ; le sous-produit provient du craquage à vapeur du naphta (les procédés sont décrits dans le BREF LVOC) ou des hydrocarbures légers pendant la production d'éthylène et de propylène (aussi dans le BREF LVOC) ; la déshydrogénation catalytique de l'isobutane (aussi dans le BREF LVOC) et la conversion de l'alcool butylique tertiaire récupéré comme sous-produit lors de la fabrication d'oxydes de propylène (dans le BREF LVOC). Le méthanol (l'éthanol) est acheté.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Il existe de multiples variations des procédés commerciaux. La plupart des procédés peuvent être modifiés pour faire réagir l'isobutylène ou l'isoamylène avec du méthanol ou de l'éthanol pour produire l'éther correspondant. Chacune de ces réactions utilise un catalyseur acide de résine d'échange d'ion dans des conditions de température et de pression contrôlées. Le contrôle de la température de la réaction exothermique est important pour maximiser la conversion et minimiser les réactions parallèles indésirables et la désactivation du catalyseur. La réaction est généralement réalisée en deux étapes avec un léger excès d'alcool pour obtenir des conversions d'isooléfines de plus de 99 % et la consommation de méthanol est surtout stœchiométrique. La conception du réacteur et la méthode de contrôle de la température sont les différences basiques entre les différents procédés.

Procédé de production de MTBE

La Figure 2.15 présente un exemple de diagramme simplifié de flux de procédé d'une installation de MTBE. Le flux de charge est refroidi avant d'entrer par le sommet du réacteur principal. Le catalyseur en résine dans le réacteur primaire est un lit fixe de petits granules. Les réactifs passent à travers le lit de catalyseur et sortent au pied du réacteur. L'effluent provenant du réacteur principal contient de l'éther, du méthanol et des isooléfines n'ayant pas réagi et généralement quelques paraffines provenant de la charge. Une quantité significative de l'effluent est refroidie et recyclée pour contrôler la température du réacteur. L'effluent net alimente une colonne de fractionnement avec une section contenant du catalyseur ou alimente un second réacteur. L'éther est retiré comme produit du fond de cuve, et les vapeurs d'alcool et d'isooléfines n'ayant pas réagi passent dans la réaction de catalyseur pour être transformées en éther. Le procédé produit généralement un flux d'éther et un flux relativement faible d'hydrocarbures n'ayant pas réagi ainsi que du méthanol. Le méthanol est extrait via un nettoyage à l'eau et le mélange méthanol-eau résultant est distillé pour récupérer le méthanol pour recyclage. Le méthanol en excès et les hydrocarbures n'ayant pas réagi sont retirés comme produit net de distillat de tête, et sont conduits dans une colonne de récupération de méthanol. Dans cette colonne, le méthanol en excès est extrait par contact avec de l'eau. Le mélange méthanol-eau résultant est distillé pour récupérer le méthanol, qui est ensuite recyclé dans la réaction principale.

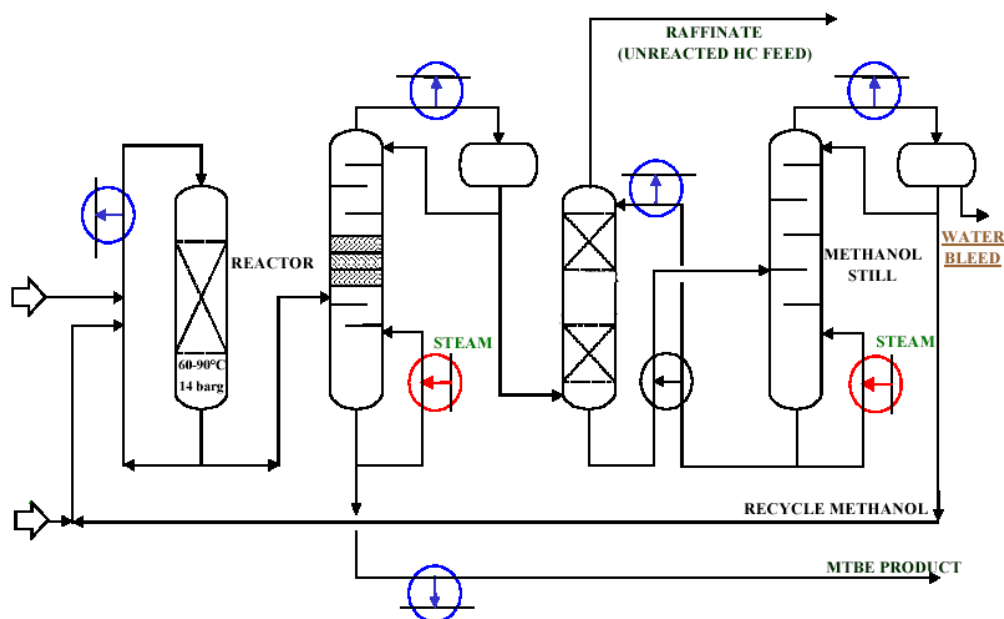


Figure 2.15 : Schéma simplifié de flux de procédé d'un procédé de production de MTBE

Procédé de production de TAME

Dans ce procédé, les isoamylènes C_5 sont séparés du flux d'alcool léger du craquage catalytique (LCCS) provenant de l'unité de FCC et ils réagissent catalytiquement avec du méthanol en présence d'hydrogène pour produire le TAME. Les principales étapes de production du TAME sont la suppression, la dissolution, la réaction et la purification du pentane. La Figure 2.16 présente un schéma simplifié de la production de TAME.

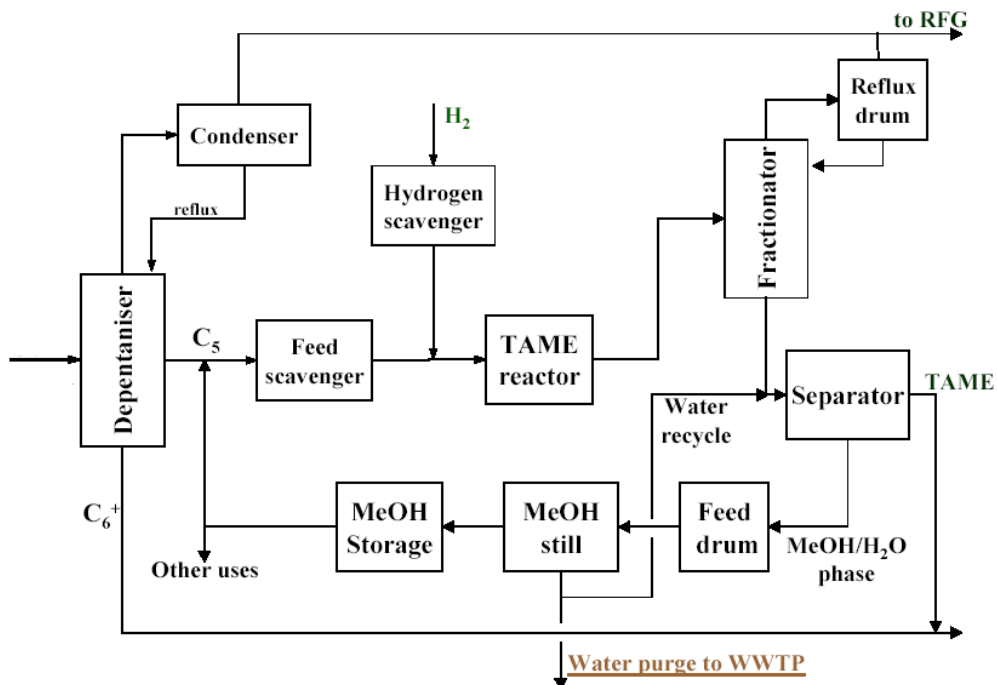


Figure 2.16 : Schéma simplifié de flux de procédé de la production de TAME

La suppression de C₅ est réalisée par distillation (le dépentaniseur) de la charge d'alimentation de LCCS. Les distillats de tête sont condensés et les hydrocarbures sont renvoyés en tant que reflux alors que les gaz vont dans le système de gaz de combustion de la raffinerie. Un soutirage de C₅ est retiré de la colonne

pour alimenter l'unité de TAME. Les liquides du fond de la colonne (C_{6+}) sont conduits vers le remélangeage avec le produit éventuel provenant de l'unité de TAME.

Le flux de C_5 est alors dissous pour retirer les poisons du catalyseur en le passant dans une résine échangeuse d'ions pour retirer les composés d'azote basiques, par exemple l'ammoniaque, et toute contamination métallique. Une charge d'hydrogène est aussi dissoute pour retirer les composants acides. La charge d'alimentation, contenant du méthanol et de l'hydrogène injecté, alimente la section du réacteur. L'hydrogène est utilisé pour convertir les diènes en monooléfines et prévenir la formation de caoutchouc pendant la réaction. Ce procédé se déroule dans une résine échangeuse d'ions imprégnée de palladium et les isoamylènes sont convertis en TAME.

Le flux de produit de TAME est purifié par distillation fractionnée, lavage et séparation de phase. Les distillats de tête de la colonne de fractionnement passent dans un ballon de reflux avec la phase de gaz d'hydrocarbures à faible point d'ébullition (C_1 , C_2 , C_4 , etc.), l'hydrogène n'ayant pas réagi étant ventilé vers les gaz combustibles de la raffinerie ou la torche. Le produit de fond de cuve de l'essence de TAME avec un peu de méthanol est refroidi et mélangé avec de l'eau recyclée provenant de l'installation de récupération de méthanol, puis conduit vers un décanteur pour séparation de phase. La fraction d'essence de TAME provenant de ce procédé est mélangée avec le flux de C_{6+} des fonds de cuve du dépentaniseur et conduite vers le stockage. La fraction de méthanol/eau est recyclée dans un ballon d'alimentation d'une installation de récupération de méthanol.

Le méthanol est récupéré par distillation dans un alambique commun, le méthanol des distillats de tête étant condensé et conduit vers un stockage tampon pour recyclage vers l'installation de TAME ou autre utilisation. Les fonds de cuve sont essentiellement de l'eau avec quelques impuretés et ils sont essentiellement recyclés, mais avec un traitement de purge vers l'effluent pour éviter la formation d'acide formique.

2.12 Procédés de séparation des gaz

OBJET ET PRINCIPE

Les hydrocarbures à point d'ébullition bas sont généralement traités dans une installation de séparation commune fonctionnant à des pressions élevées. Le but d'une installation à gaz est de récupérer et de séparer le $C_1 - C_5$ et les composés supérieurs provenant des différents dégagements gazeux de la raffinerie par distillation. Dans les raffineries de pétrole, une (ou plusieurs) installations à gaz est présente pour traiter les différents flux de gaz provenant des différents procédés. (par exemple, des reformeurs catalytiques, des craqueurs catalytiques, des unités de distillation). Ces systèmes constituent le cœur des installations raffinant le gaz naturel (Section 2.17) où les différents composés sont séparés. Selon l'application des produits, certaines raffineries retirent du mercure du GPL, des têtes de distillations et du naphtha.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

La charge d'une installation à gaz se compose de flux gazeux et liquides provenant de la distillation de brut, des craqueurs catalytiques, du reformeur catalytique, des unités d'alkylation, de désulfuration et des unités similaires. Le prétraitement de certaines charges d'alimentation peut être nécessaire, généralement par hydrodésulfuration (Section 2.13) ou traitement aux amines (suppression de l' H_2S , voir la Section 4.23.5.1). Les composés récupérés dépendent de la composition de la charge et des exigences du marché. Les flux gazeux sont généralement séparés en fractions de C_1 et de C_3 pour la vente ou l'utilisation comme gaz combustibles de raffinerie, GPL (propane et butane) et un flux d'essence légère (C_5 et au-dessus). Les oléfines, les isoparaffines et les n-paraffines peuvent aussi être séparés dans le procédé.

DESCRIPTION DU PROCEDE

L'installation à gaz se compose d'au moins deux colonnes, une colonne d'absorbage/stripage (dééthaniseur) pour stripper tous les composants légers de C_2 -moins et maximiser la récupération des composants C_3 -plus provenant des flux de charge. La Figure 2.17 présente un diagramme simplifié de flux de procédé d'une installation à gaz.

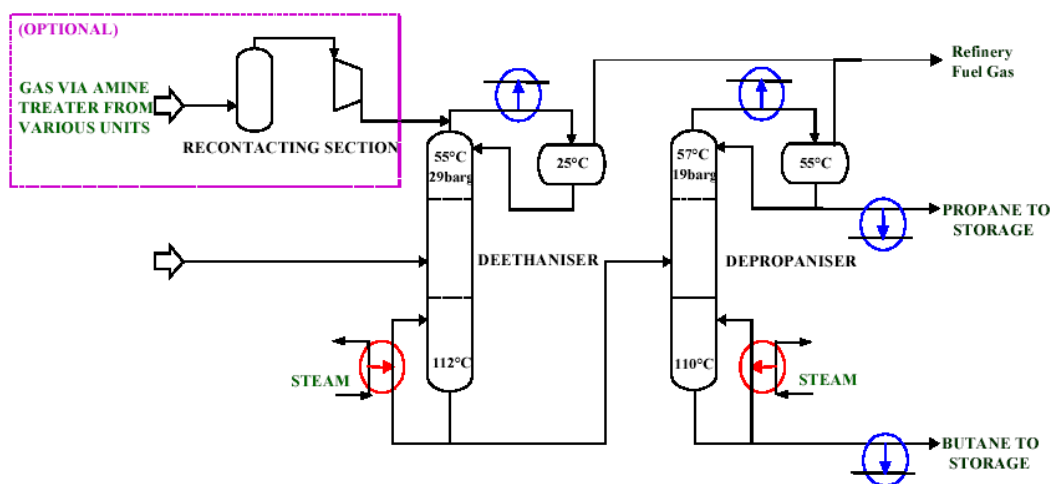


Figure 2.17 : Schéma simplifié de flux de procédé pour une partie d'une installation à gaz

Le flux d'alimentation vers l'installation à gaz est refroidi, la phase de vapeur résiduelle provenant de celle-ci étant conduite vers un absorbeur réfrigéré, pour se mélanger avec l'absorbant refroidi de l'essence légère recyclée. Le distillat de tête de l'absorbeur est la fraction C_1, C_2 . Les fonds de cuve sont combinés avec le flux liquide provenant du refroidissement et passent dans la première colonne de fractionnement ou dans le dééthaniseur. Les premiers distillats de tête de la colonne de fractionnement (surtout du C_2 -éthane) sont combinés avec les distillats de tête de l'absorbeur alors que les fonds de cuve passent dans la seconde colonne de fractionnement pour produire un flux de distillats de tête de C_3/C_4 et des fonds de cuve débutanisés d'essence. Une section de remise en contact, où les vapeurs provenant de différentes unités sont comprimées et remises en contact avec le distillat de tête du dééthaniseur peut être installée pour maximiser la récupération de C_3/C_4 . Les fonds de cuve de la colonne du dééthaniseur, principalement des composés de C_3/C_4 , alimentent la colonne du dépropaniseur. Ce flux de distillats de

têtes est conduit vers une troisième colonne de fractionnement pour séparer les flux de C_3 et de C_4 en distillats de tête (propane) et en fonds de cuve (butane) respectivement. Les produits passent dans un stockage pressurisé via tout adoucissement final par adsorption sélective par tamis moléculaire. Ensuite, le chargement des conteneurs de transport est réalisé par des systèmes à circuit fermé ou par ventilation et rejet dans le système de gaz combustible de la raffinerie.

Le flux de fonds de cuve de l'essence passe dans une quatrième colonne de fractionnement pour produire une fraction dépentanisée pour utilisation comme essence refroidie de recyclage sur l'absorbeur. Le produit de sortie net est mélangé pour former le produit d'essence. Une étape de séchage avant d'envoyer au stockage est nécessaire (non présentée). De plus, une cuve contenant un lit de granulés caustiques (non présenté) peut être installé dans le système de butane comme dispositif de protection supplémentaire, bien que l'eau et l' H_2S devraient être retirés au sommet des colonnes du dééthaniseur et du dépropaniseur. Sinon (ou si cela est insuffisant), un traitement en amont est réalisé, cela peut aussi être réalisé par l'unité elle-même, avec par exemple un absorbeur d' H_2S aux amines suivi d'une oxydation/extraction au mercaptan des fonds de cuve du dééthaniseur avec une absorption de l' H_2S aux amines du gaz du distillat de tête du dééthaniseur.

Si des unités de craquage thermique et/ou catalytique sont présentes, la récupération des composants oléfiniques peut aussi être intéressante. Il est aussi possible de séparer l'isobutane du n-butane. L'isobutane peut être utilisé comme charge d'une unité d'alkylation, alors que le n-butane (ou une partie de celui-ci) peut être utilisé comme composant de mélange dans le pool-essence ou l'isomérisation.

2.13 Procédés consommant de l'hydrogène

Deux types de procédés sont inclus dans cette section : l'hydrocraquage et les hydrotraitements. Les deux procédés se déroulent sur un catalyseur en métal dans une atmosphère d'hydrogène. Plusieurs de ces procédés se trouvent dans une raffinerie, normalement nommés selon le type de charge à traiter et des conditions de réaction. Le dénominateur commun de ces procédés est que tous sont basés sur des procédés d'hydrogénation et en conséquence consomment de l'hydrogène. Les procédés d'isomérisation des alcanes ou des oléfines consomment aussi un peu d'hydrogène, mais ces procédés sont inclus dans une section séparée (Section 2.16).

OBJET ET PRINCIPE

Hydrotraitement et hydrofaçonnage

Ce sont des procédés similaires utilisés pour retirer les impuretés comme le soufre, l'azote, l'oxygène, les halogénures et les impuretés de métaux en traces qui peuvent désactiver les catalyseurs du procédé. *L'hydrotraitement* améliore aussi la qualité des fractions en transformant les oléfines et les dioléfines en paraffines pour réduire la formation de caoutchouc dans les combustibles. *L'hydrofaçonnage*, qui utilise généralement des résidus provenant des unités de distillation de brut, craque aussi les molécules plus lourdes en des produits plus légers et mieux commercialisables. Les deux procédés sont généralement placés en amont de ces procédés dans lesquels le soufre et l'azote peuvent avoir des effets adverses sur le catalyseur, comme les unités de reformage catalytique et d'hydrocraquage. Les procédés utilisent les catalyseurs en présence de quantités substantielles d'hydrogène sous haute pression et à température élevée pour faire réagir les charges d'alimentation et les impuretés avec l'hydrogène.

Le procédé d'hydrotraitement peut être divisé en un certain nombre de catégories de réactions : l'hydrodésulfuration, l'hydrodénitrification, la saturation des oléfines et la saturation des aromatiques. Une unité d'hydrotraitement utilisée spécifiquement pour retirer le soufre est généralement appelée une unité d'hydrodésulfuration (HDS). Cette section aborde l'hydrotraitement standard du naphta, du distillat moyen et des flux d'alimentation de type résiduel :

- une unité d'*hydrotraitement de naphta* a généralement trois objets : la désulfuration, la dénitrification et la stabilisation du flux de charge de naphta vers les unités d'isomérisation et de reformage en aval. La stabilisation des flux de naphta nécessite généralement la transformation des hydrocarbures insaturés produits dans les procédés de craquage thermique et catalytique en paraffines. L'hydrogénation sélective des diènes légers qui sont des impuretés de plusieurs flux d'oléfine légers peut aussi être en partie hydrogénée. L'hydrogénation d'aromatiques est une variante du traitement du naphta ou du distillat.
- une unité d'*hydrotraitement de distillat moyen* a deux objets, la désulfuration et l'hydrogénation du flux de distillat moyen. La stabilisation des flux de distillat moyen est nécessaire lorsque des quantités importantes de composants craqués sont mélangés au pool de distillat moyen, et nécessitent généralement une saturation partielle des aromatiques et des oléfines et la réduction de la teneur en azote. La saturation des aromatiques peut être nécessaire pour les charges d'alimentation de naphta, de kérosène et de diesel. Parmi les applications de ce procédé, il existe des améliorations du point de fumée des combustibles des turbines d'avions, de la réduction de la teneur en aromatiques des stocks de solvant pour satisfaire les exigences de contrôle de la pollution de l'air, de la production de cyclohexane à partir du benzène (COGV) et l'amélioration de l'indice de cétane dans les carburants diesels.
- la *désulfuration en profondeur des carburants diesels* (hydrofinage) est généralement réalisée pour satisfaire les spécifications en soufre du produit dans le chauffage et les carburants diesels. Il s'agit aussi d'améliorer la couleur et la stabilité des sédiments.
- l'*hydrotraitement des résidus* est principalement appliqué pour améliorer la qualité de la charge de résidu (généralement du résidu atmosphérique) vers l'unité de craqueur catalytique de résidu (RCC). Les RCC sont restreints au traitement des flux de résidu selon leur teneur en métaux et leur indice carbone Conradson.

L'*hydrofaçonnage* peut aussi être conçu pour retirer les faibles concentrations de métaux des charges. Les métaux à retirer incluent le nickel et le vanadium, qui sont des éléments natifs du pétrole brut, ainsi que du silicium et des métaux contenant du plomb qui peuvent être ajoutés dans d'autres parties de la raffinerie.

Hydrocraquage

Il s'agit de l'un des procédés de raffinage les plus polyvalent, capable de convertir toute fraction provenant des gasoils atmosphériques aux huiles résiduelles (désasphaltées) en produits au poids moléculaire inférieur à celui de la charge. Les réactions d'hydrocraquage se présentent sous une pression élevée partielle de l'hydrogène en présence d'un catalyseur à deux fonctions, l'hydrogénation et le craquage. L'hydrocraquage peut aussi être utilisé pour le craquage des combustibles supérieurs et pour la production de lubrifiants (déparaffinage, Section 2.3). Le type de catalyseur maximise la production de naphtha, de distillats moyens ou de lubrifiant. La présence d'hydrogène supprime la formation des matières lourdes résiduelles et améliore le rendement de l'essence en réagissant avec les produits craqués, donnant ainsi des produits nets qui sont des mélanges de paraffines pures, de naphthènes purs et d'aromatiques purs. L'hydrocraquage produit des distillats moyens aux propriétés de brûlage et de fluage à froid exceptionnelles :

- du kérosène au point de gel faible et au point de fumée élevé.
- des carburants diesels aux points d'écoulement faibles et aux indices élevés de cétane.
- des naphthas lourds à teneur élevée en hydrocarbures à anneau unique.
- des naphthas légers à la teneur élevée en isoparaffine.
- des produits lourds riches en hydrogène pour l'alimentation des unités FCC, des installations d'éthylène (COGV), ou des infrastructures de déparaffinage et de finissage de lubrifiant (Section 2.3).

Lorsque l'hydrocraquage est appliqué aux résidus lourds, un prétraitement est nécessaire pour éliminer la teneur élevée en métaux avant que la réaction d'hydrocraquage ne se produise. L'hydroconversion de résidu est un type d'hydrocraquage appliqué pour transformer les résidus sous vides de faible valeur et d'autres flux de résidus lourds en des hydrocarbures plus légers à faible point d'ébullition en les faisant réagir avec de l'hydrogène.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Hydrotraitement et hydrofaçonnage

Ces procédés sont appliqués à une vaste gamme de charges d'alimentation, du GPL jusqu'au résidu et leur mélange. Le Tableau 2.3 synthétise les charges, les produits et les objectifs de procédé pour chaque type d'hydrotraitement.

Charges d'alimentation	Produits désirés	Objet du procédé : Elimination ou diminution de
GPL	GPL propre	S, oléfines
Naphthas	Charge catalytique du reformeur (S : 0,05 – 0,5 % p/p)	S (< 0,5 ppm), N, oléfines
GPL, naphthas	Teneurs faibles en diène	Diènes (25 à 1 ppm) dans le produit
Naphtha catcraqué	Composant de mélange d'essence	S
Gasoils atmosphériques	Charge d'alimentation d'éthylène (COGV)	S, aromatiques
	Carburéacteur	S, aromatiques
	Diesel	S, aromatiques et n-paraffines
Gasoils sous vide	Charge d'alimentation d'éthylène	aromatiques
	Kérosène/jet (S : 0,05 à 1,8 % p/p)	S, aromatiques
	Diesel (S : 0,05 à 1,8 % p/p)	S, aromatiques
	Charge de FCC	S, N, métaux
	Combustible à faible teneur en soufre	S
	Huile de base lubrifiante	aromatiques
Résidu atmosphérique	Charge d'alimentation de FCC	S, N, RCC, et métaux
	Combustible à faible teneur en soufre	S
	Charge d'alimentation de cokeur	S, RCC, et métaux
	Charge d'alimentation de RCC	RCC, et métaux
RCC = Résidu de carbone Conradson		

Tableau 2.3 : Charges d'alimentation, produits désirés et les objectifs du procédé des hydrotraitements.

Hydrocraquage

L'hydrogène est consommé en quantités substantielles dans ces procédés, rendant obligatoire l'unité de fabrication d'hydrogène (Section 2.14) dans ces raffineries qui contiennent de l'hydrocraquage. En plus des produits traités, ces procédés produisent un flux de gaz combustible léger contenant du sulfure d'hydrogène, de l'ammoniaque et de l'eau.

Comme présenté dans le Tableau 2.4, le principal flux d'alimentation d'un hydrocraqueur est le flux de distillat lourd sous vide provenant de l'unité à vide élevé. Ces charges d'alimentation sont des fractions très difficiles à craquer et ne peuvent être craquées efficacement dans les unités de craquage catalytique. Les autres flux de procédé comme l'huile lourde de cycle provenant de l'unité du craqueur catalytique, les gasoils lourds provenant du cokéur ou du viscoréducteur, des extraits provenant des unités de lubrifiant, des distillat moyens, des fiouls résiduels et des bruts réduits peuvent être mélangés dans le flux principal de distillat lourd sous vide. Les produits principaux sont le GPL, l'essence, le carburéacteur et le carburant diesel, tous pratiquement sans soufre. La production de méthane et d'éthane est très faible, normalement moins de 1 %.

Charges d'alimentation	Produits désirés
Naphtas	GPL
Gasoils atmosphériques	Naphtha
Résidu atmosphérique	Diesel
Gasoils sous vide	GPL
	Naphtha
	Charge d'alimentation d'éthylène (COGV)
	Kérosène/carburéacteur
	Diesel
	Huile de base lubrifiante
Résidus sous vide	GPL
	Naphtha
	Kérosène
	Gasoil
	Combustible
Goudrons et bitumes dérivés (teneur en métal <500 ppm)	Diesel

Tableau 2.4 : Charges d'alimentation et produits désirés des procédés d'hydrocraquage

DESCRIPTION DU PROCEDE

Types de technologies de réacteur appliquées à l'hydroconversion et à l'hydrotraitement

Plusieurs technologies d'hydrotraitement et d'hydroconversion de résidu sont utilisées de nos jours. Elles peuvent être classifiées en quatre catégories : en lit fixe ; à réacteur de réserve ; en lit mobile et en lit en ébullition. Le choix du type de procédé est surtout déterminé par la teneur en métaux dans la charge. L'hydroconversion de résidu *en lit fixe* est appliquée aux charges à « faible » teneur en métaux (100 ppm) et la transformation requise est relativement faible, la technologie en lit mobile ou en lit en ébullition est utilisée pour les charges à teneur « élevée » en métaux. Pour surmonter le problème de l'empoisonnement du catalyseur par le métal dans les lits fixes et maintenir le concept, certains concédants de licence proposent le concept de *réacteur de réserve* : un réacteur est en exploitation alors que l'autre est hors ligne pour le remplacement du catalyseur. Le concept et la conception de la technologie en lit fixe sont identiques à ceux de l'hydrotraitement du résidu atmosphérique. La technologie *en lit mobile* ou lit en ébullition est sélectionnée lorsque la teneur en métal dans la charge de résidu est généralement supérieure à 100 ppm mais inférieure à 500 ppm. Généralement, cette concentration en métaux dans la charge se trouve dans les flux de résidu sous vide provenant des bruts les plus lourds, dans le flux de bitume provenant des sables bitumeux et des flux de résidus atmosphériques lourds. Les deux technologies permettent l'enlèvement et le remplacement du catalyseur pendant l'exploitation, la principale différence portant sur la configuration du réacteur.

Hydrotraitement et hydrofaçonnage

Unité d'hydrotraitement de naphta. La charge de naphta est mélangée à un flux de gaz riche en hydrogène, elle est chauffée et vaporisée dans l'échangeur de l'effluent/de la charge du réacteur et dans le four, et alimente le réacteur de l'hydrotraiteur à catalyseur en lit fixe de cobalt/nickel/molybdène. Les conditions du réacteur peuvent varier, mais sont généralement entre 30 et 40 bars et 320 et 380 °C.

L'effluent du réacteur est refroidi dans l'échangeur de charge/effluent et le refroidisseur du réacteur et flashé dans le séparateur à haute pression. Les vapeurs flashées, composées principalement d'hydrogène n'ayant pas réagi, sont compressées et recyclées dans le réacteur. La colonne de fractionnement est très similaire à celle détaillée pour le procédé d'hydroconversion.

Hydrodésulfuration de distillat. La Figure 2.18 présente un diagramme simplifié d'une unité classique HDS de distillat. La charge de distillat peut varier du kérosène jusqu'au gasoil sous vide atmosphérique ou des mélanges des deux. Le système de réacteur est en principe le même que pour l'unité d'hydrotraitement de naphta. La différence principale est que la charge ne vaporise pas entièrement, et les conditions de fonctionnement du réacteur sont plus dures, 30 à 70 barg et 330 à 390 °C. Pour la suite, il est normal d'injecter de l'eau de nettoyage dans le flux d'effluent du réacteur lorsque les charges d'alimentation riches en azote sont désulfurées. Des dépôts solides comme le $(\text{NH}_4)_2\text{S}$ et le NH_4Cl sont formés dans les parties les plus froides de l'unité et doivent être retirés par nettoyage à l'eau. Le liquide provenant du séparateur à basse pression alimente une colonne de stripage pour stabiliser et stripper les hydrocarbures légers et l' H_2S . La vapeur du stripage et les hydrocarbures légers sont conduits à la tête, ils sont condensés et séparés en une phase d'eau usée et une phase d'hydrocarbure. La phase d'eau est conduite au stripeur d'eaux usées, la phase d'hydrocarbures légers est généralement stripée dans l'unité de brut ou la section de distillation de l'unité d'hydrotraitement de naphta pour un fractionnement supplémentaire. Toute eau dissoute et dispersée dans le distillat devrait être retirée pour éviter la formation de brouillard et de glace lorsqu'elle est stockée. Le distillat humide alimente donc une colonne sous vide, où la teneur totale en eau est abaissée à 50 ppm, ou parfois une combinaison de lits de coalesceur et de tamis moléculaire est utilisée, lorsque l'eau est adsorbée de manière sélective sur le lit.

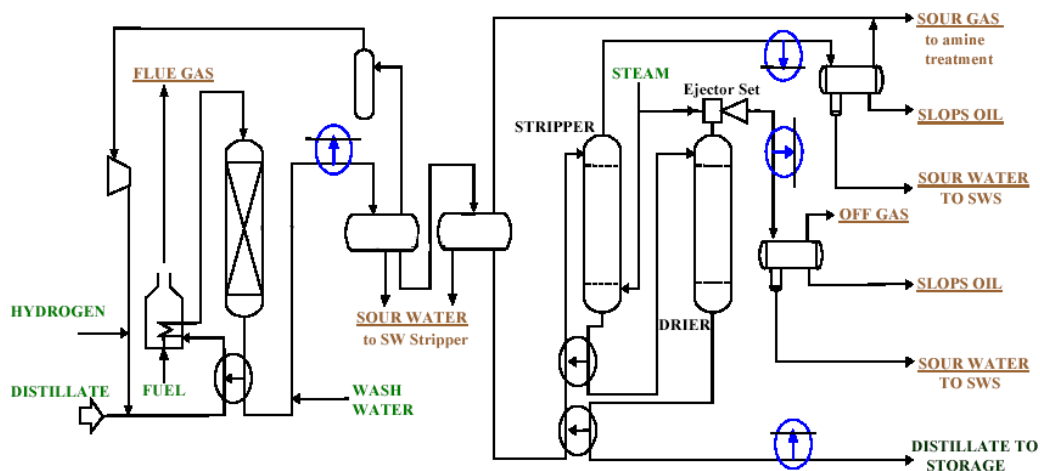


Figure 2.18 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité d'hydrodésulfuration de distillat

Désulfuration profonde de carburant diesel (hydrofinage). Cette technique fonctionnant à basses pressions, une utilisation efficace de l'hydrogène peut être réalisée dans un contexte de raffinerie d'ensemble. Des teneurs de soufre très faibles peuvent être obtenues (8 ppm) dans le raffinat. L'unité fonctionne généralement à 45 bars et consomme de très faibles quantités d'hydrogène. Des techniques de désulfuration profonde d'essence à la consommation d'hydrogène relativement faible sont actuellement en cours de développement.

Le schéma du principe du procédé de *l'hydrotraitement des résidus* est le même que celui d'un distillat normal. La différence principale se situe au niveau des systèmes de réacteur qui sont composés généralement de deux ou trois réacteurs en série. L'élimination des métaux de la charge de résidu se fait généralement dans le(s) premier(s) réacteur(s) et utilise un catalyseur Co/Mo brut à faible activité. Davantage d'hydrotraitement et d'hydrogénation sont réalisés dans le(s) réacteur(s) de queue, aboutissant à un rapport plus important d'hydrogène-en-carbone et un indice plus faible de carbone Conradson du résidu. Les catalyseurs fonctionnant dans un environnement riche en H₂S et NH₃, les catalyseurs nickel/molybdène ou nickel/tungstène sont généralement appliqués dans les réacteurs de queue.

Le tableau suivant présente des conditions de fonctionnement classiques de l'hydrotraitement pour différentes charges d'alimentation :

Conditions de fonctionnement	Naphta	M-distillat	Gasoil léger	Gasoil lourd	Résidu
Vitesse par heure du liquide dans l'espace	1,0 – 5,0	1,0 – 4,0	1,0 – 5,0	0,75 – 3,0	0,15 - 1
Rapport H_2/HC , Nm^3/m^3	50	135	170	337	300
Pression partielle de l' H_2 , kg/cm^2	14	28	35	55	55
Température du réacteur, °C	260 - 380	300 - 400	300 - 400	350 - 425	350 - 425

Tableau 2.5 : Conditions de fonctionnement classiques de l'hydrotraitement

Source : [166, Meyers, 1997]

Hydrogénation des diènes légers. Ce procédé est un procédé catalytique très sélectif qui peut hydrogéner les acétylènes et les diènes en mono oléfines correspondants sans affecter la teneur en oléfine de valeur de la charge d'alimentation. De plus, ces procédés peuvent être conçus pour fournir l'hydroisomérisation de certains oléfines. (par exemple, la conversion de 1-butène en 2-butène). L'hydrogénation se déroule dans un réacteur en lit fixe en phase liquide. A moins que la pureté de l'hydrogène soit faible, aucune étape de séparation n'est requise pour la suppression des fractions du produit. Ainsi, l'effluent du réacteur peut être chargé directement dans les unités en aval.

Saturation des aromatiques. L'utilisation de catalyseurs en métal noble très actifs permet aux réactions de se dérouler dans des conditions douces. En raison des conditions douces et du catalyseur très sélectif, les rendements sont élevés, et la consommation d'hydrogène est très limitée aux réactions désirées. Le procédé est réalisé à des températures modérées (205 à 370 °C) et des pressions (3500 à 8275 kPa) au-dessus d'un lit fixe de catalyseur dans lequel les aromatiques sont saturés et dans lequel se produit l'hydrogénation des oléfines, l'ouverture de l'anneau naphtéinique et l'élimination du soufre et de l'azote.

Hydrocraquage

L'hydrocraquage utilise normalement un réacteur catalytique en lit fixe avec un craquage se déroulant sous pression substantielle (35 à 200 kg/cm^2) en présence d'azote à des températures comprises entre 280 et 475 °C. Ce procédé réduit aussi le soufre, l'azote et l'oxygène lourd portant des hydrocarbures et rejette ces impuretés là où elles pourraient potentiellement vicier le catalyseur. Pour cette raison, la charge d'alimentation est souvent hydrotraitee et déshydratée pour retirer les impuretés (H_2S , NH_3 , H_2O) avant d'être envoyée à l'hydrocraqueur. Si les charges d'alimentation d'hydrocraquage sont d'abord hydrotraitee pour retirer les impuretés, les flux d'eaux usées et de gaz acides contiendront des niveaux relativement faibles de sulfure d'hydrogène et d'ammoniaque dans la colonne de fractionnement.

Selon les produits désirés et la taille de l'unité, l'hydrocraquage est réalisé en procédés de réacteur à étage unique ou à étages multiples. Les hydrocraqueurs peuvent être classifiés en trois catégories, passage unique à étage unique, recyclage à étage unique et recyclage à deux étages :

- seule la charge douce est traitée dans l'hydrocraqueur à passage unique à étage unique. Les conversions réalisées sont autour de 80 à 90 % selon le catalyseur et les conditions du réacteur. Le résidu lourd est soit envoyé au pool de combustible, soit encore traité dans un craqueur catalytique ou une unité de cokéfaction.
- Dans une configuration de recyclage à étage unique, l'huile non convertie est recyclée dans le réacteur pour une conversion supplémentaire, améliorant ainsi la conversion d'ensemble aux alentours de 97 - 98 %. Un faible flux de vidange de 2 à 3 % de charge douce est nécessaire pour éviter la formation d'hydrocarbures polyaromatiques (HPA) dans le circuit de recyclage. La Figure 2.19 présente un diagramme simplifié de flux de procédé de l'hydrocraqueur à étage unique en configuration de recyclage. La conversion des composés de N et S, la saturation des oléfines et la saturation partielle de l'HPA se déroulent dans les premiers lits du réacteur. Le craquage réel se déroule dans les lits suivants. La vapeur provenant du séparateur à basse pression (BP) est utilisée comme combustible de raffinerie après le traitement aux amines. Il existe plusieurs configurations différentes de la section de fractionnement. Une section de fractionnement courante est illustrée à la Figure 2.19. Le flux de produit alimente la colonne du débutaniseur pour séparer le GPL. Le flux de GPL est nettoyé dans un nettoyage aux amines puis fractionné dans un flux de propane et de butane. Le flux de fond de cuve provenant de la colonne du débutaniseur alimente la première colonne de fractionnement. Dans cette colonne, un flux léger de naphta est pris comme produit du distillat de tête, du naphta lourd et du kérosène sont pris comme soutirages et le flux de fond de cuve alimente

une seconde colonne de fractionnement. Dans la seconde colonne de fractionnement, fonctionnant sous vide léger, le produit de diesel est pris comme le produit du distillat de tête et le flux de fond de cuve, l'huile non convertie est recyclée dans la section du réacteur.

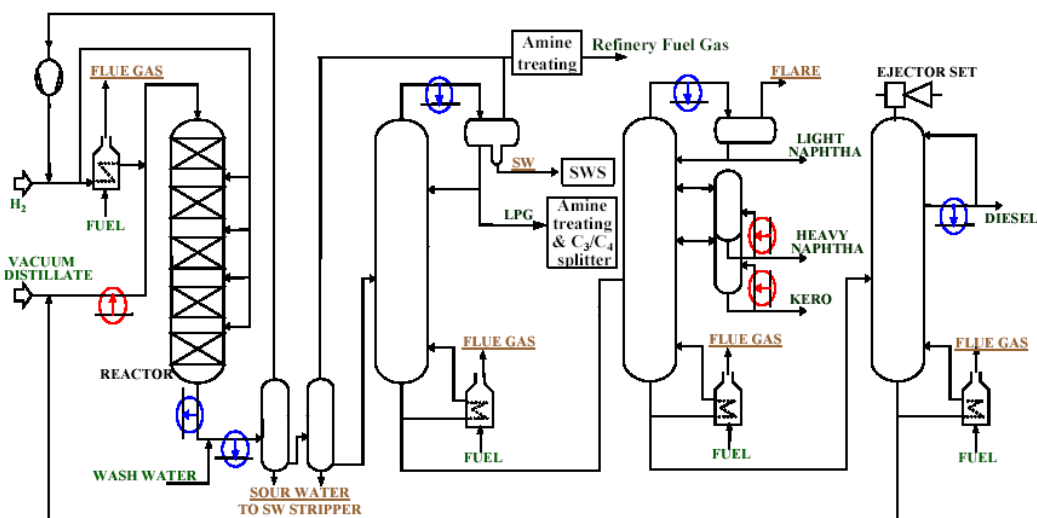


Figure 2.19 : Schéma simplifié de flux de procédé de l'hydrocraqueur (étape unique à recyclage)

- Dans la configuration en recyclage à deux étages, le premier réacteur de l'hydrocraqueur fonctionne en mode de passage unique avec une conversion d'environ 50 % généralement. L'huile non convertie provenant du premier réacteur de l'hydrocraqueur alimente un second réacteur d'hydrocraqueur pour une conversion supplémentaire. L'huile non convertie provenant de l'hydrocraqueur du second étage est recyclée pour réaliser une conversion d'ensemble de 97 à 98 % environ. Un faible flux de vidange de 2 à 3 % de charge fraîche est aussi nécessaire ici. Ce concept est généralement appliqué lorsqu'un stock de charge réfractaire très lourd comme l'huile désasphaltée est traité.

Le tableau suivant présente les conditions classiques de fonctionnement des hydrocraqueurs.

	Hydrocraquage à pression élevée	Hydrocraquage à pression modérée
Conversion, % p/p	70 – 100	20 – 70
Pression, barg	100 – 200	70 – 100
Vitesse par heure du liquide dans l'espace	0,5 – 2,0	0,5 – 2,0
Température moyenne du réacteur, °C	340 – 425	340 – 425
Circulation de l'hydrogène, Nm ³ /m ³	650 – 1700	350 - 1200

Tableau 2.6 : Conditions de fonctionnement classiques de l'hydrocraqueur

Source : [166, Meyers, 1997]

Hydroconversion

En principe, trois réactions se produisent : l'hydrodémétallisation, l'hydrotraitement / hydrogénation et l'hydrocraquage. L'élimination des métaux de la charge de résidu se déroule surtout dans le premier réacteur(s) et utilise un catalyseur Co/Mo à faible activité. L'hydrotraitement, l'hydrogénation et l'hydrocraquage se déroulent dans le(s) réacteur(s) suivant(s), où la qualité est principalement améliorée en augmentant le rapport d'hydrogène-en-carbone. Les niveaux de conversion en produits dans le procédé d'hydroconversion sont généralement compris entre 50 et 70 %, mais cela dépend significativement du type de procédé d'hydroconversion et de la qualité de la charge d'alimentation.

La Figure 2.20 présente un diagramme simplifié de flux de procédé d'un procédé en lit mobile. Le procédé comprend cinq réacteurs en série, des dispositifs de traitement de catalyseur et une section de finition. Les réacteurs fonctionnent sous pression élevée et à des températures relativement élevées. Les trois premiers réacteurs sont de réacteurs d'hydrodémétallisation (HDM) de soude. La conversion de Ni+V excède généralement 60 % les soixante premiers jours de fonctionnement puis tend graduellement

vers le niveau prévu d'équilibre de conversion, 50 à 70 pourcent. De cette manière, les charges à teneur élevée en métaux peuvent être traitées. Les deux derniers réacteurs sont des réacteurs de désulfuration et de conversion en lit fixe. La technologie du lit entraîné utilise une technologie de flux de soute/lit entraîné pour régénérer le catalyseur HDM en continu. Les catalyseurs sont transportés dans un système de transport de boue dans lequel le taux de régénération du catalyseur est contrôlé selon le taux de déposition de métal. Le catalyseur dans les réacteurs HDM s'écoule à contre-courant des fluides du procédé. Des écrans séparent les catalyseurs des fluides du procédé avant de quitter le réacteur. Des systèmes de vidange sont présents au sommet et au pied des réacteurs pour permettre l'ajout et le retrait de catalyseur. La section de conversion suivante se compose de deux réacteurs en lit fixe en série, contenant des catalyseurs qui sont très actifs pour l'élimination et la conversion du soufre. Le réacteur en lit en ébullition fonctionne comme un système triphasé de lit fluidisé avec un rétro-mélange du liquide non converti et du catalyseur.

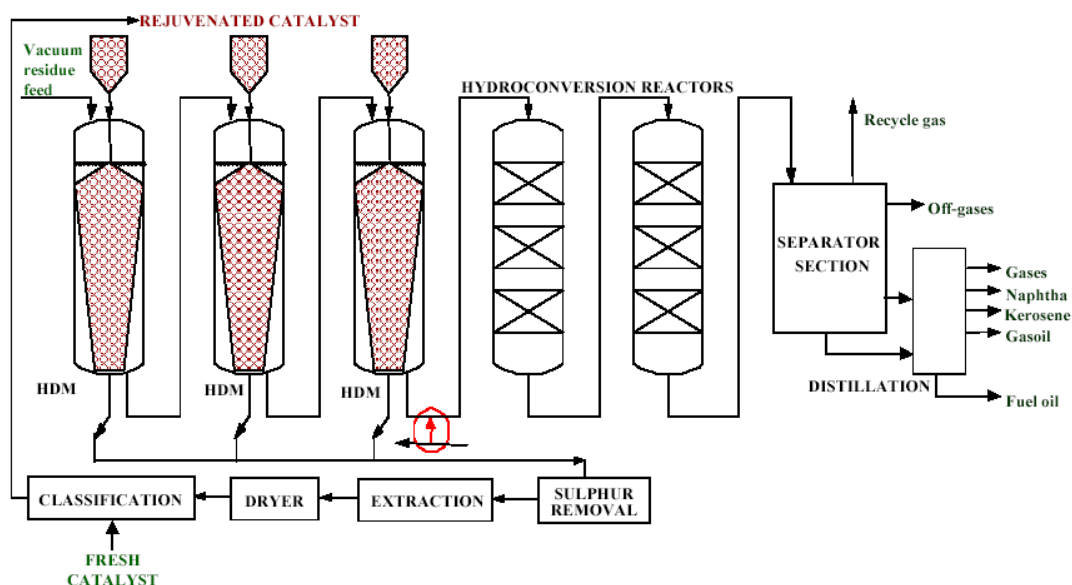


Figure 2.20 : Echantillon d'un schéma simplifié de flux du procédé d'hydroconversion (en lit mobile)

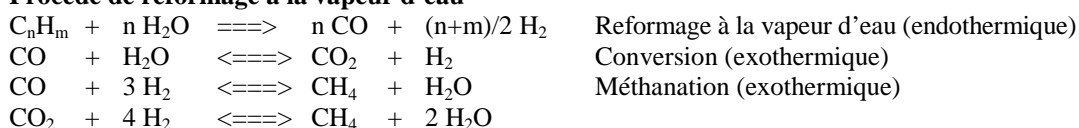
Le concept de la section de fractionnement est aussi fortement dépendant du concédant de licence, car elle dépend de la configuration du système de séparation et des températures résultantes. Généralement, elle se compose d'une colonne principale de fractionnement, d'une colonne de distillation sous vide et d'une sorte d'installation à gaz pour fractionner et stabiliser les fractions les plus légères. Les produits provenant de la section de fractionnement sont généralement des gaz combustibles de raffinerie, du GPL, du naphtha, du kérosène, du gasoil léger, du distillat sous vide et un flux de résidu (fond de cuve) sous vide à faible teneur en soufre/métaux. Les flux de gaz combustible de raffinerie et de GPL sont nettoyés aux amines pour retirer l' H_2S . Le produit de naphtha alimente généralement une unité d'hydrotraitement de naphtha pour traitement identique au produit naphtha de première distillation supplémentaire. Les produits de kérosène et de gasoil léger alimentent en général une unité d'hydrotraitement pour davantage de purification. Le distillat sous vide est encore converti dans un hydrocraqueur ou une unité de FCC. Les flux de fond de cuve sont généralement mélangés dans le pool de fioul lourd ou utilisés comme charge d'alimentation du cokeur différé.

2.14 Production d'hydrogène

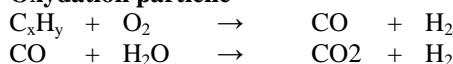
OBJET ET PRINCIPE

L'objet d'une installation d'hydrogène est de produire de l'hydrogène pour utilisation dans une unité d'hydrocraquage et les autres unités de procédés de la raffinerie consommant de l'hydrogène (Sections 2.13 et 2.16). Beaucoup de raffineries produisent des quantités suffisantes d'hydrogène dans les opérations de reformage (Section 2.6) pour l'hydrotraitement. Des installations plus complexes aux opérations d'hydrotraitement et d'hydrocraquage extensives nécessitent néanmoins une quantité plus importante d'hydrogène que celle produite par leurs unités de reformage catalytique. Cet hydrogène supplémentaire peut être fourni par l'un des procédés suivants : oxydation partielle (gazéification) des fractions d'huile lourde (CCGI à la Section 2.10) pour produire du gaz de synthèse où l'hydrogène peut être séparé ; le reformage à la vapeur d'eau des fractions légères ou du gaz naturel. Le bon fonctionnement de l'unité d'hydrogène est critique pour les procédés consommant de l'hydrogène. Dans ces procédés, les réactions suivantes ont lieu :

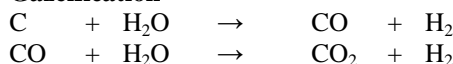
Procédé de reformage à la vapeur d'eau



Oxydation partielle



Gazéification



FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

La charge d'une installation d'hydrogène se compose d'hydrocarbures dans la fourchette du gaz naturel jusqu'au huiles lourdes de résidu et au coke. Le procédé classique de reformage à la vapeur d'eau produit un produit d'hydrogène de pureté maximale de 97 à 98 % v/v et plus si un procédé de purification est appliqué (99,9 – 99,999 % v/v). Le procédé partiel d'oxydation nécessite de l'oxygène si de la gazéification à soufflage d'oxygène est utilisée à la place de la gazéification à soufflage d'air.

Pour le reformage de la vapeur d'eau, des hydrocarbures légers réagissent avec de la vapeur d'eau pour former de l'hydrogène. En principe, tous les produits d'une raffinerie peuvent être utilisés pour la production d'hydrogène par oxydation partielle. Cependant, l'option la plus intéressante d'un point de vue économique est d'utiliser des produits à faible valeur marchande. Dans certaines raffineries, les résidus d'huile lourde sont transformés en coke de pétrole puis gazéifiés (Section 2.7) pour produire du gaz de synthèse.

DESCRIPTION DU PROCÉDE

Reformage à la vapeur d'eau

Il s'agit de la méthode de production d'hydrogène la plus couramment utilisée. Les meilleures charges d'alimentation pour le reformage à la vapeur d'eau sont légères, saturées, et à faible teneur en soufre ; cela inclut le gaz naturel (le plus courant), le gaz de raffinerie, le GPL, et le naphta léger. Cela est généralement combiné avec un procédé de purification de l'hydrogène pour produire de l'hydrogène très pur (> 99 % v/v). Un schéma simplifié d'un procédé de reformage à la vapeur d'eau est présenté à la Figure 2.21. Le procédé est réalisé en présence d'un catalyseur très sensible à l'empoisonnement. La désulfuration de la charge d'alimentation est requise pour protéger le catalyseur dans le four du reformeur contre l'empoisonnement et la désactivation. La réaction est généralement réalisée entre 760 et 840 °C et à une pression de 20 à 20 barg sur un lit fixe de catalyseur. C'est une pratique courante que de fonctionner à des rapports d'excès de vapeur d'eau-hydrocarbures pour empêcher la formation de carbone. La chaleur nécessaire à la réaction de reformage endothermique est fournie par les brûleurs du four. Le gaz reformé, un mélange d'hydrogène, de dioxyde de carbone, de monoxyde de carbone, de méthane et de vapeur d'eau, est refroidi à environ 350 °C par la vapeur d'eau montante. Après le reformage, le CO dans le gaz réagit avec la vapeur d'eau pour former de l'hydrogène supplémentaire (conversion). L'oxydation du CO en CO₂ est réalisée dans un convertisseur à deux étages, réduisant la teneur de CO à moins de 0,4%. Le gaz de produit passe dans un absorbeur de CO₂ après être refroidi, où la concentration de CO₂ est réduite à 0,1 % v/v par un absorbant liquide régénérable adapté (par exemple, du MEA, du carbonate de potassium ou du sulfinol). Le solvant, enrichi en CO₂, est stripé dans un régénérateur de solvant. Le CO et

le CO₂ résiduel dans le gaz de distillat de tête de l'absorbeur est méthané, réduisant ainsi la teneur en CO et CO₂ à environ 5 à 10 ppm. Contrairement au CO, une faible quantité de CH₄ n'est généralement pas gênante dans les unités d'hydrocraquage et autres hydrotraitements.

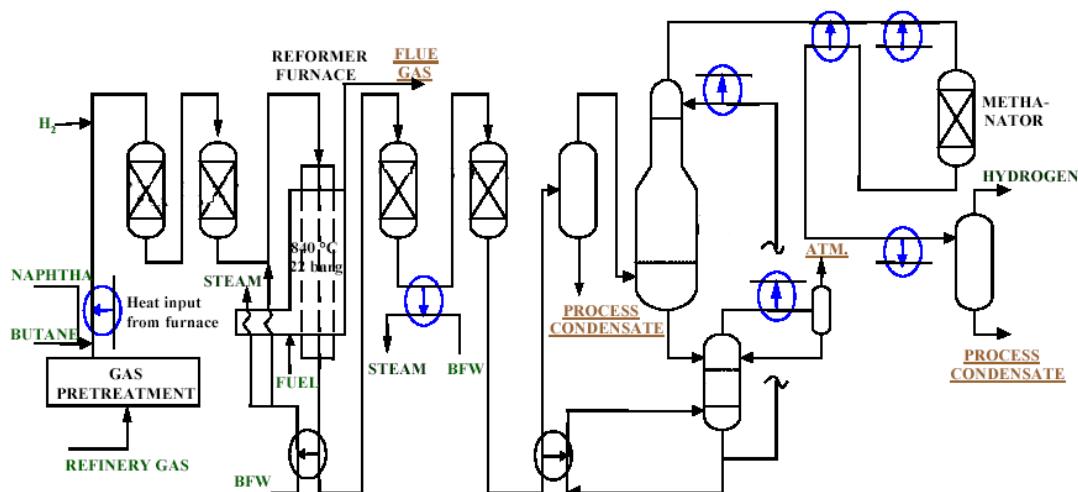


Figure 2.21 : Production d'hydrogène par reformage à vapeur et récupération modulée en pression

Gazéification du coke

Les procédés utilisés pour la gazéification du coke de pétrole sont les mêmes que ceux utilisés dans la gazéification de charbon et sont intégrés dans le flexicokeur (Section 2.7). Dans un mode de fonctionnement par soufflage à l'oxygène, le gaz produit peut être traité pour récupérer l'hydrogène ou le gaz de synthèse, ou peut être utilisé comme un combustible à valeur calorifique moyenne. Le gaz de produit du gazéifieur (gaz de synthèse, CO, H₂, CO₂, CH₄ et H₂O) après être passé dans les cyclones, contient du sulfure d'hydrogène (H₂S) et de l'oxysulfure de carbone (COS). Avec un adsorbant de soufre comme de la chaux (CaCO₃) ou de la dolomie (Mg, CaCO₃) dans le gazéifieur, la teneur en soufre du gaz peut être réduite de manière drastique. Si aucun adsorbant n'est utilisé, la teneur en soufre du gaz sera proportionnelle au soufre dans la charge. Les particules dans le gaz de produit sont retirées dans le filtre barrière. Les métaux et l'alkali volatiles ont tendance à s'accumuler dans les particules lorsque le gaz est refroidi. Les particules contiennent un pourcentage important de carbone et sont généralement envoyées avec les cendres dans une chambre de combustion, où le carbone restant est brûlé et le sulfure de calcium est oxydé en sulfate. Dans un système de nettoyage à gaz chaud, aucun condensat aqueux n'est produit, bien que certains puissent être produits dans le traitement subséquent du gaz.

Analyse du coke de pétrole utilisé dans la gazéification		Composition du gaz produit par gazéification entre 980 et 1 135 °C	
Analyse finale	% p/p		% v/v
Carbone	87,1 – 90,3	CO	34,3 – 45,6
Hydrogène	3,8 – 4,0	CO ₂	27,3 – 36,4
Soufre	2,1 – 2,3	Hydrogène	13,5 – 16,8
Azote	1,6 – 2,5	Eau	8,7 – 13,9
Oxygène	1,5 – 2,0	Méthane	0,1 – 0,9
Analyse immédiate		Azote	0,4 – 0,7
Carbone fixe	80,4 – 89,2	H ₂ S	0,3 – 0,6
Volatiles	9,0 – 9,7		
Humidité	0,9 – 10,2		
Cendres	0,2 – 0,4		

Tableau 2.7 : Exemple de composition de coke de pétrole utilisé ainsi que la composition du gaz de synthèse produit dans un procédé de gazéification en lit fluidisé à soufflage d'oxygène

Source : [166, Meyers, 1997]

Gazéification des hydrocarbures (oxydation partielle)

Lors de l'oxydation partielle, la charge d'hydrocarbures réagit avec l'oxygène à des températures élevées pour produire un mélange d'hydrogène et de monoxyde de carbone (aussi couvert dans CCGI à la Section 2.10). La température élevée remplaçant le catalyseur, l'oxydation partielle n'est pas limitée à la lumière, des charges d'alimentation propres sont requises pour le reformage à la vapeur.

Le traitement de l'hydrogène dans ce système dépend de la quantité de gaz à récupérer en tant qu'hydrogène, et de la quantité qui doit être utilisée comme combustible. Lorsque la production d'hydrogène est une part relativement faible du flux total de gaz, une membrane est généralement utilisée pour retirer le flux riche en hydrogène. Ce flux est alors raffiné dans une unité de purification.

Purification de l'hydrogène

Une grande variété de procédés sont utilisés pour purifier les flux d'hydrogène. Les flux étant disponibles dans une large gamme de compositions, d'écoulements et de pressions, la méthode de purification variera. Il s'agit du dépoussiérage à voie humide, des systèmes de membrane, de la séparation cryogénique et de l'adsorption modulée en pression (PSA). Cette dernière est la technique la plus couramment utilisée. Dans une installation PSA, la plupart des impuretés peuvent être retirées au niveau désiré. Un adsorbant (tamis moléculaire) retire le méthane et l'azote du flux sortant. L'azote est le plus difficile à retirer des impuretés courantes, et le retirer complètement nécessite une quantité d'adsorbant supplémentaire. L'azote agissant principalement comme un diluant, il est généralement laissé dans le produit si l'hydrogène n'est pas utilisé dans un système à très haute pression, comme par exemple dans un hydrocraqueur. La pureté de l'hydrogène est comprise entre 99,9 et 99.999 % v/v après l'unité PSA. Les composants résiduels du gaz produit sont principalement du méthane et moins de 10 ppm de CO. Plusieurs lits adsorbants sont utilisés, et le flux de gaz alterne périodiquement d'une cuve à l'autre pour permettre la régénération de l'adsorbant par réduction de la pression et purge, rejetant ainsi les composant adsorbés. Le gaz désorbé est généralement accumulé dans une cuve et utilisé comme combustible dans un emplacement commode.

2.15 Gestion intégrée de raffinerie

Les raffineries contiennent des procédés et des activités qui sont intégrées de différentes manières. En raison de cette intégration, cette section essaie d'analyser les groupes d'activités suivants :

- les procédés/activités sont tellement courants dans chaque partie de la raffinerie qu'il n'y a pas de raison de les traiter dans chaque section de procédé/activité. Certains de ces problèmes sont déjà traités dans d'autres sections, comme les problèmes d'énergie (y compris la gestion), les systèmes de refroidissement, le stockage et la manipulation de matières et la gestion du soufre (Section 4.23.5). Donc, aucune mention à ces activités n'est faite dans cette section.
- évaluer les implications de l'intégration du procédé pour l'environnement. Toutes les unités de procédé de la raffinerie, les systèmes et les activités fonctionnent généralement de manière intégrée, de manière à optimiser la production de manière économique, durable et acceptable pour la société. Cela nécessite une approche concertée bien gérée de l'exécution et la planification de toutes les activités. Cet aspect a de grandes implications sur l'impact de la raffinerie sur l'environnement.

Les techniques pour éviter les émissions dans l'air, comme les émissions fugitives, les odeurs et les bruits, qui sont pertinentes à l'ensemble de la raffinerie sont incluses à la Section 23. Les techniques de prévention de la contamination du sol sont aussi incluses dans les Sections 25.

Les Section 15 des Chapitres 2 à 4 ont été structurées selon deux catégories :

1. Les activités de gestion de raffinerie, y compris les outils de management environnemental et les techniques correctes d'entretien des locaux.
2. La gestion des utilités de raffinerie non couvertes dans d'autres sections, comme la gestion de l'eau, les systèmes de purge de déconcentration, la génération d'air comprimé et la distribution et les systèmes de distribution d'électricité.

ACTIVITES DE GESTION DE RAFFINERIE

1. Les outils de gestion environnementale

Un système de management environnemental est un système de gestion de toutes les activités (y compris de l'énergie) dans une raffinerie qui pose le principe de la raffinerie dans son ensemble, les responsabilités des employés/de l'encadrement et les procédures à suivre. L'objectif intrinsèque de nombreux systèmes est d'assurer une amélioration continue grâce aux enseignements tirés de l'expérience d'exploitation propre à la raffinerie, mais également de l'expérience d'autres raffineries.

Le développement des systèmes de management environnemental (SME) a débuté sur la base de l'expérience acquise au niveau des autres paramètres de l'exploitation. Assez souvent, la responsabilité de l'encadrement concernant la sécurité est combinée pour une même personne avec la responsabilité pour l'environnement (et la santé, et parfois la qualité). Le management environnemental est aussi appelé sécurité environnementale. Dans cette section, l'importance d'un bon entretien des locaux et d'une bonne gestion est soulignée. Il a été remarqué que des systèmes existent pour l'amélioration de la performance dans beaucoup de domaines comme la sécurité, la maintenance, la qualité du produit. Des systèmes de management environnemental ont aussi été développés pour améliorer la performance environnementale de la raffinerie.

2. Bonnes activités d'entretien des locaux

De bonnes techniques d'entretien des locaux font référence à la gestion correcte des aspects quotidiens de l'exploitation d'une raffinerie. De nombreux exemples de cette nature peuvent être fournis pour les activités de raffinerie qui ont un impact sur sa performance. D'autres activités qui peuvent avoir un impact sur la performance environnementale d'une raffinerie peuvent être la maintenance, le nettoyage, une bonne conception, la planification de la production (y compris les démarrages et les arrêts), des systèmes de contrôle/supervision de procédé par système d'information, des systèmes de formation et de sécurité. La Directive du Conseil sur le contrôle des risques d'accidents majeurs (Directive 96/82/EC) joue un rôle important dans la gestion de la sécurité des raffineries.

Nettoyage de l'échangeur de chaleur

Les échangeurs de chaleur sont utilisés dans les raffineries de pétrole pour chauffer ou refroidir les flux de procédé de pétrole. Les échangeurs de chaleur sont composés d'ensembles de tuyaux, de tubes, d'évaporateurs plaque à tubes externes, ou de serpentins à vapeur contenant de l'eau de chauffage ou de refroidissement, de la vapeur d'eau, ou de l'huile pour transférer la chaleur indirectement vers flux de

procédé d'huile ou depuis ce même flux. Les ensembles sont nettoyés périodiquement pour retirer les accumulations d'écailles, de boues et de tout autre déchet huileux.

GESTION DES UTILITES

La gestion de l'énergie, dont la gestion de la vapeur d'eau et le refroidissement, sont inclus dans d'autres Sections (8 et 10).

1.- Gestion de l'eau

De l'eau est utilisée dans une raffinerie comme eau de procédé et eau de refroidissement. L'eau de pluie (propre ou contaminée) est un autre type d'eau qui devrait être pris en compte. Les eaux usées sanitaires, l'eau de ballastage et l'eau de purge de déconcentration sont d'autres sources d'eaux usées. Des plans directeurs sont généralement appliqués aux raffineries pour optimiser la consommation d'eau. Les inventaires d'eau constituent parfois une aide importante pour la gestion de l'eau, pour correspondre à la quantité et à la qualité des effluents. L'intégration et la gestion de l'eau dépendent de la configuration de la raffinerie, de la qualité du brut et du niveau de dessalage requis, du coût de l'eau potable, de la disponibilité de l'eau de pluie et de la qualité de l'eau de refroidissement. Dans une raffinerie, un certain nombre de dispositions standard de traitement d'eau/effluent intégrées dans le procédé sont disponibles ainsi qu'un certain nombre de possibilités standard de réduction d'eau et de réutilisation. Dans la plupart des raffineries, un certain nombre de ces options ont déjà été mises en œuvre dans une certaine mesure, soit dans la conception originale soit via une mise à niveau. La séparation des rejets d'eau de procédé et des autres types d'eau sont aussi des points à prendre en compte dans le système de gestion de l'eau. Les réseaux d'assainissement jouent aussi un rôle important dans le système de gestion de l'eau dans les raffineries.

L'eau de ballastage est pertinente pour les raffineries qui disposent de dispositifs de réception du brut provenant de navires ou de grands pétroliers ou de barges fluviales. Cette eau de ballastage peut disposer d'un volume et d'une teneur en sels (eau de mer) importants, et être très polluée par l'huile. Cependant, les volumes d'eau de ballastage à traiter déclinent suite à l'introduction graduelle de pétroliers à ballast séparés.

L'eau et le drainage s'appliquent à tout site industriel. Cela comprend le système complet d'alimentation en eau, d'eau de pluie, d'eau de ballastage, d'eau de procédé, d'eau de refroidissement et d'eau souterraine ainsi que la collecte de l'effluent, le stockage et les différents systèmes (principal, secondaire et tertiaire) de traitement des eaux usées. La conception est basée sur des facteurs locaux (chute de pluie, dispositifs de réception de l'eau, etc.), la séparation de l'effluent, la réduction de la source, les philosophies de première purge, le routage flexible et les options de réutilisation.

Les flux d'eau de procédé recirculés et les flux d'eau de refroidissement sont souvent purgés manuellement pour empêcher la formation en continu d'impuretés dans le flux (système à purge de déconcentration).

2.- Systèmes de purge/ventilation

La plupart des unités et des équipements de procédé de raffinerie sont rassemblés dans une unité, appelée le système de purge/ventilation. Ces systèmes permettent le traitement et le rejet sécurisés des liquides et des gaz, y compris dans des situations d'arrêt, de nettoyage et d'urgence. Les systèmes de purge/ventilation sont soit ventilés automatiquement des unités du procédé à travers les soupapes de surpression, soit tirés manuellement des unités. Une partie ou la totalité du contenu des équipements peut aussi être purgée avant l'arrêt normal ou d'urgence. Les systèmes de purge/ventilation utilisent une série de ballons de détente et de condenseurs pour séparer la purge de déconcentration en ses composants de vapeur et liquides.

3.- Génération d'air comprimé

De l'air comprimé est une utilité nécessaire dans une raffinerie. Cet air est généralement généré par des compresseurs électriques et est distribué dans toute la raffinerie.

4.- Chauffage des tuyaux

Les pratiques actuelles consistent à appliquer du chauffage à la vapeur d'eau (vapeur d'eau à basse pression), du chauffage électrique ou du chauffage à l'huile chaude des lignes, si cela est requis. Le chauffage électrique génère normalement moins de corrosion, il est donc plus facile à entretenir par rapport au chauffage à la vapeur d'eau. Le chauffage à l'huile chaude est utilisé lorsque des températures élevées sont nécessaires.

2.16 Isomérisation

OBJET ET PRINCIPE

L'isomérisation est utilisée pour altérer la disposition d'une molécule sans rien ajouter ou retirer de la molécule d'origine. Généralement, les paraffines de faible poids moléculaire ($C_4 - C_6$) sont converties en isoparaffines avec un indice d'octane bien plus important. L'isomérisation des oléfines est aussi incluse dans cette section.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Les charges d'alimentation classiques des unités d'isomérisation sont des flux de charge riches en butane, ou en pentane et en hexane. Ces flux sont des naphthas hydrotraités, du naphtha léger direct, du naphtha léger provenant des hydrocraqueurs, du reformat léger, du naphtha léger de cokeur et le flux de raffinat léger provenant d'une unité d'extraction d'aromatique. Le flux de charge vers l'unité d'isomérisation de C_5/C_6 est généralement fractionné de manière à ce que cela inclue autant de C_5/C_6 que possible, tout en minimisant les heptanes et les composés les plus lourds.

DESCRIPTION DU PROCEDE

La Figure 2.22 présente un diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité à faible température. Les réactions d'isomérisation se produisent en présence d'hydrogène et de catalyseur. L'atmosphère d'hydrogène est utilisée pour minimiser les dépôts de carbone sur le catalyseur, mais la consommation d'hydrogène est faible.

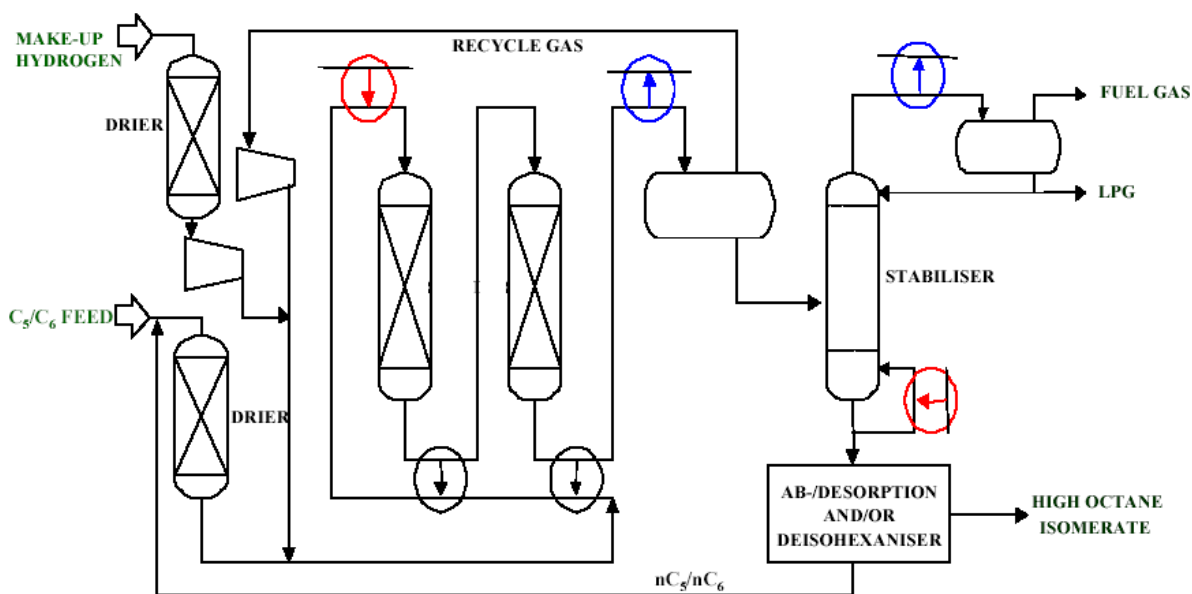


Figure 2.22 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité d'isomérisation

Les réactions se déroulent généralement dans deux réacteurs en série. Cela permet le remplacement du catalyseur pendant le fonctionnement. Un autre avantage de la disposition à deux réacteurs est que le premier réacteur peut fonctionner à des températures plus élevées pour traiter de manière cinétique les réactions, alors que le réacteur de queue peut fonctionner à des températures moins élevées pour pousser les produits désirés plus près de leur équilibre de conversion. Plusieurs procédés d'isomérisation sont utilisés de nos jours. En général, ils peuvent être classifiés en deux catégories, « à passage unique » ou avec recyclage.

- Lors de l'isomérisation « à passage unique », seule la charge fraîche est traitée dans l'unité d'isomérisation. L'indice d'octane qui peut être atteint varie généralement aux alentours de 77 à 80 IOR lors de l'utilisation de catalyseur basé sur du zéolite et entre 82 et 85 IOR lors de l'utilisation de catalyseur promu au chlorure. Des taux de conversion de 80 % peuvent être prévus.
- Lors de l'isomérisation avec recyclage, les paraffines non converties à indice d'octane faible sont recyclées pour davantage de conversion. Selon l'option du recyclage, le recyclage peut être des paraffines normales ou des méthylhexanes et des n-hexanes. L'indice d'octane obtenu peut atteindre

92 IOR, selon la composition et la configuration de la charge d'alimentation et du catalyseur utilisé. Le rendement dans l'isomérisation varie entre 95 et 98 % selon l'indice d'octane souhaité dans le flux final.

Il existe trois types clairement différents de catalyseurs utilisés de nos jours : les catalyseurs promus au chlorure, zéolitiques, et zircons sulfatés. Le catalyseur à zéolites fonctionne à des températures significativement plus élevées (250 à 275 °C et 28 barg) et est plus tolérant aux impuretés bien que l'amélioration résultante de l'octane soit inférieure. Le catalyseur à zéolites est principalement utilisé lorsque l'isomérisat produit à indice d'octane plus élevé ne justifie pas un investissement supplémentaire pour réduire les impuretés de la charge pour le catalyseur à alumine chloré ou qu'il correspond mieux à l'unité de mise à niveau. Le catalyseur promu au chlorure très actif fonctionne à des températures relativement faibles (190 à 210 °C et 20 barg) et permet les meilleures améliorations d'octane. Ce type de catalyseur nécessite l'addition de faibles quantités de chlorure organique converti en chlorure d'hydrogène dans le réacteur pour maintenir la forte activité. Dans un tel réacteur, la charge doit être sans sources d'oxygène, y compris d'eau, pour éviter la désactivation et les problèmes de corrosion. De plus, ce catalyseur est très sensible au soufre, une désulfuration profonde de la charge jusqu'à 0,5 ppm est donc requise. Des températures de réaction plus basses sont préférées aux températures plus élevées car l'équilibre de conversion des isomères désirés est amélioré à des températures plus faibles.

Après l'isomérisation, les fractions légères sont stripées du flux de produit quittant le réacteur et sont alors envoyées à l'unité de traitement du gaz acide. Dans une unité d'isomérisation à passage unique, le flux de fond de cuve provenant du stabilisateur est envoyé au pool-essence après refroidissement du produit. Dans un flux de recyclage, le flux de fond de cuve provenant du stabilisateur alimente une unité de séparation, qui est soit une colonne de déisohexaniseur, soit un système d'adsorption.

Dans la colonne de déisohexaniseur, une séparation peut être réalisée entre les diméthylbutanes à indice d'octane plus élevé et les méthylpentanes à indice d'octane plus faible. Les diméthylbutanes et les composants C₅ à faible point d'ébullition (l'isomérisat produit) sont pris de la tête de la colonne et sont envoyés au pool-essence. Les méthylpentanes et l'hexane normal sont pris pour des soutirages proche du fond de la cuve, et sont recyclés dans le réacteur. Le flux de fond de cuve provenant du déisohexaniseur est une faible quantité de sous-produit lourd qui est envoyé avec l'isomérisat produit au pool-essence ou à un reformeur catalytique si la raffinerie récupère le benzène comme charge chimique. Le principe de l'adsorption est que les paraffines normales non converties sont adsorbées sur le tamis moléculaire alors que les iso-paraffines passent dans l'adsorbant. La désorption se déroule avec du gaz réchauffé riche en hydrogène provenant du séparateur ou avec un mélange de butane. Le désorbant est séparé du flux net de recyclage riche en hydrogène dans une cuve de séparation.

2.17 Usines à gaz naturel

Le gaz est généralement trouvé en Europe en Mer du Nord. Le gaz naturel est aussi obtenu de quelques champs pétrolifères à terre, où il est co-produit avec le pétrole brut et séparé dans des infrastructures locales avant d'être traité, amené aux spécifications et exporté. La production de gaz off-shore se compose d'un certain nombre de plate-formes centrales avec des plate-formes satellites. Les plate-formes satellites amènent du gaz à la plate-forme centrale, où le gaz est séché (élimination de l'eau). Les condensats sont aussi en partie retirés, mais ceux-ci sont réinjectés à nouveau dans le gaz produit. Des produits chimiques sont ajoutés au flux de gaz soit au niveau de la tête du puits, soit avant la transmission pour éviter la formation d'hydrate solide et pour limiter la corrosion dans le pipeline sous-marin. Les plate-formes off-shore ne sont pas incluses dans la « Portée » de ce document. Ensuite, les plate-formes centrales livrent via un pipeline principal de gaz vers des usines à gaz naturel à terre pour le traitement final.

OBJET ET PRINCIPE

L'objectif d'ensemble du traitement du gaz naturel est de retirer les produits chimiques de traitement et de retirer toutes les impuretés provenant du flux de la tête de puits afin de produire un gaz riche en méthane qui puisse satisfaire les spécifications statutaires et contractuelles. Les principales impuretés à retirer tombent dans les catégories suivantes :

- solides : sables, argile, parfois des écailles comme le carbonate et le sulfate (y compris les métaux naturellement radioactifs (par exemple le plomb ou le radium)), le mercure
- liquides : l'eau/le saumure, les hydrocarbures, les produits chimiques ajoutés à la tête de puits
- gazeux : les gaz acides, le dioxyde de carbone, le sulfure d'hydrogène, l'azote, le mercure et les autres gaz (par exemple, les mercaptans).

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

La charge d'alimentation est le gaz naturel et les produits qui peuvent être séparés dans les usines à gaz naturel sont le gaz riche en méthane, les fractions de C_2 , C_3 et C_4 et les condensats (C_{5+}).

DESCRIPTION DU PROCEDE

Comme présenté à la Figure 2.23, l'installation de purification se compose d'une installation d'adoucissement de gaz où les gaz acides comme le CO_2 , l' H_2S , le SO_2 sont séparés. Le gaz naturel est considéré comme « acide » lorsqu'il contient des quantités significativement plus importantes de sulfure d'hydrogène que celles établies pour la qualité du pipeline ou lorsqu'il contient de telles quantités de SO_2 et CO_2 et que cela le rend impraticable à l'utilisation sans purification. Le H_2S doit être retiré (appelé « adoucissement » du gaz) avant que le gaz ne puisse être utilisé. Si de l' H_2S est présent, le gaz est généralement adouci par adsorption de l' H_2S dans une solution aux amines. Les procédés aux amines sont les procédés les plus couramment utilisés aux Etats-Unis et en Europe. D'autres méthodes, comme les procédés de carbonate, les absorbants en lit solide, et l'absorption physique, sont utilisés dans d'autres installations d'adoucissement.

De l'essence, du butane et du propane naturels sont généralement présents dans le gaz, et des installations de traitement de gaz sont nécessaires à la récupération de ces composants liquéfiables (voir la Figure 2.23). Les types de procédés trouvés sont très similaires à ceux décrits à la Section 2.12. Pour résumer, il s'agit de séparations physiques à des températures très faibles (généralement de la distillation).

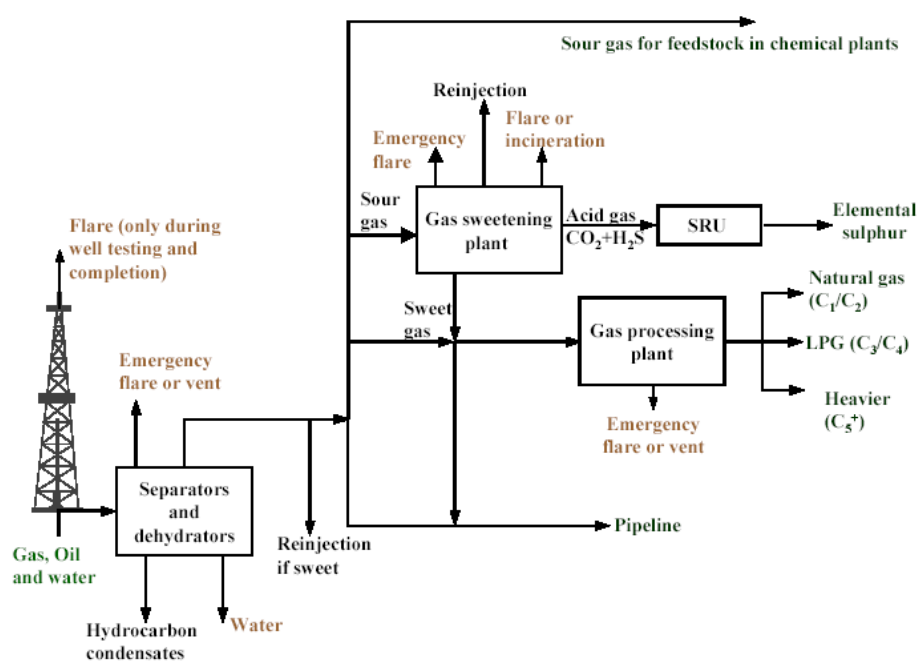


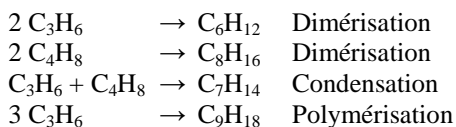
Figure 2.23 : Diagramme général de flux de l'industrie du gaz naturel

2.18 Polymérisation

Cette section couvre la polymérisation, la dimérisation et la condensation des oléfines.

OBJET ET PRINCIPE

La polymérisation est occasionnellement utilisée pour convertir le propène et le butène en composants de mélange d'essence à indice d'octane élevé. Le procédé est similaire à l'alkylation en qui concerne la charge et les produits, mais il est souvent utilisé comme une alternative moins coûteuse à l'alkylation. Les réactions chimiques prévalentes peuvent varier selon le type d'oléfine et la concentration, mais elles peuvent être décrites dans les termes généraux suivants :



FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Le propène et le butène contenus dans le flux de GPL provenant du FCC sont les flux de charge les plus utilisés pour cette unité.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Les réactions se déroulent généralement sous pression élevée en présence d'un catalyseur acide phosphorique adsorbé sur de la silice naturelle et extrudé sous forme de granules et petits cylindres. Toutes les réactions sont exothermiques, et donc le procédé nécessite que la température soit contrôlée. La charge doit être dépourvue de: soufre, qui empoisonne le catalyseur ; matières basiques, qui neutralisent le catalyseur et l'oxygène, ce qui affecte les réactions. La charge de propène et de butène est nettoyée avec de la substance caustique pour retirer les mercaptans, puis avec une solution aux amines pour retirer le sulfure d'hydrogène, puis avec de l'eau pour retirer la substance caustique et les amines, et enfin séchée en passant dans un gel de silice ou un sécheur à tamis moléculaire. Un schéma simplifié d'une unité de polymérisation est présenté à la Figure 2.24.

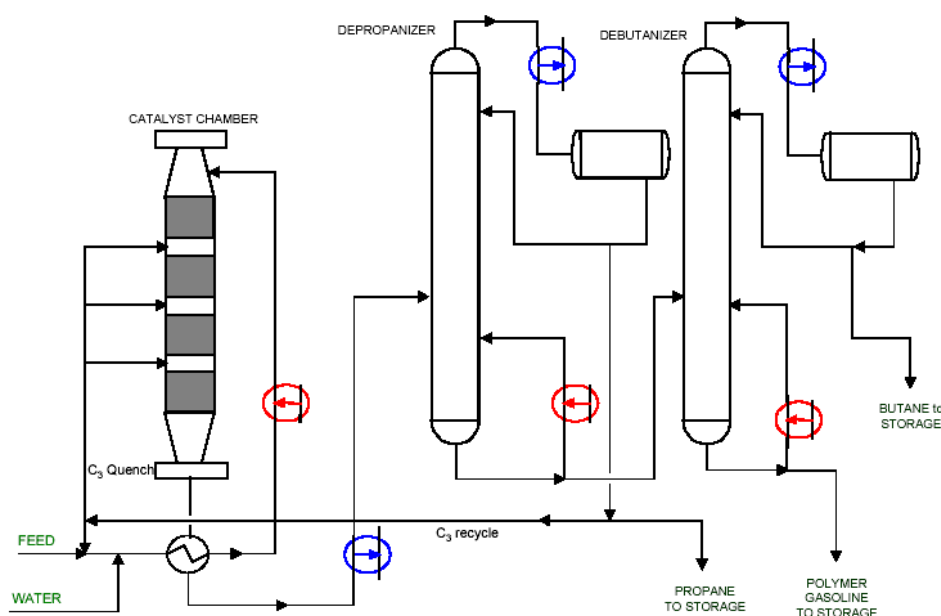


Figure 2.24 : Schéma simplifié d'une unité de polymérisation

Lorsque le rendement de la polymérisation diminue, les catalyseurs doivent être remplacés. Après la purge de l'azote, l'unité de polymérisation est ouverte et le catalyseur est retiré au moyen d'un jet d'eau à haute pression. Il peut aussi être retiré en utilisant de l'azote (purge par compression). L'acide phosphorique est conduit dans l'eau, alors que les granules de silice naturelle se cassent pour former une boue, qui est généralement pompable.

2.19 Unités de distillation principales

Cette section inclut la distillation atmosphérique et sous vide. Ces deux distillations principales sont précédées du dessalage du brut et elles sont les premiers procédés fondamentaux de séparation dans une raffinerie.

OBJET ET PRINCIPE

L'*unité de distillation atmosphérique de pétrole brut* (CDU) est la première étape importante de traitement de la raffinerie. Le pétrole brut est chauffé à des températures élevées puis est généralement distillé sous pression atmosphérique (ou à une pression légèrement plus élevée) pour séparer les différentes fractions selon leur fourchette d'ébullition. Les fractions les plus lourdes provenant du fond de cuve de la CDU, qui ne se vaporisent pas dans cette colonne, peuvent être encore séparées par la suite par une distillation sous vide.

Une demande en augmentation de produits légers et une demande réduite de fiouls lourds ont conduit les raffineurs à mettre à niveau les résidus atmosphériques en fractions à point d'ébullition moins élevé de plus grande valeur comme le naphta, le kérosène et les distillats moyens. La distillation sous vide est simplement la distillation de fractions de pétrole à une pression très faible pour augmenter la volatilisation et la séparation tout en évitant le craquage thermique. L'*unité à vide poussé* (UVP) alimente normalement la première étape de traitement de la mise à niveau du résidu atmosphérique, suivie par des unités de raffinage en aval. L'UVP produit des charges d'alimentation pour les unités de craquage, la cokéfaction, le bitume et les unités d'huile de base. Les impuretés provenant du pétrole brut restent en majorité dans le résidu sous vide.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

La charge de pétrole brut de l'unité de distillation de brut provient des réservoirs de stockage de pétrole brut après dessalage. Normalement, tous les pétroles bruts entrant dans une raffinerie passent dans une unité de distillation de brut. En complément de cela, une pratique courante consiste à retraiter les flux de produits hors spécifications dans le CDU. Les produits provenant de l'unité de distillation du brut, de la coupe la plus légère à la plus lourde, sont ; le naphta et les composants légers (ébullition inférieure à 180 °C / C₁-C₁₂-légers, naphta et essence), kérosène (ébullition comprise entre 180 et 240 °C, C₈ – C₁₇), le gasoil léger (ébullition comprise entre approximativement 240 et 300 °C / C₈-C₂₅), le gasoil lourd (ébullition comprise entre approximativement 300 et 360 °C / C₂₀ - C₂₅) et le résidu atmosphérique (ébullition supérieure à 360 °C / > C₂₂). Le distillat de tête de cette colonne est la fraction légère, le gaz combustible non condensable de la raffinerie (principalement du méthane et de l'éthane). Généralement ce gaz contient aussi des gaz de sulfure d'hydrogène et d'ammoniaque. Le mélange de ces gaz est connu sous le nom de « gaz acide ». Une certaine quantité de celui-ci passe via le condenseur dans un puits chaud, et est rejetée dans un système de combustible acide de la raffinerie ou ventilé vers un réchauffeur de procédé, une torche ou un autre dispositif de contrôle pour détruire le sulfure d'hydrogène.

Le flux de charge principal vers l'UVP est le flux de fond de cuve de l'unité de distillation du pétrole brut appelé résidu atmosphérique. De plus, le flux de vidange provenant de l'unité d'hydrocraquage (si cela est applicable) est généralement envoyé à l'UVP pour traitement supplémentaire. Les produits provenant de l'UVP sont le gasoil léger sous vide, le gasoil lourd sous vide et le résidu sous vide. Le gasoil léger sous vide est généralement conduit vers le(s) unité(s) d'hydrotraitement de gasoil, le gasoil lourd est généralement conduit vers un craqueur catalytique en lit fluidisé et/ou une unité d'hydrocraquage. Le résidu sous vide peut avoir plusieurs destinations comme la viscoréduction, le « flexicoking » ou la cokéfaction différée, l'hydrotraitement de résidu, la gazéification de résidu, le soufflage de bitume ou le pool de fioul lourd.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Distillation atmosphérique

La distillation implique le chauffage, la vaporisation, le fractionnement, la condensation et le refroidissement des charges d'alimentation. Le pétrole brut dessalé est réchauffé à environ 300 à 400 °C et alimente une colonne verticale de distillation à pression atmosphérique où la plupart de la charge est vaporisée et séparée en différentes fractions par condensation sur 30 à 50 plateaux de fractionnement, chacun correspondant à une température de condensation différente. Les fractions les plus légères se condensent et sont collectées au sommet de la colonne. Les vapeurs d'hydrocarbure du distillat de tête sont condensés et accumulés dans le ballon de reflux du distillat de tête de la colonne de fractionnement principale. L'eau acide, les fractions légères (environ 0,5 % de la charge de brut) et la vapeur d'eau de stripage (1,5 % du brut) sont séparées du liquide d'hydrocarbures dans ce ballon. Le liquide

d'hydrocarbures du distillat de tête, appelé flux de **naphta minus**, alimente couramment directement le traicteur de naphta en aval. Dans chaque colonne de distillation atmosphérique, un certain nombre de soutirages de composants à faible point d'ébullition sont retirés des différents plateaux de la colonne. Les mélanges à faible point d'ébullition sont en équilibre avec les composants les plus lourds qui doivent être retirés. Les soutirages sont tous envoyés vers différentes petites colonnes de stripage contenant quatre à dix plateaux avec de la vapeur d'eau injectée sous le plateau du fond de cuve. Les vapeurs d'eau stripent les composants des fractions légères des composants plus lourds et la vapeur d'eau comme les fractions légères alimentent à nouveau la colonne de distillation atmosphérique au-dessus du plateau de retraitage des soutirages correspondants. La plupart de ces fractions générées dans la colonne de distillation atmosphérique peuvent être vendues comme des produits finis après hydrotraitement, ou mélangés avec des produits des procédés en aval. Un diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité de distillation de brut est présenté à la Figure 2.25. Plusieurs raffineries disposent de plus d'une unité de distillation atmosphérique.

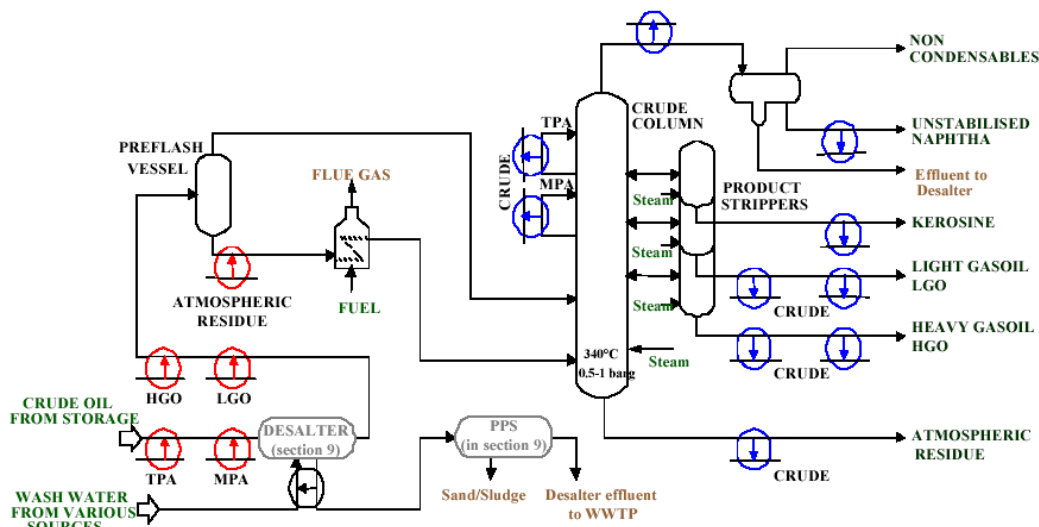


Figure 2.25 : Diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité de distillation de brut

Les conditions d'exploitation de la colonne se basent sur les propriétés du brut et du rendement et sur la qualité des produits désirés. Pour maximiser les rendements des distillats, la pression est minimisée, mais la température est augmentée au maximum. Chaque raffinerie dispose d'une unité de distillation de brut conçue pour un brut sélectionné (mélange). Il existe donc plusieurs configurations différentes de distillation de brut avec différentes coupes de produit et d'intégration de chaleur.

Distillation sous vide

Un diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité sous vide élevé est présenté à la Figure 2.26. Le résidu est chauffé à plus de 400 °C, est en partie vaporisé (30 à 70 % du poids) et flashé à la base de la colonne sous vide à une pression entre 40 et 100 mbar (0,04 à 0,1 kg/cm²). Le vide dans la colonne de fractionnement est maintenu à l'aide d'éjecteurs à vapeur, de pompes à vide, de condenseurs barométriques ou de condenseurs par surface. L'injection de vapeur d'eau surchauffée à la base de la colonne de fractionnement sous vide réduit davantage la pression partielle des hydrocarbures dans la colonne, facilitant ainsi la vaporisation et la séparation. La part non vaporisée de la charge forme le produit de fond de cuve et sa température est contrôlée à environ 355 °C pour minimiser la cokéfaction. La vapeur flashée augmentant dans la colonne est mise en contact avec l'huile de lavage (le distillat sous vide) pour nettoyer le liquide, le coke et les métaux entraînés. La vapeur nettoyée est condensée en deux ou trois sections de pulvérisation principales. Dans les sections inférieures de la colonne, le distillat lourd sous vide et le gasoil optionnel sous vide intermédiaire sont condensés. Dans la section supérieure de la colonne sous vide, le distillat sous vide léger est condensé. Les composants légers (non condensables) et la vapeur d'eau provenant du sommet de la colonne sont condensés et accumulés dans un cylindre de distillat de tête pour séparer les non condensables légers, le gasoil condensé plus lourd et la phase d'eau. Un diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité de distillation de brut est présenté à la Figure 2.26. L'aspect opérationnel le plus important d'une unité sous vide est la qualité du gasoil lourd sous vide, en particulier lorsqu'il alimente une unité d'hydrocraquage. Le niveau de carbone Conradson et/ou la teneur en métaux est très critique pour une unité d'hydrocraquage et dépend surtout du fonctionnement et

de la performance de la section de l'huile de lavage dans l'unité de distillation sous vide ainsi que du dessaleur dans l'unité de distillation de brut.

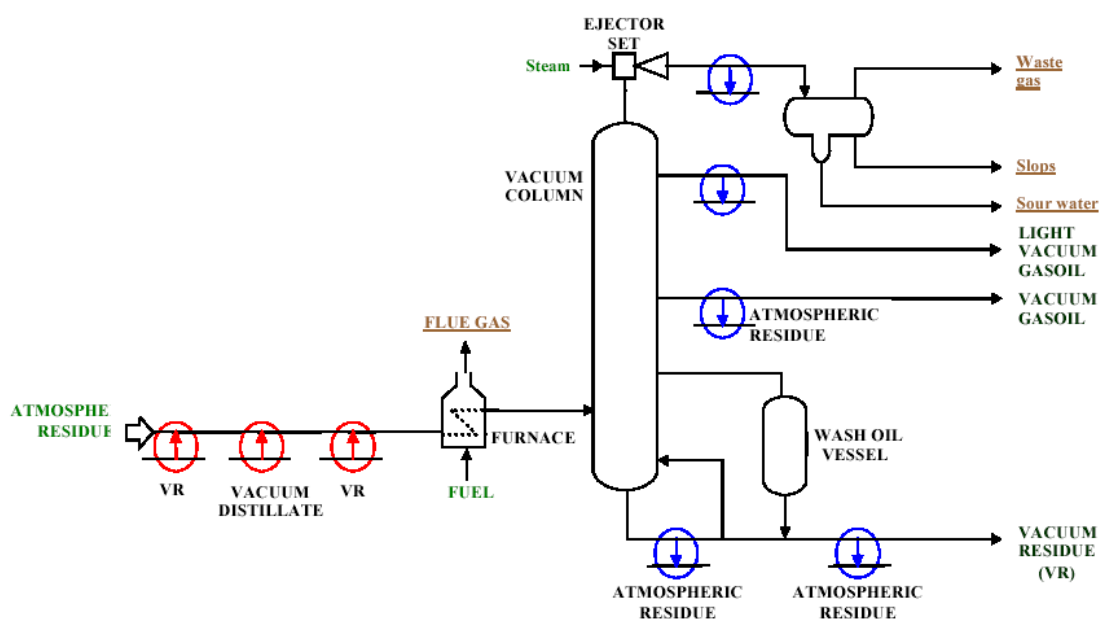


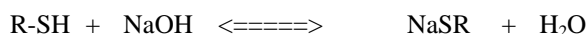
Figure 2.26 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité de distillation sous vide élevée

2.20 Traitements du produit

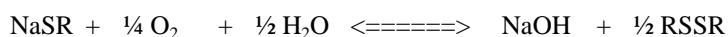
Les traitements utilisés dans une raffinerie pour atteindre certaines spécifications de produit sont inclus dans cette section, parmi lesquels deux types de procédés peuvent être identifiés. Le premier groupe de procédés correspond aux techniques d'extraction ou d'élimination où le composant à traiter est retiré du flux à traiter. Dans cette catégorie, il peut être fait mention de l'extraction par tamis moléculaire pour l'élimination du dioxyde de carbone, de l'eau, du sulfure d'hydrogène ou des mercaptans (Section 4.23.5.3), de la purification aux amines pour l'élimination du sulfure d'hydrogène (inclue dans la Section 4.23.5.3), ou du nettoyage à la substance caustique pour l'élimination des acides ou des mercaptans. Le second groupe est composé par ces systèmes où le produit chimique à traité est retiré du flux à traiter.

OBJET ET PRINCIPE

Dans le raffinage du pétrole, le traitement chimique est utilisé pour retirer ou modifier les propriétés indésirables associées au soufre, à l'azote, ou aux impuretés de composants de l'oxygène dans les produits pétroliers. Certains de ces systèmes (appelés oxydation de mercaptan) sont conçus pour réduire la teneur en mercaptan (composés de soufre organique) des flux d'hydrocarbure pour améliorer l'odeur du produit et pour réduire sa corrosivité. Ces traitements sont accomplis soit par extraction, soit par oxydation (aussi connu sous le nom d'adoucissement), selon le produit. Le procédé d'extraction retire les mercaptans par extraction par substance caustique, résultant en une teneur plus faible de soufre. La réaction suivante se produit à basses températures :



L'adoucissement-oxydation du mercaptan est une autre version du procédé d'oxydation du mercaptan au cours duquel les mercaptans dans les produit d'hydrocarbure sont convertis en bisulfure moins odorants et moins corrosifs qui restent dans le produit. La réaction est :



Cela n'entraîne pas de réduction de la teneur totale en soufre pendant l'adoucissement et par conséquent, n'est appliqué qu'aux flux où la teneur en soufre ne pose pas de problème.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Le procédé d'extraction-oxydation du mercaptan comprend l'élimination des mercaptans des flux de GPL, de naphtha, d'essence et de kérosène. L'oxydation ou l'« adoucissement » est utilisé sur les fractions d'essence et de distillat. Il devrait aussi être noté que les mercaptans sont aussi retirés par hydrotraitement (section 2.13).

DESCRIPTION DU PROCEDE

Les mercaptans sont retirés des flux d'hydrocarbure légers par un nettoyage à l'alcalin concentré dans une colonne d'extraction à des pressions élevées (5 barg). Si de l' H_2S ou des acides sont présents, un prénettoyage à la substance caustique est requis. Le flux d'hydrocarbure traité et sans odeur quitte le réacteur en tant que flux de distillat de tête. La phase aqueuse de fond de cuve est chauffée à 50 °C, mélangée avec de l'air et alimente le réacteur d'oxydation. Le NaSR dissout est alors convertie en bisulfures (qui sont insolubles dans une solution d'eau gazéifiée caustique) à 4,5 barg. En utilisant un excès d'air et en ajoutant du catalyseur, un taux élevé de réaction est maintenu. La solution alcaline est régénérée de cette manière. Le liquide provenant du réacteur est conduit vers une cuve où l'air usé, la fraction de bisulfure insoluble dans la solution caustique et la solution caustique sont séparées. L'air usé est conduit vers un incinérateur ou un four du procédé, les bisulfures sont généralement recyclés vers le brut et la solution caustique régénérée circule vers la colonne d'extraction. La Figure 2.27 présente un diagramme simplifié de flux de procédé d'un procédé d'extraction.

Un autre procédé d'oxydation est aussi un procédé d'oxydation du mercaptan qui utilise un lit de catalyseur solide. De l'air et une quantité minimale de substance caustique alcaline (procédé « mini-alky ») sont injectés dans le flux d'hydrocarbures et la substance caustique ne peut pas être régénérée. Lorsque l'hydrocarbure passe dans le lit de catalyseur d'oxydation du mercaptan, les mercaptans de soufre sont oxydés en bisulfure.

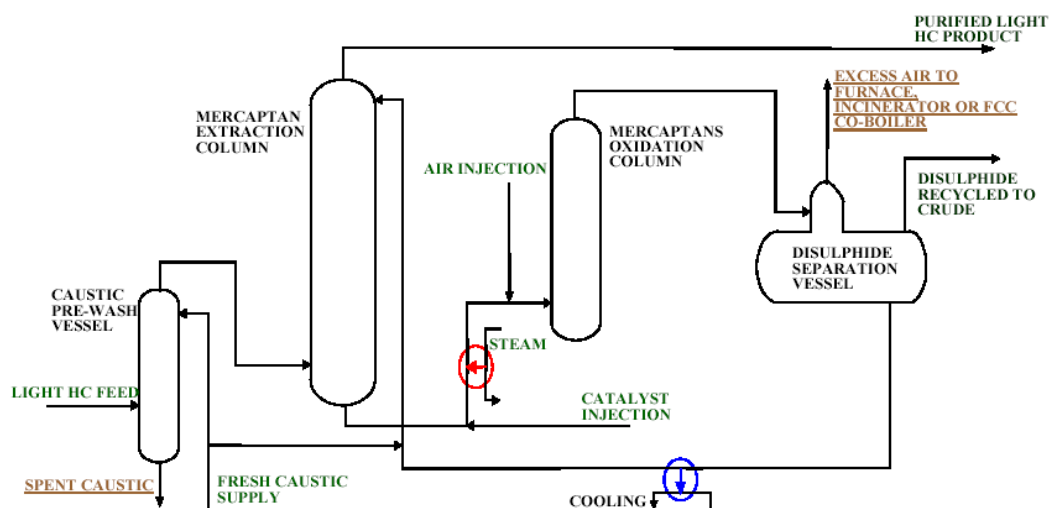


Figure 2.27 : Diagramme simplifié de flux du procédé d'extraction d'oxydation du mercaptan

Les deux procédés peuvent être combinés dans un système appelé système caustique en cascade pour réaliser les améliorations qualitatives désirées du produit avec un minimum d'appoint de substance caustique et un minimum de coût de rejet de substance caustique usée. La Figure 2.28 présente un diagramme simplifié de flux de procédé d'extraction d'oxydation du mercaptan.

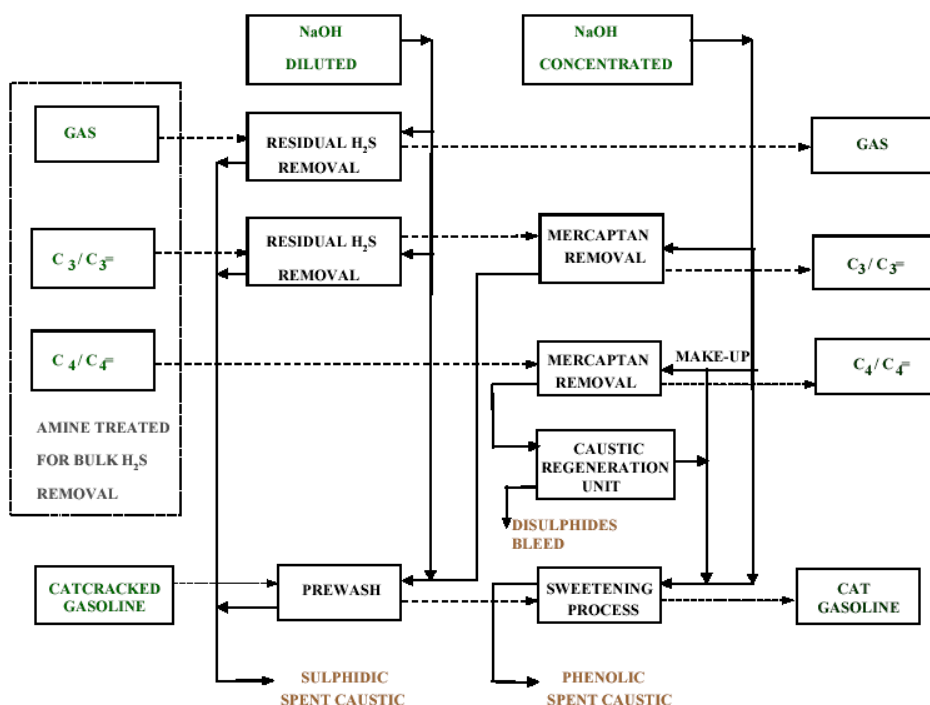


Figure 2.28 : Diagramme simplifié de flux de procédé du système caustique en cascade (extraction de l'oxydation de mercaptan et adoucissement de l'oxydation du mercaptan)

Un autre procédé qui peut être rencontré dans les raffineries est l'*hydrocraquage sélectif* (hydrofineur), où un ou deux catalyseurs zéolitiques sont utilisés pour craquer de manière sélective les paraffines de cire (n- et proches de n-paraffines). Cette technique peut être utilisée pour le déparaffinage des composants du distillat moyen qui peuvent être mélangés dans des produits pour les conditions hivernales extrêmes. Une variation de cette technique est l'utilisation de catalyseur d'isodéparaffinage qui isomérisé la cire de n-paraffine en molécules de lubrifiant d'isoparaffine désirées, tout en co-produisant des carburants de distillat moyen de faible qualité. La conception et le fonctionnement de cette unité sont similaires à ceux d'une unité d'hydrotraitement normale (Section 2.13).

2.21 Stockage et manipulation des matières de raffinerie

Le stockage et la manipulation des matières de raffinerie ne sont pas couverts de manière exhaustive dans ce document, car le stockage et la manipulation des produits pétroliers sont dans la « Portée » du BREF horizontal sur le stockage, auquel il sera fait référence lorsque cela sera approprié. Cette section couvre aussi les activités relatives à la charge et au mélange de produit, au tuyautage et aux autres petites techniques utilisées pour la manipulation des matières. Le stockage des produits spécifiques, comme l'huile de base, le bitume et le coke de pétrole, est inclus dans leurs sections de production respectives.

OBJET ET PRINCIPE

Le pétrole brut, les produits pétroliers intermédiaires et les produits finaux sont transférés vers des raffineries, dans des raffineries et en provenance des raffineries, via des terminaux marins, des pipelines ou des véhicules ferroviaires/routiers. Entre ces mouvements, les produits sont stockés dans des réservoirs. Des réservoirs de *stockage* ou des réservoirs souterrains sont utilisés le long du procédé de raffinage pour stocker le pétrole brut, les autres matières premières et les charges intermédiaires de procédé. Les produits pétroliers finalisés sont aussi conservés dans des réservoirs de stockage avant transport hors du site. Des réservoirs sont aussi nécessaires pour accueillir les opérations séparées des unités en fonctionnement, pour lier les procédés continus de la raffinerie avec les procédés discontinus. En conséquence, le stockage constitue une part essentielle de la raffinerie. Des systèmes de mélange sont aussi utilisés dans les raffineries pour préparer les flux de charge vers les unités individuelles de raffinerie et pour produire des produits finalisés commercialisables.

Le *mélange de la charge* peut être appliqué pour préparer le flux de charge optimal d'une unité de raffinerie, assurant ainsi une performance optimale de l'unité de la raffinerie. Par exemple, un raffineur traite un mélange de quatre bruts différents à faible teneur en soufre dans son unité de distillation atmosphérique. Le mélange de la charge est sélectionné de manière à ce que le produit de sortie de l'unité de distillation et que les unités plus en aval soient optimisés/maximisés dans l'objectif de maximiser le profit d'ensemble. Alternativement, il peut aussi arriver que les différentes qualités de bruts soient traitées séparément pendant une courte période (quelques jours) dans des opérations appelées « séparées ».

Le *mélange de produit* est appliqué pour produire le mélange optimal de produits de raffinerie finalisés. La majorité des flux de produit tels qu'ils sont produits dans les différentes unités de la raffinerie, généralement appelés flux de produit intermédiaire, peuvent être mélangés dans plus d'un flux de produit finalisé. Par exemple le kérosène (hydrotraité) est généralement mélangé dans du carburant diesel, de l'huile de chauffage légère et même du fioul lourd, le reliquat étant mélangé dans le combustible du carburéacteur. La quantité de kérosène allouée aux différents produits est sélectionnée de manière à ce que la demande et les spécifications du produit soient satisfaites, de manière à maximiser le profit d'ensemble. Les produits de mélange incluent le mélange des produits en différentes proportions pour satisfaire les exigences comme la pression de la vapeur, la gravité spécifique, la teneur en soufre, la viscosité, l'indice d'octane, l'indice de cétane, le point initial d'ébullition et le point initial d'écoulement et ajouter des odeurs distinctes (GPL).

DESCRIPTION DU PROCEDE

Les systèmes de stockage de pétrole brut peuvent être situés dans un terminal de pétrole séparé ou dans le complexe de la raffinerie. Plus de 50 % du domaine de la raffinerie est occupé par des dispositifs de mouvement de pétrole. Les réservoirs de stockage peuvent être divisés en quatre types : les cuves sous pression, les réservoirs à toit fixe, les réservoirs à toit fixe à couverture flottante et les réservoirs à toit flottant. La Figure 2.29 présente un schéma des différents types de systèmes de stockage rencontrés dans une raffinerie.

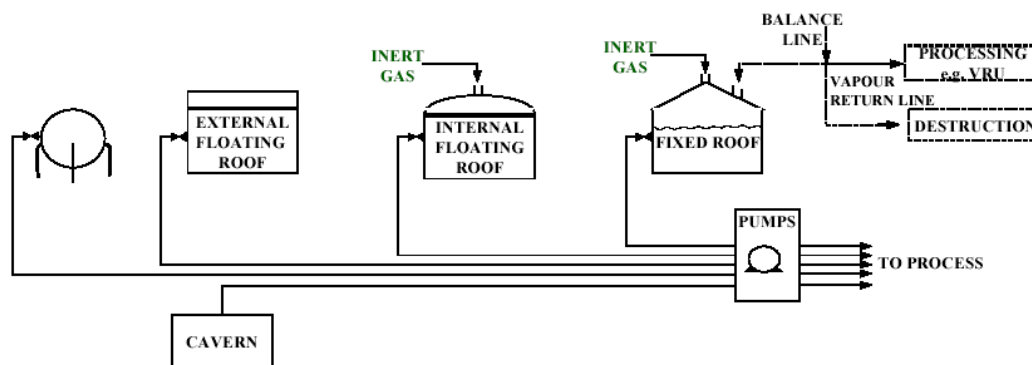


Figure 2.29 : Différents types de réservoirs de stockage

Les *cuves de pression* sont normalement utilisées pour stocker les gaz à de fortes pressions (> 91 kPa, par exemple le GPL). Les *réservoirs à toit fixe* peuvent être ouverts à l'atmosphère, ou conçus comme réservoirs sous pression, avec différentes classes d'accumulation de pression autorisée, de 20 mbarg (pression faible) à 60 mbarg (pression élevée). Les réservoirs de pression sont fournis avec des soupapes de pression/sous vide pour empêcher les explosions et les implosions, le paramètre du vide étant de -6 mbarg. Les *réservoirs à toit flottant* sont construits de manière à ce que le toit flotte sur le liquide, et se déplace avec le niveau du liquide (> 14 kPa à < 91 kPa).

Les réservoirs aériens (AST) sont utilisés dans les raffineries pour stocker la charge d'alimentation initiale (pétrole brut) ou les produits finalisés générés par les procédés de la raffinerie (essence, diesel, combustibles, etc.). Les réservoirs de stockage souterrains sont utilisés bien moins fréquemment (si ce n'est jamais) dans les raffineries – principalement pour stocker le combustible des chaudières et des véhicules du site, ou pour capturer les liquides à des points de drainage bas. Le stockage du pétrole brut et des produits dans les réservoirs souterrains est aussi applicable dans certains pays européens.

Le mélange peut être réalisé en continu ou en lot dans les réservoirs de mélange. Un système de mélange en continu se compose de collecteurs où les flux individuels sont mélangés sur le contrôle du flux, et le rapport du mélange est normalement contrôlé et optimisé par un ordinateur. Lorsqu'un certain volume d'un produit de qualité donné est spécifié, l'ordinateur utilise des modèles linéaires de programmation pour optimiser les opérations de mélange, pour sélectionner les composants du mélange et pour produire le volume requis du produit spécifié au coût le plus faible. Pour assurer que les flux mélangés satisfont les spécifications désirées, des analyseurs du flux en continu du point éclair, de la TVR, du point d'ébullition, de la gravité spécifique, de la recherche et de l'indice d'octane (IOR et MON), du soufre, de la viscosité, du point de trouble et autres, sont insérés pour fournir un retour à l'ordinateur qui en retour corrige les rapports de mélange lorsque cela est nécessaire.

Le mélange en lot implique de mélanger les flux de charge dans un réservoir de mélange, d'où les unités de procédé pertinentes seront alimentées. La même chose s'applique aux flux de produit intermédiaires, qui sont d'abord conduits aux réservoirs de stockage des produits intermédiaires, d'où ils sont mélangés en lots dans les réservoirs de produits finaux.

Additifs et substance odorante. La substance odorante est stockée sous forme liquide, généralement dans des réservoirs fixes. Elle n'est pas ajoutée au flux de gaz avant la liquéfaction, mais est généralement ajoutée au GPL lorsque celui-ci est chargé dans les réservoirs de livraison, bien que de l'odorisation dans le réservoir soit aussi réalisée. Une marge de tolérance peut être allouée à tout mercaptan résiduel déjà présent dans le GPL. Le taux d'ajout de la pompe est contrôlé avec précision. Dans le cas du propane liquide, du méthanol peut être ajouté avec l'agent odorisant afin d'empêcher le gel de l'hydrate dans les évaporateurs de propane.

Des tuyaux, des valves et des systèmes auxiliaires, comme des unités de récupération sous vide sont présents dans la raffinerie. Les gaz, les liquides et même les solides sont transférés d'une unité d'opération à l'autre par des tuyaux. Les tuyaux de procédé sont généralement aériens mais certains tuyaux sont souterrains.

2.22 Viscoréduction

OBJET ET PRINCIPE

La viscoréduction est un procédé thermique non-catalytique bien établi qui convertit les résidus atmosphériques ou sous vide en gaz, naphta, distillats et goudron. Il utilise la chaleur et la pression pour casser les grandes molécules d'hydrocarbure en molécules plus petites et plus légères.

Lorsque le résidu sous vide est mélangé directement dans le pool de fioul lourd, des quantités significatives de produit pour coupage (généralement du gasoil à valeur élevée) doivent être mélangées au résidu pour satisfaire les spécifications de viscosité du fioul lourd. En craquant thermiquement le résidu sous vide dans des conditions relativement douces, environ 10 à 15 % de la charge est craquée en fractions plus légères et, plus important, la viscosité du résidu sous vide est réduite de manière significative. C'est pourquoi l'unité de craquage thermique est normalement appelée l'unité de « viscoréduction » du gasoil.

FLUX DE CHARGE ET DE PRODUIT

Le résidu atmosphérique provenant de l'unité de distillation du brut, le résidu sous vide provenant de l'unité sous haute pression, les gasoils lourds ou les gasoils sous vide ou les mélanges sont généralement les charges d'alimentation. Dans ce procédé, seule une partie de la charge d'alimentation est convertie et une grande partie du résidu reste non convertie. Comme aucun catalyseur n'est impliqué dans le procédé de craquage thermique, la qualité de la charge d'alimentation en termes de métaux et de soufre n'est pas critique. Une quantité significative de gaz est produite et tous les produits du distillat nécessitent un traitement supplémentaire et de mise à niveau avant d'être conduits au stockage.

DESCRIPTION DU PROCEDE

Le craquage thermique est l'un des procédés de conversion les plus anciens pour mettre à niveau les fractions d'huile lourdes. Actuellement, il est principalement utilisé pour mettre à niveau le résidu sous vide. Un diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité de viscoréduction est présenté à la Figure 2.30. Le facteur le plus important lors du contrôle de la vivacité du craquage devrait toujours être la stabilité et la viscosité du résidu viscoréduit qui alimente le pool essence. En général, une augmentation de la température ou du temps de résidence entraîne une augmentation de la vivacité. Une plus grande vivacité produit des rendements plus importants de gaz-plus-essence et en même temps un résidu craqué (combustible) de viscosité plus faible. Un craquage excessif entraîne cependant un combustible instable, entraînant la formation de boues et de sédiments pendant le stockage. La conversion du craquage thermique correspond au maximum à 20 % de la charge. Les unités de craquage thermique pour mettre à niveau le résidu atmosphérique ont des niveaux de conversion significativement plus élevés (35 à 45 %) et la viscosité du résidu atmosphérique est réduite.

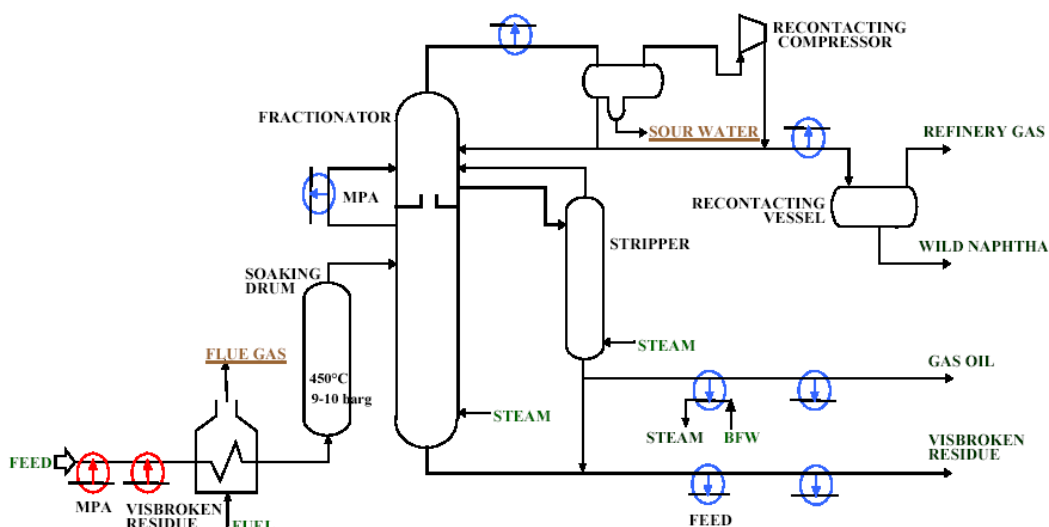


Figure 2.30 : Schéma simplifié de flux de procédé d'une unité de viscoréduction

La charge d'alimentation est chauffée au-dessus de 500 °C puis alimente une chambre de réaction qui est maintenue à une pression d'environ 9,65 barg. Après l'étape du réacteur, le flux du procédé est mélangé

avec un flux de recyclage plus froid, qui stoppe les réactions de craquage. Le produit alimente alors une chambre de repos, où la pression est réduite et les produits les plus légers se vaporisent et sont retirés. Les produits les plus légers alimentent ensuite une colonne de fractionnement où les différentes fractions désirées sont séparées. Les « fonds de cuve » sont composés de résidus lourds, dont une partie est recyclée pour refroidir le flux du procédé quittant la chambre de réaction ; les fonds de cuve restant sont généralement mélangés dans le fioul résiduel.

Il y a deux types d'opérations de viscoréduction, « le craquage à bobine ou à four » et le « craquage à maturateur ». Le craquage à bobine utilise des températures de sortie de four plus importantes (470 à 500 °C) et des temps de réaction de une à trois minutes, alors que le craquage à maturateur utilise des températures de sortie de four inférieures (430 à 440 °C) et des temps de réaction plus longs. Les rendements et les propriétés du produit sont similaires. Des temps de fonctionnement de 3 à 6 mois sont courants pour les viscoréducteurs à four et de 6 à 18 mois pour les viscoréducteurs à maturateur.

2.23 Techniques de réduction des émissions

Il existe beaucoup de techniques de non production utilisées dans la raffinerie. En particulier, les techniques pertinentes pour ce document sont celles qui sont utilisées pour contrôler et réduire les émissions dans l'air, l'eau et le sol. Des descriptions de plusieurs de ces techniques se trouvent dans le BREF sur les gaz résiduels et les eaux usées dans l'industrie chimique et dans le Chapitre 4 (Section 4.23 à 4.25). Ces techniques ne sont pas décrites dans ce chapitre car elle sont généralement des techniques qui peuvent être prises en compte pour la détermination des MTD et qui sont donc décrites et analysées dans le Chapitre 4, Sections 23 à 25.

Les polluants comme le NO_x , les particules, l' H_2S , le SO_2 , les autres composés de soufre et le COV, entre autres, sont généralement réduits par des techniques au point de rejet. L'un des systèmes les plus importants dans une raffinerie est la réduction de l' H_2S produit dans la raffinerie. Ces systèmes contiennent généralement un système de purification aux amines et une unité de récupération de soufre pour convertir l' H_2S en soufre, un sous-produit produit dans les raffineries. Les torches sont aussi une autre technique utilisée dans la raffinerie pour des raisons de sécurité et d'environnement. Les techniques de réduction de l'odeur et du bruit sont aussi pertinentes pour les raffineries.

Les raffineries contiennent aussi des stations d'épuration avec différents fonctionnements d'unités. Les séparateurs d'huile, la flottation, la floculation et le traitement biologique sont classiques dans les raffineries. Le traitement biologique est nécessaire lorsque la biodégradation de certains produits chimiques organiques qui peuvent être présents dans le flux des eaux usées est nécessaire. Des systèmes finaux de nettoyage de l'eau peuvent aussi être présents.

Les raffineries génèrent aussi des déchets solides. Certains d'entre eux sont recyclés dans la raffinerie, d'autres sont recyclés par des sociétés spécialisées (par exemple, les catalyseurs) et d'autres sont rejetés. Les techniques de prévention de la contamination du sol sont aussi pertinentes pour l'ensemble de la raffinerie.

3 NIVEAUX D'EMISSION ET DE CONSOMMATION ACTUELS

Ce chapitre fournit des données et des informations sur les niveaux d'émission et de consommation actuels dans les installations existantes au moment de la rédaction de ce document. Les données, qui couvrent de nombreux types et tailles de raffinerie, sont comprises dans des fourchettes très étendues. L'objectif de ce chapitre est de rassembler, autant que possible, les niveaux d'émission et de consommation de la raffinerie dans son ensemble et pour chaque procédé spécifique. Les données citées permettront, dans la majeure partie des cas, d'estimer la concentration et la charge des émissions, permettant ainsi à l'autorité compétente émettant un permis de vérifier les informations fournies dans la demande de permis.

La Section 3.1 présente une vue générale des principales émissions et consommations des raffineries européennes dans leur ensemble. Il ne s'agit pas d'une simple agrégation des émissions et des consommations des autres sections : Il est impossible d'agréger la majorité d'entre elles du fait de l'intégration des procédés dans les raffineries.

Les Sections 2 à 22 couvrent les émissions et les consommations des divers procédés/activités couverts dans ce document. Les Sections 23 à 25 couvrent les émissions générées par les techniques utilisées pour réduire les émissions, y compris les émissions émanant des unités de récupération du soufre. Ce chapitre se termine par une section sur le contrôle, qui couvre les systèmes de contrôle généralement appliqués dans les raffineries et présente certaines discussions sur leur application.

3.1 Niveaux d'émission et de consommation actuels dans les raffineries dans leur ensemble

Les raffineries sont des sites industriels qui gèrent des quantités considérables de matières premières et de produits et qui consomment également de grandes quantités d'énergie et d'eau. Au cours du stockage et du procédé de raffinage, elles génèrent des émissions dans l'atmosphère, dans l'eau et dans le sol.

Ce chapitre traite de ces trois milieux successivement, et des polluants qui les affectent, et constitue un résumé des émissions émanant de tous les procédés de raffinerie. Les principaux problèmes environnementaux ont été mentionnés dans le Chapitre 1 (Section 1.4), sans que les chiffres y soient fournis. Cette section vise à quantifier les émissions de raffinerie.

Bien que la ressource principale en matière première des raffineries de pétrole soit le pétrole brut, elles utilisent et génèrent un nombre important de produits chimiques, certains quittant les infrastructures sous forme d'émissions dans l'air, d'eaux usées ou de déchets solides. Les polluants habituellement générés sont l'ammoniac (NH_3), le dioxyde de carbone (CO_2), le monoxyde de carbone (CO), le sulfure d'hydrogène (H_2S), les métaux, les oxydes d'azote (NO_x), les particules, les acides usés (comme le HF , le H_2SO_4), les oxydes de soufre (SO_x), les composés organiques volatiles (COV) et de nombreux composés organiques (certains étant très toxiques). La Figure 3.1 présente un exemple simplifié de ce qui est consommé et émis par une raffinerie.

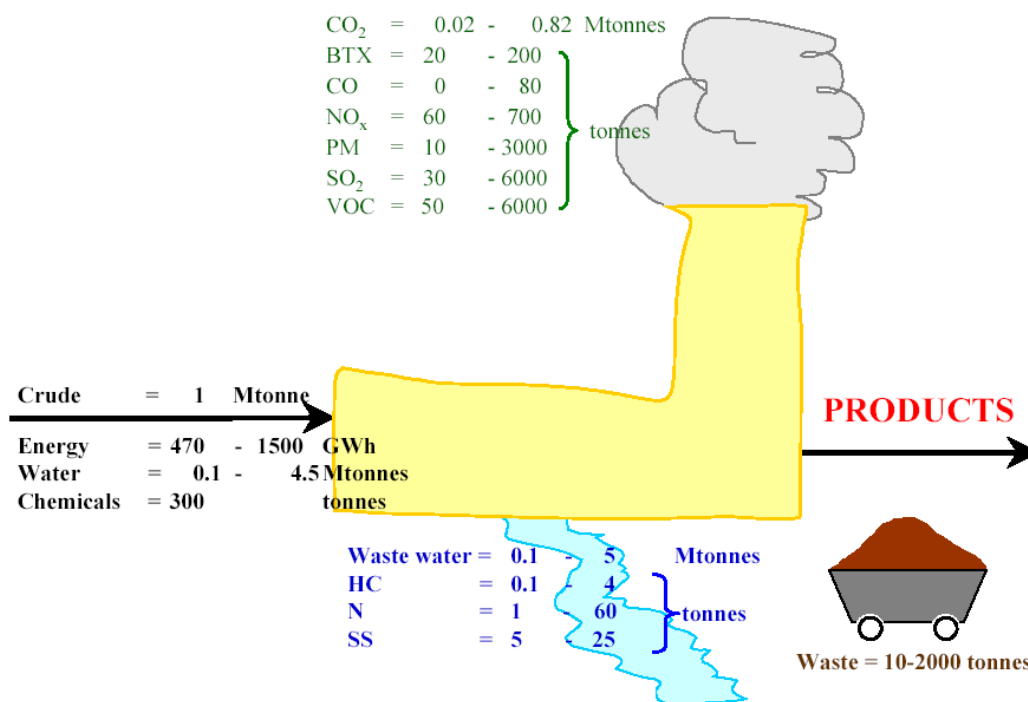


Figure 3.1 : Exemple d'émissions et de consommations spécifiques constatées dans les raffineries européennes

Note : les raffineries européennes varient entre 20 et moins de 0,5 Mt de pétrole brut par an. Les valeurs inférieures des fourchettes correspondent aux raffineries utilisant des techniques de réduction et réalisant une bonne performance environnementale, tandis que les valeurs supérieures se rapportent aux raffineries n'utilisant pas de techniques de réduction.

La Figure 3.1 ne présente que les principaux polluants générés par les raffineries, mais plus de 90 composés spécifiques ont été identifiés [108, USAEPA, 1995]. La grande majorité correspond à des polluants dans l'air. Le tableau suivant présente le compte environnemental des procédés de raffinerie. Le tableau suivant fournit un résumé de l'impact sur les différents milieux des différentes activités des raffineries.

Procédé/unité fonctionnelle	Compartiment environnemental						
	Air	Eaux usées	Déchets	Substances et énergie	Chaleur résiduaire	Bruit	Sécurité
Procédés fondamentaux							
Livraison	—	—	—	—	—	0	x
Chargement	x	—	—	—	—	x	x
Stockage	x	0	x	0	0	—	x
Fours de procédé	x	—	0	x	x	0	x
Procédés de séparation							
Unité de distillation atmosphérique du pétrole brut	x	x	0	x	x	0	x
Unité de distillation sous vide	x	x	0	x	x	0	x
Unité de séparation des gaz	x	0	0	0	0	0	x
Procédés de conversion							
Craquage thermique, viscoréduction	x	x	0	x	x	0	x
Cokéfactations retardée	x	x	x	x	x	x	x
Craquage catalytique	x	x	x	x	x	0	x
Hydrotraitement	x	x	x	x	x	0	x
Soufflage du bitume	x	x	x	x	x	0	x
Reformage	x	x	x	x	x	0	x
Isomérisation	x	x	x	x	x	0	x
Production de MTBE	x	x	x	x	0	0	x
Alkylation	x	0	x	x	0	0	x
Procédés de raffinage							
Procédés d'hydrodésulfuration	x	x	x	x	x	0	x
Adoucissement	x	x	x	x	0	0	x
Lavage du gaz	x	0	x	x	0	0	x
Production d'huile de lubrification	x	x	x	x	0	0	x
Extractions							
- avec solvants	x	0	0	x	0	—	x
- à tamis moléculaires	x	—	x	x	0	—	x
Autres procédés							
Installation au soufre	x	x	0	0	0	0	x
Torche	x	x	0	0	0	x	x
Tour de refroidissement	x	x	0	0	0	0	0
Traitement des eaux usées	x	x	x	x	0	—	0
Unités de mélange	x	x	0	0	0	—	x
Nettoyage des dégagements gazeux (unité de récupération des rejets gazeux)	x	x	x	0	0	0	x

X : compte élevé

0 : compte faible

— : très faible ou pas de compte

Tableau 3.1 : Compte environnemental des procédés de raffinerie

Source : [302, UBA Germany, 2000]

3.1.1 Niveaux de consommation actuels dans les raffineries

La capacité des installations de combustion dans une raffinerie varie largement, de moins de 10 à 200 mégawatts (MW_{th}). La capacité installée totale varie de plusieurs centaines à plus de 1 500 MW_{th} dans les plus grandes raffineries (ce qui équivaut à 1,7 à 5,4 GJ par tonne de pétrole brut traité). Cette capacité équivaut à une installation énergétique générale de 20 à 1 000 MW. Ces fourchettes dépendent fortement du degré d'intégration énergétique de la raffinerie, de sa complexité et de l'intégration des unités comme les installations de cogénération, d'huile lubrifiante et de pétrochimie.

L'eau et la vapeur sont utilisées dans les divers procédés de raffinerie pour assister, par exemple, le procédé de distillation ou le craquage des hydrocarbures et dans la purification, la trempe ou le stripping (vapeur). Les raffineries de pétrole utilisent des volumes relativement importants d'eau : dans les procédés ; au cours de la génération de vapeur et en particulier dans les systèmes de refroidissement. L'eau de lavage est utilisée dans un certain nombre de procédés, parmi lesquels le dessaleur est l'utilisateur le plus important et est aussi par conséquent le principal producteur d'eaux usées dans les raffineries pétrolières (à l'exception des raffineries d'huile de base). L'eau de lavage est aussi utilisée dans les systèmes de distillats de tête de nombreux procédés. Les vidanges des joints d'étanchéité de réservoir et de torche et l'eau de rinçage influencent la quantité et la qualité des flux d'eau de procédé. La

quantité d'eau utilisée dépend du type de raffinerie et du système de refroidissement utilisé. Elle varie de 0,01 à 5 tonnes par tonne de pétrole brut traité.

La quantité de produits chimiques dans une raffinerie s'élève à environ 300 tonnes par million de tonnes de pétrole brut traité.

3.1.2 Emissions dans l'air

Les principales émissions dans l'air émanant d'une raffinerie sont composées de CO₂, de SO_x, de NO_x, de COV et de particules (poussière, suie et métaux lourds associés (principalement du V et du Ni)). Cependant, le bruit, les odeurs, le H₂S, le NH₃, le CO, le CS₂, le benzène, le toluène, les dioxines, le HF et le HCl contribuent aussi aux émissions dans l'air. Elles émanent généralement de sources comme les cheminées des fours et des chaudières de procédé, les régénérateurs (FCC), les éléments individuels comme les joints d'étanchéité des soupapes et des pompes et, dans une moindre mesure, des cheminées de torche et d'incinérateur. Certains documents, déjà publiés, établissent les facteurs d'émission pour calculer des émissions dans l'air émanant des raffineries [208, USAEPA, 1996] [136, MRI, 1997].

Emissions de dioxyde de carbone

Quasiment tout le carbone présent dans le pétrole brut, une fois produit à partir du puits de pétrole, sera converti en CO₂ tôt ou tard. Une faible portion (< 3 - 10 %) du CO₂ sera convertie dans la raffinerie en produits commercialisables au cours du traitement du pétrole brut. Le reste sera converti en CO₂ une fois que les produits pétroliers raffinés seront vendus et sera ensuite consommé par divers secteurs de l'industrie et consommateurs privés. Les principales sources d'émissions du CO₂ sont les fours et les chaudières de procédé, les turbines à gaz, les régénérateurs de FCC, le réseau-torche et les incinérateurs. La fourchette d'émission de CO₂ est très étendue (de 28 500 à 1 120 000 t/an pour une raffinerie unique) et les émissions spécifiques varient de 0,02 à 0,82 tonne de CO₂ par tonne de pétrole brut traité. La figure suivante présente le tracé des émissions de CO₂ spécifiques émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de l'index de complexité de Nelson. Comme on peut le constater, la figure montre que les émissions spécifiques de CO₂ dépendent de la complexité de la raffinerie. Les raffineries plus complexes tendent à consommer plus d'énergie et donc à émettre plus de CO₂.

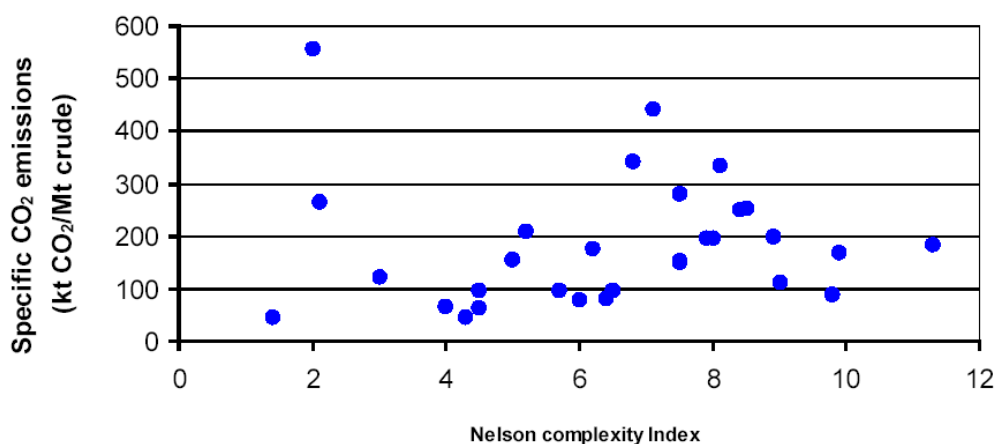


Figure 3.2 : Emissions spécifiques de CO₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de l'index de complexité de Nelson

Source : [268, TWG, 2001]

Emissions d'oxydes d'azote

Le terme NO_x ne se réfère, par convention, qu'au NO (oxyde nitrique) et NO₂ (oxyde d'azote). Du N₂O est également présent dans les gaz de combustion émanant des unités de FCC et de certaines RSC. Dans la majorité des procédés de combustion, le NO contribue à plus de 90 % du total de NO_x. Il est rapidement oxydé en NO₂ dans l'atmosphère. Par conséquent, les émissions de NO sont exprimées en NO₂.

Les procédés de combustion représentent la principale source de NO_x. Les principales sources d'émissions de NO_x sont les fours et les chaudières de procédé, les turbines à gaz, les régénérateurs de FCC et le réseau-torche. 60 à 70 % environ du NO_x d'une raffinerie proviennent de l'utilisation de combustibles dans les fours, les chaudières et les turbines à gaz. 16 % proviennent de l'unité de FCC, 11 % des moteurs et le reste des turbines à gaz et des systèmes à cycle combiné. Les émissions de NO_x

émanant des raffineries dépendent du type de combustible, de la teneur en azote ou en hydrogène du combustible, de la conception des équipements de la chambre de combustion et des conditions d'exploitation. Par conséquent, on peut s'attendre à de grandes différences de niveaux d'émission de NO_x entre les raffineries et même entre différentes installations de combustion dans la même raffinerie à différents moments. La fourchette des émissions de NO_x dans les raffineries varie de 50 à 5 000 tonnes par an. Les émissions spécifiques de NO_x varient de 60 à 500 tonnes de NO_x par million de tonnes de pétrole brut traité [101, World Bank, 1998]. La figure suivante présente le tracé des émissions de NO_x émanant de certaines raffineries européennes comme une fonction de l'index de complexité de Nelson. Comme on peut le constater, la figure ne montre pas que les émissions spécifiques de NO_x dépendent de la complexité de la raffinerie.

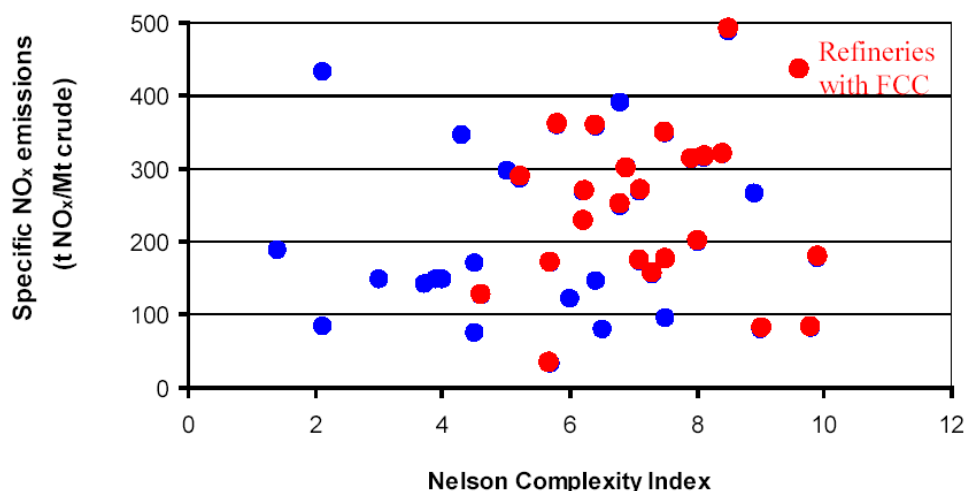


Figure 3.3 : Emissions spécifiques de NO_x émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de l'index de complexité de Nelson

Source : [268, TWG, 2001]

Comme mentionné plus haut, les unités de FCC génèrent des émissions de NO_x et représentent environ 16 % des émissions de NO_x dans les raffineries. Par conséquent, il est possible que les raffineries équipées de FCC émettent plus de NO_x que celles qui en sont dépourvues. Dans le graphique, les raffineries équipées d'une unité de FCC ont été représentées par des points rouges. Comme on peut le constater, la figure ne montre pas que les émissions spécifiques de NO_x dépendent de la présence ou non d'unité de FCC.

Les émissions spécifiques peuvent être transformées en concentrations si un facteur est calculé. Les données provenant de certaines raffineries européennes ont été compilées dans l'idée d'analyser le facteur entre les valeurs d'émissions spécifiques et de concentration. Les données compilées sont résumées dans le tableau suivant :

Capacité de la raffinerie (Mt)	Volume total des gaz de combustion ($10^9 \text{ Nm}^3/\text{an}$)	Volume spécifique des gaz de combustion ($10^9 \text{ Nm}^3/\text{an par Mt}$)	
15	22,173	1,48	
12,4	10,171	0,82	
10	11,9	0,84	Raffinerie fonctionnant au gaz
9,6*	6,2	1,55	Plus de combustible liquide
9,6*	6,6	1,46	
9,6*	7,4	1,30	
9,6*	9,9	0,97	Moins de combustible liquide
9	8,28	0,92	
9,0	9,2	0,98	
5	5,098	1,02	
4,5	5,535	1,23	
4,2	1,996	0,48	
2,5	0,866	0,35	
1,2	0,288	0,24	
Fourchette dans un pays de l'UE		1 – 1,5	

* Valeurs qui correspondent à la même raffinerie, mais pour des années différentes. La proportion de recirculation des gaz de combustion augmente à mesure qu'on descend dans le tableau.

Tableau 3.2 : Volume des gaz de combustion générés par les raffineries européennes**Source : [268, TWG, 2001]**

Comme ce tableau le montre, le volume spécifique des gaz de combustion est très variable. Cependant, il existe une corrélation selon laquelle les raffineries spécialisées (deux dernières lignes du tableau) tendent à présenter des valeurs inférieures. La moyenne pour les neuf autres raffineries est d'environ 1 et elle varie entre 0,48 et 1,55. Ce facteur dépend de la distribution du combustible (rapport gaz/combustible liquide comme le montre l'exemple en astérisque dans le tableau), de la composition du combustible, de la teneur en oxygène des gaz de combustion, etc., la fourchette est donc étendue. Cependant, on peut calculer, en prenant en compte ces valeurs, qu'une raffinerie émettant 200 tonnes de NO_x/Mt de pétrole brut traité peut émettre des gaz de combustion avec une concentration en NO_x de 130-420 mg/Nm^3 (moyenne : 200 mg/Nm^3).

Emissions de particules

Le problème majeur des émissions de particules (y compris les métaux lourds) réside dans leurs effets sur la santé. Les principales sources d'émission sont les fours/chaudières de procédé (principalement ceux fonctionnant avec du fioul lourd (liquide)), les régénérateurs de craquage catalytique, les installations de coke, les incinérateurs, le décokage et le soufflage de suie des fours et la torche. La fourchette d'émissions constatée dans les raffineries européennes varie de 100 à 20 000 tonnes de particules émises par an. La fourchette constatée des émissions spécifiques varie de 10 à 3 000 tonnes de particules par million de tonnes de pétrole brut traité. On peut atteindre la valeur d'émission inférieure dans les raffineries simples brûlant des quantités substantielles de gaz ou lorsque des dispositifs de dépoussiérage efficaces (DE, filtres à sacs) sont installés.

Les métaux lourds importants dans les pétroles bruts sont l'arsenic, le nickel et le vanadium (voir la Section 10.3). Le nickel et le vanadium sont enrichis dans les résidus au cours de la distillation et éliminés avec les particules par un DE ou des filtres en tissu après la combustion dans des fours ou après la régénération des catalyseurs par combustion. Le tableau suivant présente les données sur les émissions dans l'air du nickel et du vanadium émanant de deux raffineries de l'UE :

Capacité de la raffinerie (Mt)	Nickel		Vanadium	
	Charge spécifique (t/Mt)	Fourchette de concentration (mg/Nm ³)	Charge spécifique (t/Mt)	Fourchette de concentration (mg/Nm ³)
15,3	0,196	0,2 – 1,2	0,327	0,3 – 2,1
12,3	0,772	0,02 – 2,35	1,666	0,05 – 5,1

Emissions d'oxydes de soufre

L'émission de soufre dans l'atmosphère a longtemps constitué un problème pour les raffineries. Tous les pétroles bruts contiennent des composés de soufre. Par conséquent, lors de la combustion de combustibles de raffinerie, du SO₂ et du SO₃ seront émis. Une relation directe existe entre la teneur en soufre du combustible et la quantité de SO_x émis (par exemple, un combustible contenant 1 % de soufre génère un gaz de combustion avec 1700 mg/Nm³). Le soufre, qui n'est pas extrait des produits dans la raffinerie, restera dans les divers produits et sera consommé en SO_x par les divers utilisateurs finaux. La raffinerie en tant que consommateur de combustible pour satisfaire ses besoins en énergie, émet également du SO_x. Le gaz naturel ne contient normalement que des traces de composés de soufre.

Il existe des sources d'émissions continues et non continues de SO_x. Le nombre de sources peut varier d'une raffinerie à l'autre. Les principales sources d'émissions de SO₂ sont les fours/chaudières de procédé, les turbines à gaz, les unités de récupération du soufre, les régénérateurs de FCC, le réseau-torche, les incinérateurs, les opérations de décokage et les unités de traitement. La CONCAWE [49, CONCAWE, 1998] donne une distribution moyenne des émissions de SO_x de quelques 70 raffineries étudiées. Du fait, principalement, de l'utilisation de combustibles de raffinerie liquides dans les chaudières et les fours, 59,4 % des émissions de raffinerie de SO_x proviennent des procédés de génération. Les unités de FCC représentent 13,5 %, les unités de récupération du soufre 10,7 % et les autres sources diverses 11,4 %. Le tableau suivant présente les fourchettes constatées dans ces raffineries.

	SO ₂ dégagé exprimé en soufre (kt/an)	Pourcentage des émissions de SO ₂ de raffinerie (%)
Combustible brûlé dans les fours/chaudières	257	59 - 69
Unités de FCC	58	7 - 14
Unités de récupération du soufre	46	10 - 11
Torches	22	5 - 9
Divers	49	5 - 12
TOTAL	432	

Tableau 3.3 : Moyenne du SO₂ dégagé dans l'atmosphère par 70 raffineries et division des émissions de raffinerie totales à titre d'exemple pour les émissions de SO₂

Sources : Corinair W-Europe and CONCAWE report 3/98

Le rapport mentionné ci-dessus montre qu'en 1995, la concentration moyenne de SO₂ dans les raffineries européennes s'élevait à 1 350 mg/Nm³ et que les concentrations variaient de 226 à 2 064 mg/Nm³ de gaz de combustion. Certaines données sur les calculs moyens « selon la méthode globale » ont été incluses dans la Section 3.15. La fourchette des émissions annuelles varie de 49 à 10 000 tonnes par an et les émissions spécifiques varient de 30 à 6 000 tonne de SO₂ par million de tonnes de pétrole brut traité. Ce rapport montre aussi que, malgré des niveaux de soufre similaires dans le pétrole brut, des différences majeures existent entre les émissions de SO_x moyennes des raffineries. Pour compléter ces informations, les trois prochaines figures représentent les émissions de SO_x émanant de raffineries de l'UE sous forme de graphique. La figure suivante présente le tracé des émissions de SO₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de la capacité en pétrole brut. La figure montre que les plus grandes raffineries tendent à émettre plus de SO₂.

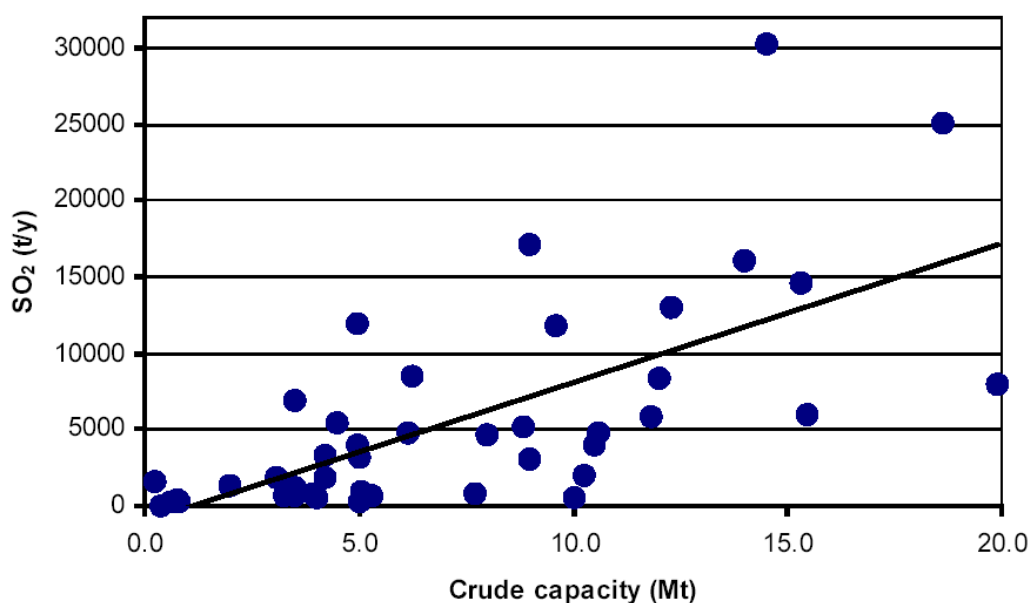


Figure 3.4 : Emissions de SO₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de la capacité en pétrole brut
Sources : [268, TWG, 2001]

Cependant, si les émissions de SO₂ sont divisées par la capacité de la raffinerie, la figure ne prouve pas que les émissions spécifiques de SO₂ dépendent de la capacité en pétrole brut. La figure suivante présente les résultats pour les raffineries de l'illustration ci-dessus.

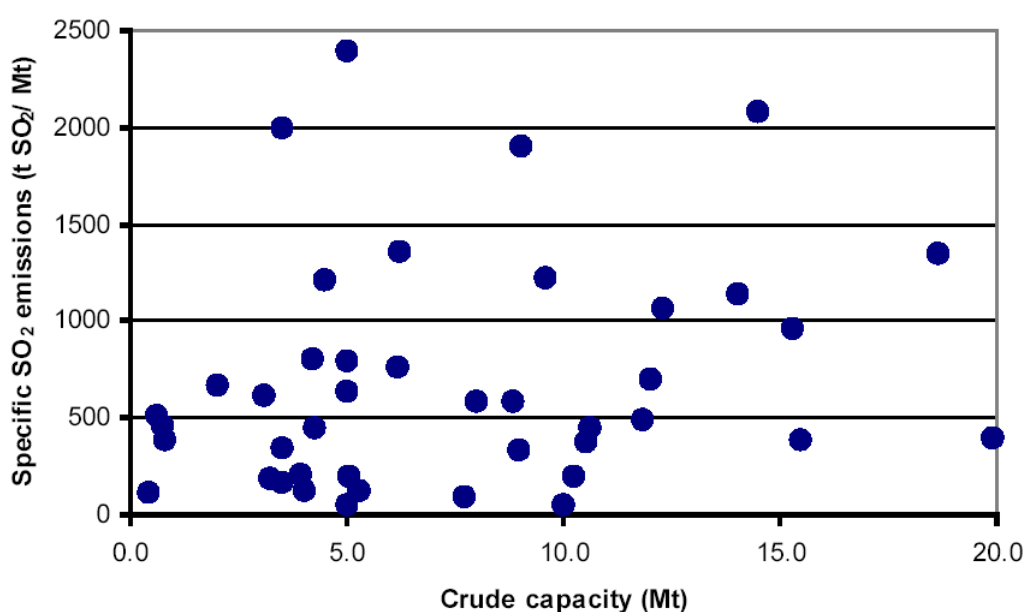


Figure 3.5 : Emissions spécifiques de SO₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de la capacité en pétrole brut
Source : [268, TWG, 2001]

Aucune corrélation n'est constatée lorsque les émissions spécifiques de SO₂ sont comparées à l'index de complexité de Nelson. Comme on peut le constater, la figure ne montre pas que les émissions spécifiques de SO₂ dépendent de la complexité de la raffinerie.

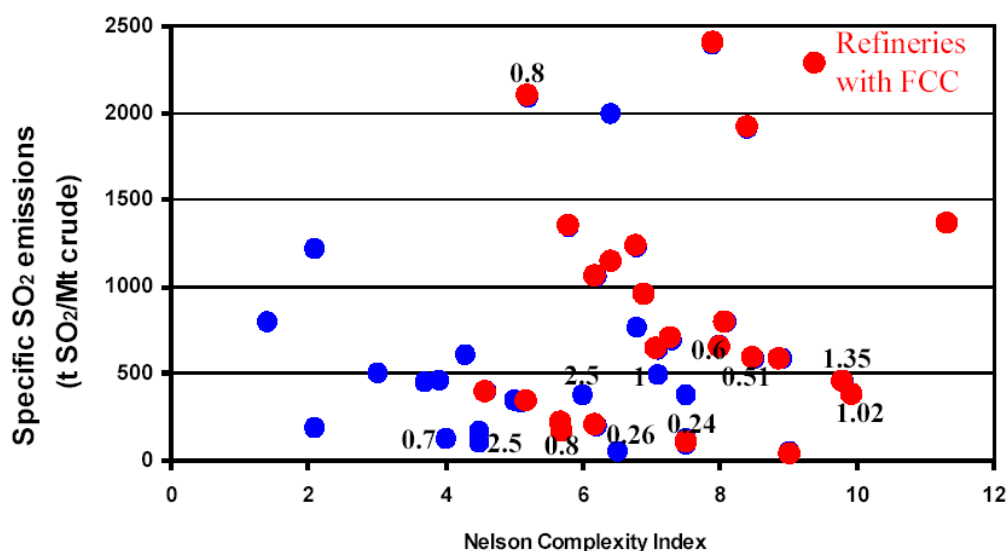


Figure 3.6 : Emissions spécifiques de SO₂ émanant de certaines raffineries européennes comme fonction de l'index de complexité de Nelson

Source : [268, TWG, 2001]

Comme cela a été mentionné au début de cette section, le FCC contribue à hauteur de 7 à 14 % aux émissions de SO₂ dans une raffinerie. Il est probable que les raffineries équipées d'unités de FCC tendent à émettre plus de SO₂ que les raffineries dépourvues d'unités de FCC. Cependant, les points rouges du tracé ci-dessus n'indiquent pas que les raffineries équipées d'unités de FCC tendent à émettre plus de SO₂. Une autre variable avancée pour expliquer le comportement des émissions de SO₂ dans les raffineries est la teneur en soufre du pétrole brut traité. Les chiffres de la figure ci-dessus montrent que les raffineries présentant une teneur en soufre similaire du pétrole brut qu'elles traitent (par exemple 0,8 %) peuvent présenter des différences élevées d'émissions spécifiques. De plus, la figure ne prouve aucune corrélation. Cela renforce également la conclusion du rapport de la Concawe qui montre que, malgré des niveaux de soufre similaires dans le pétrole brut, des différences majeures existent entre les émissions de SO_x moyennes des raffineries.

Le Tableau 3.4 présente le développement historique de la distribution de production de soufre dans les raffineries européennes. Il fournit également le pourcentage de récupération du soufre moyen dans les raffineries d'Europe de l'Ouest, qui est passé d'environ 10 % à la fin des années 70 à plus de 36 % de nos jours. Ce tableau montre que les réductions de soufre réalisées dans les produits pétroliers (appelé S dans les combustibles) vendus aux clients ne se reflètent pas dans les émissions de soufre directes émanant des raffineries, qui sont restées stables.

Année	1979	1982	1985	1989	1992	1995
Débit de pétrole brut	680 000	494 000	479 000	527 000	624 000	637 000
S dans le pétrole brut, % p/p	1,45	1,28	0,98	1,10	1,06	1,03
S dans le pétrole brut	9 860	6 323	4 694	5 797	6 615	6 561
S récupéré	1 023	1 108	1 090	1 767	1 782	2 370
S récupéré, % p/p	10,4	17,5	23,2	30,5	26,9	36,1
SO _x émis par les raffineries comme S	884	772	526	525	523	563
S présent dans les combustibles	8 945	4 786	3 439	3 380	3 364	2 625

Tableau 3.4 : Evolutions de la distribution de soufre dans les raffineries d'Europe de l'Ouest (données en kt/an)

Source : [49, CONCAWE, 1998]

Le Tableau 3.5 montre que, depuis 1985, le soufre récupéré dans les raffineries a augmenté, ce qui traduit la hausse constante de la capacité de récupération du soufre des raffineries européennes. Cela se traduit également par la baisse de la teneur en soufre des produits pétroliers quittant les raffineries. Cependant, le Tableau 3.5 indique aussi que, depuis 1985, les émissions directes de SO_x émanant des raffineries européennes ont été stables. Cela prouve qu'en moyenne, les réductions des émissions de SO₂ sont clairement en retard par rapport aux réductions de soufre réalisées dans les produits pétroliers vendus aux clients des raffineries.

Catégorie de production de soufre	% d'apport de S 1979	% d'apport de S 1982	% d'apport de S 1985	% d'apport de S 1989	% d'apport de S 1992	% d'apport de S 1995
S émis par une raffinerie comme SO ₂	9 ¹⁾	12,2	9,1	8,0	7,9	8,6
S dans les distillats	}	}	9,9}	10,7}	14,2}	11,5}
S dans le fioul	} 75 ¹⁾	} 63,5	41,5} 60,0	30,3} 51,5	25,8} 51,1	16,8} 40,1
S dans les FS	}	}	8,6}	10,5}	11,1}	11,8}
S émis comme SO₂	84¹⁾	75,7	69,1	59,5	59,0	48,7
S fixé dans les produits spéciaux ²⁾	6 ¹⁾	10 ¹⁾	11,9	13,2	13,5	14,6
S récupéré	10	14,7	19,0	26,9	27,1	36,3
S retenu	16	24,7	30,9	40,1	40,6	50,9
TOTAL	100,0	100,0	100,0	99,6	99,6	99,6
Notes : (% p/p du total)						
¹⁾ : les chiffres pour l'année 1979 tirés du premier rapport de la CONCAWE (1979) ne sont pas précis.						
²⁾ : Intermédiaire chimique (naphta), bitume, coke, huile de lubrification.						
L'apport en soufre total s'élevait à 6,56 Mt en 1995.						

Tableau 3.5 : Evolution historique de la distribution de production de soufre dans l'industrie du raffinage européenne

Source : [115, CONCAWE, 1999]

Le Tableau 3.5 présente l'évolution du bilan de soufre dans les raffineries européennes de 1979 à 1995. Il indique qu'en 1995, 36,3 % des 6,56 millions de tonnes d'apport de soufre ont été récupérés comme soufre élémentaire et que 8,6 % ont été émis comme SO₂ par la raffinerie. Environ 50 % p/p ont été émis comme SO₂ lors de la combustion des produits pétroliers, tandis que 14,6 % p/p ont été accumulés dans des produits non combustibles, comme les intermédiaires de bitume, d'huiles de lubrification, de coke et de produits chimiques. Ces derniers composés peuvent, dans une certaine mesure, être brûlés ou peuvent finir leur vie sous forme de déchets solides ou liquides et, par conséquent, pourraient contribuer aux émissions dans l'air, l'eau et le sol. L'évolution historique est clairement celle d'une baisse constante des niveaux de soufre dans les produits pétroliers et d'une hausse également constante du soufre récupéré dans la raffinerie. La baisse des niveaux de soufre dans les produits pétroliers est partiellement le résultat d'une législation nationale et européenne plus stricte, en particulier en ce qui concerne les distillats moyens. La majeure partie de la baisse est le résultat de changements dans la demande en fioul.

Emissions de composés organiques volatiles

Composés organiques volatiles (COV) est le terme générique s'appliquant à tous les composés contenant du carbone organique, qui s'évaporent à température ambiante et contribuent à la formation de « brouillard d'été » et de nuisances olfactives. On peut calculer ou mesurer directement les pertes de COV (des divergences dans les chiffres d'émission des deux méthodes sont constatées dans de nombreux cas. Certaines données sur ces émissions sont fournies dans la Section 3.26 sur le Contrôle). Les principales sources de COV émanant des raffineries sont les événements, les torches, le soufflage d'air, les systèmes de purge de déconcentration, les émissions fugaces émanant des systèmes de canalisation, les systèmes d'eaux usées, les réservoirs de stockage (ventilation du réservoir), les systèmes de chargement et de déchargement, le stockage et la manipulation. Les sources d'émissions diffuses (fugaces) de COV comme les joints d'étanchéité (uniques) des pompes, des compresseurs, des soupapes et des brides et les fuites de canalisation et d'équipements peuvent contribuer à hauteur de 20 à 50 % aux émissions de COV totales. La fourchette des émissions constatée dans les raffineries européennes (y compris les entrepôts de stockage) varie de 600 à 10 000 tonnes de COV émises par an. La fourchette des émissions spécifiques constatée est de 50 à 6 000 tonnes de COV par million de tonnes de pétrole brut traité.

Certains déversements accidentels peuvent être de nature continue et provenir par exemple de fuites au niveau des joints d'étanchéité des pompes ou des fouloirs de soupapes. Les fuites de canalisations ou autres, qui sont de nature unique, peuvent provenir de pannes d'équipement, du débordement des réservoirs et du débordement de véhicules routiers ou ferroviaires. Les émissions fugaces émanant des équipements de procédé représentent la source unique la plus importante de COV émis dans l'atmosphère par une raffinerie et peuvent fréquemment représenter 50 % des émissions totales. Les émissions fugaces incluent les émissions qui se produisent à partir d'éléments comme les joints d'étanchéité, les brides, les événements et les extrémités ouvertes des soupapes, des pompes et des compresseurs. On considère que les soupapes représentent environ 50 à 60 % des émissions fugaces. De plus, la majeure partie des émissions fugaces ne provient que d'une petite fraction des sources (par exemple, moins de 1 % des soupapes dans l'unité gaz/vapeur peut représenter plus de 70 % des émissions fugaces d'une raffinerie). Certaines soupapes auront une probabilité de fuir plus importante que d'autres, par exemple :

- les soupapes qui sont fréquemment actionnées, comme les soupapes de contrôle, peuvent s'user plus rapidement et permettront à des chemins d'émissions de se développer. Cependant, les soupapes de contrôle plus récentes, à faible fuite, permettent une bonne performance de contrôle des émissions fugaces
- les robinets à tige montante (les vannes-portes, les soupapes à boulet) sont susceptibles de fuir plus fréquemment que les robinets à commande quart de tour comme les robinets à tournant sphérique et conique.

Les facteurs influençant ces dégagements d'hydrocarbures sont la conception des équipements, la qualité du système d'étanchéité, le programme de maintenance et les propriétés du contenu de la chaîne. Des conceptions plus médiocres (avec des tolérances plus élevées), de mauvais systèmes d'étanchéité (comme des garnitures de vanne susceptibles de fuir) et une maintenance limitée entraîneront des émissions plus élevées. On peut estimer ces émissions en utilisant les facteurs du Tableau 3.6.

On peut, par exemple, estimer, en utilisant la méthode de l'agence de protection de l'environnement des Etats-Unis, qu'une pompe pour liquide léger qui présente une émission mesurée variant de 1 001 à 10 000 ppm, a un facteur d'émission de 33,5 g/h. D'autres méthodes ont été appliquées pour calculer les émissions fugaces des raffineries. Il s'agit de la méthode d'adsorption et de la méthode DIAL (voir la Section 3.26). Le Tableau 3.7 présente les facteurs d'émissions mesurés en utilisant cette dernière méthode.

Source d'émissions	Facteur d'émission en (g/(h.source)) pour des valeurs mesurées en ppm v/v dans les trois fourchettes suivantes		
Fourchette d'émission (ppm v/v)	0 – 1 000	1 001 – 10 000	> 10 000
Soupapes pour gaz ou vapeur	0,14	1,65	45,1
Soupapes pour liquides avec $V_p > 0,3$ kPa (liquide léger)	0,28	9,63	85,2
Soupapes pour liquides avec $V_p < 0,3$ kPa (liquide lourd)	0,23	0,23	0,23
Pompes pour liquides légers	1,98	33,5	437
Pompes pour liquides lourds	3,80	92,6	389
Compresseurs	11,32	264	1 608
Soupapes de sûreté pour gaz	11,4	279	1691
Brides	0,02	8,75	37,5
Soupapes à extrémité ouverte	0,13	8,76	12,0

Tableau 3.6 : Facteurs d'émission selon la méthode de l'agence de protection de l'environnement des Etats-Unis stratifiée pour l'évaluation des émissions fugaces

Procédé	Emissions de COV (t/an)
Port de pétrole brut	260
Station d'épuration	400
Port de produit	815
Zone de procédé	1 000
Zone de réservoir	1 820
TOTAL	4 295

Tableau 3.7 : Emissions de COV émanant d'une raffinerie d'une capacité de 10Mt/an
Source : [107, Janson, 1999]

Autres émissions dans l'air

Les autres polluants pris en compte sont le monoxyde de carbone (fours/chaudières de procédé, turbines à gaz, régénérateurs de craquage catalytique, réseau-torche, incinérateurs, événements froids), le méthane (stockage et manipulation (chargement), événements froids et fuites) et le halon des équipements de lutte contre l'incendie. Le bruit, le H_2S , le NH_3 , le CS_2 , les dioxines et le HF contribuent aussi aux émissions dans l'air émanant d'une raffinerie.

Le mercure et les composants de l'arsenic sont volatiles et sont, dans une certaine mesure, émis avec les gaz propres. Une partie de ces composés réagit avec le matériau ou le dépôt de l'installation sur les catalyseurs dans les réacteurs des installations de conversion. Par conséquent, des couches protectrices sont utilisées pour intercepter les poisons catalytiques.

Les torches, les compresseurs, les pompes, les turbines et les refroidisseurs d'air requièrent une attention particulière en matière de sources de bruit.

Les odeurs dans une raffinerie sont principalement créées par des composés de soufre comme le H_2S , les mercaptans mais aussi par certains hydrocarbures (comme les composés aromatiques). Les principales sources d'odeur dans les raffineries sont le stockage (par exemple des pétroles bruts acides), la production de bitume, l'eau de dessalement, les égouts, la flottation à l'air dissous, le biotraitement et le brûlage à la torche.

3.1.3 Emissions dans l'eau

Les eaux usées consistent en eau de refroidissement, eau de procédé, eau d'assainissement et eau de ruissellement. La quantité des eaux usées générées et leurs caractéristiques dépendent de la configuration du procédé. Les eaux usées sont traitées dans des infrastructures de traitement des eaux usées sur place, puis déversées. Les flux d'eau et de purge de déconcentration provenant des opérations de raffinerie peuvent être pollués par des gaz dissous, des matières solides et des hydrocarbures dissous et en suspension. L'eau peut aussi être polluée par des gaz dissous dans le procédé, des composés qui pourraient être toxiques et/ou donner à l'eau une odeur désagréable. Presque tous les procédés de raffinerie sont équipés d'injection de vapeur pour renforcer les procédés de distillation ou de séparation. Cela entraîne une production d'eau acide (contenant de l'ammoniac, du sulfure d'hydrogène et des

hydrocarbures). L'eau acide doit être strippée avant un traitement supplémentaire ou une réutilisation comme eau de lavage.

En fonction du climat prévalant, les eaux de ruissellement ou de pluie peuvent aussi générer un flux d'effluent significatif dans les raffineries. L'eau de pluie peut entrer en contact avec des surfaces potentiellement polluées par des hydrocarbures (« ruissellement d'eau de surface »). Il faut prendre en compte les aspects liés à l'effet de l'eau de pluie sur la quantité et la qualité de l'eau d'effluent et aux problèmes des déversements d'eau dans les eaux douces continentales ou dans la mer. Occasionnellement, l'eau de ballastage provenant des transporteurs de pétrole brut et d'autres navires ou barges de mer transportant des produits pétroliers est aussi traitée dans les raffineries. De plus, les eaux-vannes et l'eau de lutte contre l'incendie sont des sources d'eaux usées qui nécessitent toutes une attention et un contrôle qualité avant de décider du traitement, du déversement direct et/ou d'une réutilisation potentielle.

Certains paramètres d'émission de l'eau sont le pH, les matières solides dissoutes, les matières en suspension, le carbone organique total, l'azote total, le phosphore total, la DCO, la DBO, le H₂S, le NH₃, les hydrocarbures, les composés aromatiques (BTX), les phénols, le sel, l'AOX, les mercaptans, les cyanures, le MTBE, le fluorure, les HAP, les métaux lourds, la température, la conductivité, les bactéries et la toxicité pour les poissons. A titre de guide général, 0,1 à 5 m³ d'eaux usées environ (eaux usées du procédé, eau de refroidissement et eaux-vannes) par tonne de pétrole brut sont générés lorsque l'eau de refroidissement est recyclée.

Le déversement des substances mentionnées ci-dessus dépend des mesures préventives « relatives au procédé » (bon entretien, réutilisation) et de la présence et des normes techniques des infrastructures de traitement des eaux usées. Le Tableau 3.8 présente les principaux polluants d'eau de procédé et/ou les paramètres d'eaux usées classiques pertinents pour le procédé de raffinage dans son ensemble et avant toute étape de purification.

	Hydrocarbures	H ₂ S (RSH)	NH ₃ (NH ₄ ⁺)	Phénols	DBO DCO COT	CN- (CNS-)	Matières en suspension
Unités de distillation	XX	XX	XX	X	XX	-	XX
Hydrotraitement	XX	XX(X)	XX(X)	-	X(X)	-	-
Viscoréduction	XX	XX	XX	XX	XX	X	X
Craquage catalytique	XX	XXX	XXX	XX	XX	X	X
Hydrotraitement	XX	XXX	XXX	-	X	-	-
Huile de lubrification	XX	X	X	-	XX	-	-
Solution caustique usée	XX	XX	-	XXX	XXX	X	X
Eau de ballastage	-(x)	-	-	X	X	X	X
Utilités (pluie)	-	-	-	-	X	-	-
Sanitaire/domestique		-	X	-	X	-	XX
Légende : X = < 50 mg/l,, XX = 50 - 500 mg/l, XXX = > 500 mg/l							

Tableau 3.8 : Concentrations représentatives des polluants dans des effluents classiques de raffinerie avant traitement

Source : [115, CONCAWE, 1999]

Le Tableau 3.9 présente la composition et les moyennes annuelles des effluents d'eau provenant des raffineries européennes.

Paramètres (en mg/l)	Composition après pré-traitement par PAP, déshuileur à lame ondulée, SEA		Composition des effluents annuelle moyenne des installations d'eaux usées	Charge spécifique (t/Mt d'intermédiaire)
	Moyenne	Maximum		
Fourchette de pH (unité pH)	7	10	6 - 9	
Fourchette de température (°C)	25	45	10 – 35	
Hydrocarbures	40	100	0,05 – 9,8	0,01 – 4,5
DCO	300	700	30 – 225	3 - 125
DBO ₅	150	400	2 - 50	0,5 - 25
Matières en suspension	10 - 20	75	2 – 80	1 - 50
Phénols	12	40	0,03 – 1,0	0,01 – 0,25
Sulfures	5	15	0,01 – 1,0	
Azote Kjeldahl	25	50	5 - 35	
Total N	25	50	1,5 - 100	1 – 100
Phosphates	5	20	0,1 – 1,5	
MTBE ¹⁾	0 - 3	15	< 1	
Fluorure ^{1) 2)}	0 - 30	60	1 – 20	
Cyanures ¹⁾	0 - 3	5	0,03 – 1,0	
HAP (Borneff)	0,1	0,5	0,005 – 0,05	
Benzopyrène		0,01 – 0,1	< 0,05	
BTEX	5	10	< 0,001 – 3	
Benzène		10	< 0,001 – 1	
Métaux lourds	1	2	0,1 – 1,0	
Chrome		100	0,1 – 0,5	
Plomb		10	0,2 – 0,5	
Notes :				
¹⁾ dépend de la présence ou non d'unités pertinentes dans la raffinerie				
²⁾ déversement mesuré dans une raffinerie				

Tableau 3.9 : Charge et composition annuelles moyennes classiques des effluents/affluents de raffinerie

Sources : [118, VROM, 1999], [261, Canales, 2000], [101, World Bank, 1998], [293, France, 2000]

La quantité de pétrole déversée est généralement exprimée en gramme de pétrole par tonne de débit de raffinerie. La majorité des raffineries européennes respectent déjà la norme de la Commission Oslo/Paris de 3 grammes de pétrole/tonne de débit de raffinerie.

3.1.4 Génération de déchets

Les raffineries génèrent aussi des déchets solides et des boues dans une fourchette de 0,01 à 2 kg par tonne de pétrole brut traité (avant traitement des déchets). Selon la Banque Mondiale, 80 % de ces déchets solides peuvent être jugés dangereux du fait de la présence de composés organiques et de métaux lourds toxiques [101, World Bank, 1998].

Un rapport [82, CONCAWE, 1995] a traité de la génération de déchets de raffinerie, représentant la situation des déchets de raffinerie européenne en 1993 (voir Tableau 3.10). Une décomposition globale des déchets générés dans une raffinerie est : 45 % de boues, 35 % de déchets hors raffinage et 20 % d'autres déchets de raffinerie. Dans le million de tonnes de déchets identifié en Europe en 1993, 39,9 % furent placés dans des décharges, 21,4 % furent recyclés ou réutilisés, 14,9 % furent incinérés avec récupération d'énergie, 8,4 % furent incinérés sans récupération d'énergie, 4,9 % furent soumis à un épandage contrôlé, 1,7 % furent utilisés comme combustible alternatif et le reste (0,6 %) fut envoyé vers des voies d'élimination non identifiées [82, CONCAWE, 1995].

Les **boues** proviennent de diverses sources comme les résidus de réservoirs de produits et de pétrole brut, les dessaleurs, les unités d'alkylation, la préparation de l'eau d'alimentation de chaudière, les unités de traitement biologique, le nettoyage des ensembles et des équipements d'échangeur de chaleur, les déversements d'huile et la réhabilitation du sol. En termes de volume, les boues huileuses représentent la catégorie la plus importante de déchets de raffineries. Cela est en partie dû à la présence d'eau et de

sédiments dans le pétrole brut, qui peut varier d'un pétrole brut à l'autre. La production de boue biologique n'est réalisée que si une raffinerie est équipée d'une unité de traitement biologique.

Les **autres déchets** sont générés par de nombreux procédés de raffinerie, par les opérations de manipulation du pétrole et par le traitement des eaux usées. Des déchets dangereux ainsi que des déchets non toxiques sont générés. Les catalyseurs usés proviennent des reformeurs, des craqueurs catalytiques, des hydrotraitements, de l'hydrodémétallisation, de l'hydrodésulfuration et des unités d'hydrotraitement. La régénération des catalyseurs est une technique bien établie.

Le Tableau 3.10 présente le pourcentage de déchets par groupe.

Type de déchets	Pourcentage (% p/p)
Boues	
Boues de PAP/flottation à l'air/FIA	41,8
Boue biologique de la station d'épuration	30,2
Boue de la préparation d'eau fraîche bouillante	13,0
Boue des résidus de réservoirs	7,1
Boues diverses	6,7
Boue de dessaleur	0,8
Boue d'alkylation acide	0,3
Déchets hors raffinage (déchets de construction/démolition et domestiques)	
Domestiques	43,8
Moellon	41,9
Déchets de métaux	14,3
Production d'autres déchets de raffinerie	
Sol pollué	26,3
Catalyseur d'unité de FCC	19,4
Autres déchets	15,5
Déchets huileux divers	8,9
Cendre d'incinérateur	6,0
Solution caustique usée	6,0
Autres catalyseurs	4,7
Catalyseur de désulfuration	3,2
Argile usée	2,7
Paraffine brute de réservoir	2,4
Sorbants	1,9
Désulfuration des gaz de combustion	1,3
Produits chimiques usés	1,2
Catalyseur de reformeur	0,4
Goudron acide	0,2

Tableau 3.10 : Pourcentage de chaque type de déchets dans une raffinerie

Source : CONCAWE

3.2 Alkylation

Cette section contient des données sur la consommation et les émissions générées par les procédés d'alkylation.

Consommations

Le Tableau 3.11 présente un résumé des consommations d'utilité et de produits chimiques de deux techniques actuellement utilisées dans les procédés d'alkylation.

Valeurs par tonne d'alkylat produit	Techniques d'alkylation	
	Acide sulfurique	Fluorhydrique
Utilités		
Electricité (kWh)	4	20 - 65
Combustible (MJ)	n.d.	1 000 – 3 000
Vapeur (kg)	830	100 – 1 000
Eau de refroidissement (m ³) ($\Delta T = 11\text{ }^{\circ}\text{C}$)	72	62
Eau industrielle (m ³)	0,08	
Produits chimiques		
Acide frais (kg)	78 - 120	1,15
Solution caustique (comme 100 % du NaOH) (kg)	0,41	0,57
Chaux	n.d.	n.d.
Note : La consommation de AlCl_3 et de CaCl_2 sans eau dépend des conditions d'exploitation (teneur en eau des réactions de charge et parallèles)		

Tableau 3.11 : Estimation de la consommation d'utilités et de produits chimiques pour diverses techniques d'alkylation

Sources : [166, Meyers, 1997], [118, VROM, 1999], [261, Canales, 2000]

Emissions

Les tableaux suivants résument les émissions générées par les procédés d'alkylation. [108, USAEPA, 1995]

Polluant de l'air	Acide sulfurique	Fluorhydrique
CO_2 , SO_2 , NO_x et autres polluants provenant des fours *	Provenant des fours de réchauffement de la colonne	Provenant des fours de réchauffement de la colonne
Hydrocarbures	Peuvent être libérés lors des opérations de surpression, de stockage, de manipulation, lors des déversements et des émanations d'émissions fugaces et déversements d'eau et de déchets	Peuvent être libérés lors des opérations de surpression, de stockage, de manipulation, des déversements et des émanations d'émissions fugaces et déversements d'eau et de déchets.
Halogènes	n.d.	Des composés de fluorure peuvent être libérés par les surpressions, les gaz de ventilation et les déversements.
Odeurs	n.d.	Les hydrocarbures solubles dans l'eau peuvent être libérés par les bassins d'aspersion d'arrêt du procédé au cours des travaux de maintenance, en particulier lors du détartrage des canalisations transportant le fluorure d'hydrogène. Cette opération peut être odorante.

* Les émissions émanant de ces procédés de combustion sont traitées de façon intégrée dans la Section 3.10.

Tableau 3.12 : Emissions dans l'air générées par les procédés d'alkylation

Paramètre de l'eau	Sulfurique	Fluorhydrique
Eaux usées	Les eaux usées produites dans les procédés d'alkylation ont un faible pH, des matières en suspension, des matières dissoutes, une DCO, du H ₂ S et de l'acide usé.	
Hydrocarbures	n.d.	HC provenant des drains de séparateur (ballon-tampon, accumulateur, sécheur) et des déversements, et de l'effluent acide contenant des chlorures et fluorures dissous et en suspension provenant du puits de décantation ou des bassins d'aspersion d'arrêt du procédé.
Acide	Acide sulfurique	Les effluents provenant des épurateurs HF s'élèvent à 2 – 8 m ³ /h avec une composition min/max de 1 000 – 10 000 ppm de F ; et de 10 – 40 ppm de F après traitement à la chaux.

Tableau 3.13 : Eaux usées générées par les procédés d'alkylation

Déchets solides	Sulfurique	Fluorhydrique
Boue	n.d.	Flux de 7 à 70 kg de boue par kg de HF utilisé (teneur en matières sèches de 3 à 30 %)
Hydrocarbures	La boue générée par le procédé de neutralisation contient des hydrocarbures. Les produits de polymérisation dissous sont éliminés de l'acide sous forme d'huile épaisse et foncée.	HC provenant des tamis moléculaires usés, des lots de carbone et des hydrocarbures solubles dans l'acide. Les boues générées par le procédé de neutralisation contiennent des hydrocarbures. Les produits de polymérisation dissous sont éliminés de l'acide sous forme d'huile épaisse et foncée.
Produits acides dans la boue	La boue générée par le procédé de neutralisation contient des acides sulfuriques.	Les fluorures non organiques (Na/KF) et les chlorures provenant des étapes de traitement. Les boues générées par le procédé de neutralisation contiennent du CaF ₂ .
Halogénures	n.d.	La composition de la boue est de 10 – 40 ppm de F après traitement à la chaux

Tableau 3.14 : Déchets solides générés par les techniques d'alkylation

3.3 Production d'huile de base

Cette section donne les valeurs de consommation et d'émission constatées dans les raffineries européennes. Ces valeurs sont fournies pour chaque procédé de production d'huile de base identifié.

Désasphaltage

Consommation

Un complexe d'huile de base lubrifiante à base de solvant classique est intensif en énergie. La principale raison est la grande quantité de chaleur requise pour évaporer les solvants et pour les séparer des flux de raffinats et d'extrait. Les pertes de solvant sont généralement de l'ordre de 1 % malgré une récupération intensive de solvants. Dans la méthode de tour, par exemple, quatre à huit volumes de propane alimentent le fond de la tour pour chaque volume de charge descendant du haut de la tour. Les figures ci-dessous fournissent un exemple des exigences en utilités d'une unité d'absorption de désasphaltage au solvant (ADS).

	Données correspondant à 1 000 tonnes d'intermédiaires
Combustible	136 - 150 MWh
Puissance	12,2 - 21 MW
Vapeur	166 - 900 tonnes
Eau de refroidissement	Nul (refroidissement de l'air maximum)

Tableau 3.15 : données de consommation des unités de désasphaltage

Sources : [166, Meyers, 1997], [261, Canales, 2000]

Emissions

<i>Air</i>	<i>Eaux usées</i>	<i>Déchets solides</i>
Les émissions dans l'air peuvent provenir des émissions fugaces de solvant et des événements de procédé.	L'étape de récupération du solvant occasionne une eau polluée par le solvant, qui est généralement acheminée vers la station d'épuration.	Peu ou aucun déchet solide généré.
Gaz de cheminée de réchauffeur (dans la Section 3.10).	Composant de pétrole	

Extraction aromatique

Consommations

Utilités, classique par m ³ d'intermédiaire		
Combustible absorbé	862	MJ
Electricité	5	kWh
Vapeur	8	m ³
Refroidissement de l'eau ($\Delta T = 14\text{ °C}$)	12,5	m ³

Tableau 3.16 : données de consommation des unités d'extraction aromatique

Source : [212, Hydrocarbon processing, 1998]

Emissions

<i>Air</i>	<i>Eaux usées</i>	<i>Déchets solides</i>
Les émissions fugaces de COV de solvant peuvent provenir du furfural et du NMP à partir de leurs réservoirs de stockage.	La quantité totale d'eau de procédé se situe autour de 2 – 4 m ³ par tonne de produit, contenant environ 15 à 25 ppm de furfural et 10 à 15 ppm de NMP.	Peu ou aucun déchet solide généré.
Les gaz de combustion émanant du réchauffeur (dans la Section 3.10).	Le flux d'eau quittant la colonne de fractionnement contiendra probablement certains hydrocarbures et solvants.	

Source : [118, VROM, 1999]

Unité d'hydrogénation sous haute pression

Utilités, classique par kt d'intermédiaires		
Combustible	11,5	t
Electricité	26	kWh
Consommation de vapeur nette *	200	t
Refroidissement de l'eau ($\Delta T = 14^\circ C$)	110	m ³

* (50 % sont récupérés sous forme de condensats)

Tableau 3.17 : Consommation d'utilité classique d'une unité d'hydrogénation sous haute pression

Déparaffinage du solvant**Consommations**

Les exigences en utilités dans ce procédé et des extractions aromatiques sont :

Combustible (MJ/t)	Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, T=10°C)
1 000 – 1 300	60 - 160	300 - 800	10 - 20

Tableau 3.18 : Consommation d'utilité classique des unités de déparaffinage du solvant et d'extraction aromatique

Sources : [118, VROM, 1999], [261, Canales, 2000]

Emissions

<i>Air</i>	<i>Eaux usées</i>	<i>Déchets solides</i>
Les COV peuvent provenir de l'extraction de vapeur de solvant des filtres à paraffine et des émissions fugaces. Les émissions fugaces de COV de solvant peuvent provenir du MEC/toluène à partir de leurs réservoirs de stockage. Les gaz de combustion émanant du réchauffeur (dans la Section 3.10).	L'étape de récupération du solvant occasionne une eau polluée par le solvant, qui est généralement acheminée vers la station d'épuration. Des hydrocarbures, des composés sulfuriques et des composés organiques provenant des déversements et des fuites, et des composés organiques provenant des eaux de procédé des opérations de récupération de solvant peuvent potentiellement être libérés dans l'eau. Les eaux usées contiennent 1 à 3 ppm de MEC/toluène.	Peu ou aucun déchet solide généré.

Hydrofinissage**Consommations**

Les besoins d'utilité pour une unité d'hydrofinissage sont :

Combustible (MJ/t)	Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Eau de refroidissement (m³/t, T=10°C)
300 – 550	25 - 40	100 - 150	5 -15

Tableau 3.19 : Consommation d'utilité classique d'une unité d'hydrofinissage

Sources : [118, VROM, 1999]

Emissions

<i>Air</i>	<i>Eaux usées</i>	<i>Déchets solides</i>
Les soupapes de surpressions de l'unité d'hydrofinissage, les systèmes de récupération de solvant et les systèmes réfrigérants ; les fuites provenant des brides, des fouloirs et des joints sur les pompes, les compresseurs et les soupapes.	Les fuites provenant des brides, des fouloirs et des joints d'étanchéité sur les pompes, les compresseurs et les soupapes.	n.d.

3.4 Production de bitume

Consommations

Le soufflage de bitume consomme très peu d'énergie. De l'électricité est nécessaire pour le souffleur d'air, la pompe de transfert du produit et le système de condensation des distillats de tête. L'utilisation d'électricité dans ce procédé varie entre 15 et 35 kWh/tonne et la vapeur produite dans le procédé varie entre 100 et 200 kg/tonne. On suppose que pour l'utilisation de l'eau de refroidissement, un refroidisseur d'air est utilisé comme condenseur. Si une trempe d'eau directe est appliquée au lieu d'une purification, une plus grande quantité d'eau est normalement utilisée.

Emissions

<i>Dans l'air</i>	<p>Les gaz de combustion émanant du réchauffeur (dans la Section 3.10).</p> <p>Les gaz de combustion émanant de l'incinérateur de vapeurs de distillats de tête.</p> <p>Les vapeurs de distillats de tête provenant de la production de bitume, consistant principalement en hydrocarbures légers, N₂, O₂, CO₂ et SO₂ sont incinérés à haute température (~800 °C) pour assurer une destruction complète des composants comme le H₂S, le CO, les aldéhydes complexes, les acides organiques, les HAP et les phénoliques, qui ont une odeur légèrement désagréable. Le flux de distillats de tête de l'agent oxydant varie entre 0,07 et 0,30 Nm³ d'air/kg de charge environ.</p> <p>Les principaux problèmes de nuisance de la production de bitume se rapportent au sulfure d'hydrogène libéré par les résidus distillés et aux condensats acides et au gaz produits au cours du procédé de soufflage.</p> <p>Des composés d'hydrocarbures et de soufre peuvent se dégager des fuites (particulièrement dans les systèmes de distillats de tête) et des clapets de décharge de la pression et peuvent se dégager sous forme de gouttes liquides contenant des aérosols lors de la ventilation des opérations de chargement par le haut du pétrolier.</p>
<i>Eaux usées de procédé</i>	<p>De l'eau acide est produite dans les eaux usées de distillats de tête de l'agent oxydant. Son débit peut atteindre 5 m³/tonne de charge et elle contient du H₂S, des hydrocarbures, des composés aromatiques, des HAP, de l'acide sulfurique, des produits d'oxydation odorants (cétones, aldéhydes, acides gras) et des particules.</p> <p>Des hydrocarbures, des composés sulfuriques provenant des déversements et des fuites peuvent potentiellement être libérés dans l'eau.</p>
<i>Déchets solides</i>	<p>Des émulsions de produits de récupération huileux se forment dans les produits de récupération huileux des distillats de tête de l'agent oxydant. Il s'agit d'une émulsion d'huile légère, d'eau et de particules.</p>

3.5 Craquage catalytique

Consommations

Le tableau suivant présente l'utilisation d'énergie et de matériaux de procédé dans les craqueurs catalytiques.

	FCC	RCC
Combustible (MJ/t)	120 – 2 000	120 – 2 000
Electricité (kWh/t)	8 - 50	2 – 60
Vapeur consommée (kg/t)	30 – 90	50 – 300
Vapeur produite (kg/t)	40 – 60	100 – 170
Eau de refroidissement (m ³ /h, T=17°C)	5 – 20	10 – 20
Appoint de catalyseur (kg/t)	0,4 – 2,5	2 - 4

Tableau 3.20 : Consommation d'utilité classique des craqueurs catalytiques

Sources : [261, Canales, 2000], [212, Hydrocarbon processing, 1998], [118, VROM, 1999], [166, Meyers, 1997], [268, TWG, 2001]

Toute la chaleur requise dans une unité de FCC est virtuellement générée dans le régénérateur. Le catalyseur utilisé dépend largement du type de produit requis et peut être un substrat en silice-alumine transportant des lanthanides ou des métaux précieux ou peut être à base de zéolithes.

Emissions

Emissions dans l'air

Dans un complexe de raffinerie, une des sources potentielles majeures d'émissions atmosphériques est l'unité de craquage catalytique. Les émissions dans l'air proviennent principalement du régénérateur et sont principalement du CO, du CO₂, du NO_x, des particules (principalement des fines de catalyseur) et du SO₂. Les émissions émanant des unités de craquage catalytiques sont très variables. La large variation traduit à la fois les grandes variations d'intermédiaires utilisés dans les unités de craquage catalytique (teneur en azote, en soufre, en métaux), et les conditions d'exploitation du régénérateur et de la chaudière de récupération. Les émissions émanant d'une unité de FCC peuvent représenter entre 20 et 30 % des émissions totales de raffinerie de SO₂, de 15 à 30 % des émissions de NO_x et de 30 à 40 % des émissions de particules. Cependant, ces chiffres peuvent être sujets à une variation plus importante [112, Foster Wheeler Energy, 1999]. Les émissions dans l'air générées par la combustion de combustibles dans les fours de FCC sont traitées dans la Section 3.10.

Le tableau suivant présente un résumé des facteurs d'émission et des émissions émanant des unités de FCC.

Emissions	MP	SO _x (comme SO ₂)	CO	HC	NO _x (comme NO ₂)	Aldéhydes	NH ₃
Facteurs d'émission (kg/m ³ d'intermédiaires frais)	0,009–0,976	0,19 – 1,50	0,08 – 39,2	0,630	0,107 – 0,416	0,054	0,155
Données d'émissions (mg/N m ³) à 3% O ₂	10 – 1 000	10 – 4 000	<50 - 900	n.d.	30 – 2 000	n.d.	n.d.
Valeurs réalisables en opération continue. Valeurs d'émissions comme valeurs moyennes semi-horaires. Note : Les valeurs inférieures de la fourchette correspondent aux craqueurs catalytiques avec techniques de réduction.							

Tableau 3.21 : Données et facteurs d'émission constatées dans les craqueurs catalytiques

Sources : [136, MRI, 1997], [297, Italy, 2000], [261, Canales, 2000], [117, VDI, 2000], [250, Winter, 2000], [269, Confuorto, 2000]

Le craquage catalytique de résidus (RCC) utilise principalement des résidus atmosphériques comme intermédiaires. Le carbone Conradson, la teneur en soufre et la teneur en azote sont donc plus élevés. Par conséquent, le RCC est une source potentiellement plus importante de SO_x et de NO_x, et de catalyseur pollué que le FCC normal. Du fait du type d'intermédiaire utilisé dans le RCC, le RCC produit plus de coke et donc une plus grande quantité de chaleur doit être éliminée des régénérateurs.

Comme le craqueur catalytique est un émetteur significatif de pollution dans une raffinerie, une analyse plus détaillée par type de polluant est présentée ci-après.

Dioxyde de carbone

Le dioxyde de carbone est généré dans le train de régénération du catalyseur et sa charge dépend de la taille.

Débits (kt/an)	% de S en charge	Débit des gaz de combustion (Nm ³ /h à 3 % de O ₂)	Charge d'émissions de CO ₂ (t/an)	Emissions de CO ₂ spécifiques (kg/t)
1 314	< 0,5	110 000	272 243	207
2 350		200 000	498 006	212
Fourchette des émissions			130 000 – 600 000	160 - 220

Tableau 3.22 : Fourchette et exemples d'émissions de CO₂ émanant de craqueurs catalytiques

Sources : [250, Winter, 2000], [136, MRI, 1997]

Monoxyde de carbone

Des concentrations relativement élevées de monoxyde de carbone peuvent se produire au cours de la régénération du catalyseur et celui-ci est généralement converti en dioxyde de carbone soit dans le régénérateur (combustion totale) soit plus en aval dans une chaudière au monoxyde de carbone (combustion partielle). Une combustion incomplète peut entraîner des dégagements de monoxyde de carbone dans la combustion totale. Les anciennes unités de combustion totale du CO varient généralement entre 50 et 1 200 mg/Nm³ (en fonction de la température, du niveau de promoteur du CO, de la taille de l'unité). En mode de combustion partielle, selon les conditions d'exploitation du régénérateur, les niveaux de CO dans les rejets gazeux du régénérateur alimentant la chaudière à CO peuvent varier entre 5 et 10 % environ. Les niveaux de CO dans les évacuations de la chaudière à CO peuvent être maintenus à moins de 100 mg/Nm³ en fonction du type de chaudière à CO utilisée [80, March Consulting Group, 1991].

Débits (kt/an)	% de S en charge	Débit des gaz de combustion (Nm ³ /h à 3 % de O ₂)	Concentration de CO (mg/Nm ³)	Charge d'émissions de CO (t/an)	Emissions spécifiques de CO (kg/t)
1 314	0,5	110 000	215 - 814	558	0,43
2 350	0,5	200 000	125	194	0,08

Commentaires : Les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O₂, dans des conditions sèches

Tableau 3.23 : Exemples de CO émanant de craqueurs catalytiques en fonctionnement

Source : [250, Winter, 2000]

Oxydes d'azote

La fourchette étendue des émissions de NO_x (niveaux) émanant des régénérateurs de craqueur catalytique (gaz) reflète les principaux effets des différentes conditions de combustion des régénérateurs de FCC ou de chaudières à CO de FCC, de l'étendue des capacités des unités et des teneurs en azote du coke (charge) ; ces dernières dépendent du type de pétrole brut et de la configuration du procédé en amont. Les valeurs d'émission inférieures sont réalisées lorsque des traitements de NO_x sont appliqués. Le tableau suivant présente certains exemples d'émissions de NO_x émanant des craqueurs catalytiques et les fourchettes constatées.

Débits (kt/an)	% de S en charge	Débit des gaz de combustion (Nm ³ /h à 3 % de O ₂)	Concentration de NO _x (mg/Nm ³)	Charge des émissions de NO _x (t/an)	Emissions spécifiques de NO _x (kg/t)
1 314	0,5	110 000	409	280	0,21
2 350	0,5	200 000	500	775	0,33
1 750				45	0,03
Fourchette			30 – 2 000 (contrôle continu moyen)	56 – 1 000	22 – 100 mg/MJ (se rapporte au débit)
Commentaires : Les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O ₂ , dans des conditions sèches					

Tableau 3.24 : Fourchette et exemples d'émissions d'oxydes d'azote émanant des craqueurs catalytiques

Sources : [250, Winter, 2000], [136, MRI, 1997], [268, TWG, 2001]

Particules

En général, l'unité de FCC est l'émetteur unique le plus important de particules bien que le four de calcination d'une unité de cokéfaction constitue également un émetteur significatif. Les particules proviennent des fines de catalyseur présentes dans les rejets gazeux de la régénération du catalyseur et lors de la manipulation et de l'élimination du catalyseur. Le catalyseur émis est fin et est produit dans le craqueur catalytique du fait du mouvement constant des grains de catalyseur. En l'absence d'humidité ou de condensation de l'acide sulfurique, la cause normale de l'opacité du panache de la cheminée est la présence de particules fines de catalyseur. En pratique, les conditions d'exploitation peuvent avoir un effet important sur les émissions de particules.

Débits (kt/an)	Flux (Nm ³ /h à 3 % de O ₂)	% de S en charge	Concentration (mg/Nm ³)	Charge de MP (t/an)	Emissions spécifiques (kg/t)
1 314	110 000	0,5	17	11,6	0,0009
2 350	200 000	0,5	50	44,5	0,033
1 750			47	33,8	0,019
Fourchettes constatées dans les craqueurs européens			10 - 500	10 - 50	0,009 – 0,040

Tableau 3.25 : Exemples d'émissions de particules émanant des craqueurs catalytiques (les valeurs inférieures correspondent au FCC avec techniques de réduction)

Sources : [250, Winter, 2000] [136, MRI, 1997], [268, TWG, 2001]

Les particules émises par le régénérateur du craqueur catalytique consistent principalement en particules de catalyseurs d'une taille généralement égale à 10 µm maximum. La distribution de la taille de particule indique que presque 90 % par poids sont inférieurs à 10 µm. Une grande partie de cette poussière consiste en silice/alumine, et en nickel et en vanadium (et en d'autres métaux) présents dans l'intermédiaire. Le coke déposé (y compris les métaux) sur le catalyseur varie entre 4 et 5 % p/p environ. Les composés métalliques sont enrichis dans les résidus lourds au cours de la distillation et sont, par conséquent, présents dans l'intermédiaire de FCC. Si des résidus lourds hydrotraités sont utilisés comme charge de FCC, les concentrations en métaux lourds seront faibles, comme le montre le tableau suivant.

Paramètre	Valeur réelle	Dimension
Total de particules	23	mg/Nm ³
Débit massique	2,0	kg/h
Teneur en métal totale	<0,1	%
Nickel	0,05 0,012	% de Ni/MP mg/Nm ³
Vanadium	0,02 0,005	% de V/MP mg/Nm ³
Platine	<0,004 <0,001	% de Pt/MP mg/Nm ³

Tableau 3.26 : Exemple de composition de particules générées par les craqueurs catalytiques lorsque l'intermédiaire est hydrotraité

Source : [250, Winter, 2000]

Oxyde de soufre

Le soufre présent dans la charge du craqueur catalytique est divisé en flux de produit liquide, en H₂S dans les produits gazeux et en émissions de SO₂ émanant du régénérateur selon un rapport d'environ 50/45/5. Le degré de dioxyde de soufre quittant les rejets gazeux émanant du craqueur catalytique dépend de la teneur en soufre de l'intermédiaire utilisé et de la technique utilisée pour contrôler ces émissions. Les aérosols SO₃ contribueront également à l'opacité de panache de la cheminée du craqueur catalytique.

Le tableau suivant présente quelques exemples de moyennes annuelles d'émissions de SO₂ émanant de craqueurs catalytiques.

Débits (kt/an)	Flux (Nm ³ /h à 3 % de O ₂)	% de S en charge	Concentration de SO ₂ (mg/Nm ³)	Charge de SO ₂ (t/an)	Emissions spécifiques de SO ₂ (kg/t)
1 750				268	0,15
1 300	110 000	0,5	360	247	0,19
2 300	200 000	1,7	700	840	0,36
750	65 000	0,5	150	350	0,47
1 700	150 000	2,0	900	810	0,48
1 500	130 000	2,5	4 000	3 100	0,48
800	70 000	3,0	1 100	470	0,59
2 350	200 000	0,5	1 200	1 860	0,79
750	62 500		1 960	1 110	1,48

Tableau 3.27 : Emissions d'oxyde de soufre émanant des craqueurs catalytiques (avec et sans techniques de réduction)

Sources : [261, Canales, 2000], [250, Winter, 2000], [107, Janson, 1999], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [268, TWG, 2001]

Autres composés

Du sulfure d'hydrogène, des mercaptans et de l'ammoniac peuvent se dégager des eaux acides provenant des condenseurs de reflux. Des hydrocarbures (généralement 80 % d'alcane et 15 % d'oléfines) peuvent se dégager au cours des opérations de surpressions, de stockage et de manipulation, lors des déversements accidentels et des déversements d'eau. Les valeurs d'émission de dioxines mesurées dans deux unités de FCC européennes ont rapporté des niveaux inférieurs à 0,016 ng TEQ/Nm³ après combustion du CO. [268, TWG, 2001]

Emissions d'eaux usées

Le débit classique d'eaux usées générées par un procédé de craquage catalytique est d'environ 60 à 90 litres d'eaux usées par tonnes d'intermédiaire traité. Les eaux usées générées proviennent généralement des drains d'eaux acides et des déversements provenant de la colonne de fractionnement contenant certains hydrocarbures (hauts niveaux de DBO, DCO du pétrole), des matières en suspension, des composés de soufre (H₂S), des phénols, des cyanures, de l'ammoniac et ont un pH élevé. Le tableau suivant fournit les charges et la composition des eaux usées générées par les craqueurs catalytiques.

Source des eaux usées	Paramètre	Valeur	Unités
Vapeur utilisée pour purger et régénérer les catalyseurs	Impuretés métalliques de l'huile d'alimentation	n.d.	ppm
Fût de reflux des distillats de tête de la colonne de fractionnement	Pourcentage d'apport de charge	7 - 10	% v/v
	Flux	20 – 40	m ³ /h
	H ₂ S	10 – 200	ppm
	HCN	1 - 300	ppm
	DCO	500 – 2 000	ppm
	N-Kj	15 - 50	ppm
	Phénols	5 - 30	ppm
	Huile libre	50 - 100	ppm
Lavage caustique des hydrocarbures	Flux	128	m ³ /h
	Solution caustique phénolique	n.d.	
	Crésols	n.d.	

Tableau 3.28 : Emissions d'eaux usées générées par les craqueurs catalytiques

Déchets solides

Des catalyseurs sous forme de fines provenant des équipements d'élimination de particules et des déversements intermittents de catalyseur usé peuvent être potentiellement rejetés dans le sol. Ces résidus solides sont enrichis dans les fractions d'huiles de cycle lourdes et d'huiles clarifiées (distillats de l'unité de FCC).

	Source	Flux	Composition min/max
Remplacement de l'ancien catalyseur au cours de la maintenance	Régénérateur	50 tonnes/4 an	Catalyseur usé : poudre solide, grise composée de Al ₂ O ₃ , de SiO ₂ , de carbone, de matériaux et de métaux réfractaires.
Fines de catalyseur	Cyclone/ DE des distillats de tête du régénérateur		Poussière contenant des niveaux élevés de V, de Ni, de Sb
Boue décantée du réservoir		Dépend du système de filtration de la pâte	10 à 30 % d'huile, en fonction du drainage pour le nettoyage, HAP

Tableau 3.29 : Déchets solides générés au cours du craquage catalytique

Les taux d'addition de catalyseur pour l'opération **resid** dépendent des niveaux de charge de métaux. Les taux d'addition présentés sont des valeurs classiques couvrant une fourchette de charge de métal de 10 à 20 ppm de Ni+V+Na.

3.6 Reformage catalytique

Consommations

Le Tableau 3.30 présente un résumé des exigences en termes d'utilités et de catalyseurs du reformage catalytique.

	Reformage	Procédé semi-régénératif	Procédé de régénération continue
Puissance électrique, kW	-	246*	6 142*
Consommation spécifique (kWh/t)	25 - 50	55	-
Fonctionnant au combustible, GJ	-	185*	232*
Consommation de combustible spécifique (MJ/t)	1 400 – 2 900	71,5 t/kt	
Eau de refroidissement (m ³ /t, T=10 °C)	1 - 3	0,12 - 3	5,5
Vapeur générée sous haute pression, kg/t	50 - 90	64 - 90	97
Eau d'alimentation de la chaudière, kg/t		170	22
Retour de condensat, t/h		88	113
Valeur spécifique (t/kt)		20	-
Catalyseur (contenant du Pt) (Mt/an)	1,35		
* Valeurs correspondant à une capacité de 2 351 t/j. Valeurs spécifiques correspondant aux valeurs de capacité			
Note : La première colonne donne les fourchettes pour tous les types de reformeurs			

Tableau 3.30 : Exigences d'utilités classiques du reformage catalytique

Sources : [118, VROM, 1999], [166, Meyers, 1997], [261, Canales, 2000]

Emissions

Emissions dans l'air

Les émissions dans l'air du reformage catalytique proviennent du gaz des appareils de production de chaleur industrielle (traitées dans la Section 3.10), des émissions fugaces (hydrocarbures s'échappant des soupapes de surpressions et des fuites) et de la régénération. Les hydrocarbures et la poussière libérés peuvent provenir de la ventilation au cours des procédures de remplacement du catalyseur et des opérations de nettoyage. Le tableau suivant fournit un exemple des émissions dans l'air générées par des reformeurs dans deux raffineries européennes. Le tableau présente également les émissions générées par les réchauffeurs.

Installation	Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (t/an)	SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Particules
Installation de platformage Mider ⁽¹⁾	753,4	mg/m ³	35	100	100		5
		t/an	24,1	68,7	68,7	146 152	3,4
		Naphta kg/t de charge	0,024	0,069	0,069	146	0,003
Installation de platformage OMV	494,1	mg/m ³	18	170	5		1
		t/an	8,8	83	2,4	95 848	0,5
		Naphta kg/t de charge	0,012	0,114	0,003	132	0,001

Notes : Les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O₂, dans des conditions sèches

⁽¹⁾ Emissions émanant de la raffinerie Mider, seules les valeurs limites sont fournies. Les charges et les émissions spécifiques ont été calculées.

Tableau 3.31 : Exemples d'émissions dans l'air générées par le reformage catalytique

Sources : [250, Winter, 2000]

Au cours du procédé de régénération du catalyseur dans une unité de reformage continu, un écoulement de catalyseur est retiré, le coke (60 à 80 kg de coke/tonne de charge) est brûlé avec de l'air/de la vapeur chaude, et des traces d'un promoteur, normalement une forme organique de chlore (comme le tri ou tétrachloroéthylène) sont ajoutées pour maintenir l'activité du catalyseur, l'humidité est éliminée et le

catalyseur régénéré est renvoyé au reformeur. Dans les unités cycliques ou semi-régénératives, la régénération du catalyseur et les émissions en résultant sont discontinues. Les dégagements gazeux émanant du régénérateur contiennent de la vapeur, de l'air, des hydrocarbures, du CO₂, du HCL, du H₂S, une faible quantité de fines de catalyseur, des traces de Cl₂, de CO (bien inférieures à 10 mg/Nm³ [117, VDI, 2000]), du SO₂, des dioxines et des furannes (113 ng/Nm³ de dioxine-eq EADON, 131 ng/Nm³ de dioxine-eq I-TEF [215, Jansson, 1999]). Une étude de l'agence américaine de protection de l'environnement [315, USAEPA, 2000] indique que les facteurs d'émissions CDD/CDF des unités de reformage catalytique de pétrole sont de 0,196 ng/t pour les unités semi-régénératives et de 1 172 ng/t pour les unités de régénération continue. Les émissions de dioxines mesurées dans quatre raffineries belges sont inférieures à 0,1-0,13 ; 3,3-6,7 ; 0,01 et inférieures à 0,01 ng de TEQ/Nm³ (les valeurs supérieures proviennent d'une installation avec un débit de 2 000 Nm³/h (ca 1800 h/an) [268, TWG, 2001]. Le gaz de régénérateur est normalement traité dans un épurateur à eau pour éliminer la poussière, les composés chlorés et le SO₂ avant de le libérer dans l'atmosphère. Le stockage et la manipulation des chlorures organiques utilisés lors de la régénération peuvent aussi entraîner des dégagements.

Eaux usées

La quantité d'eaux usées générées par le reformage catalytique varie entre 1 et 3 litres environ par tonnes d'intermédiaire. Les eaux usées contiennent des quantités importantes d'huiles, de matières en suspension, de DCO et des niveaux relativement faibles de H₂S (sulfures), de chlorures, d'ammoniac et de mercaptans. On peut aussi trouver ces composés dans la tour de stripage utilisée pour éliminer les fractions légères présentes dans l'effluent du réacteur.

Des déversements et des fuites d'hydrocarbures peuvent se produire. Une étude indique que les eaux usées non traitées et les solutions caustiques usées des reformeurs contiennent une large fourchette de concentrations de CDD/CDF, allant de 0,1 pg de I-TEQ_{DF}/l à 57,2 ng de I-TEQ_{DF}/l [315, USAEPA, 2000].

Déchets solides générés

L'utilisation de techniques de réduction des particules peut générer des fines de catalyseur usé (silicate d'alumine et métaux). Pour les unités de procédé utilisant des catalyseurs coûteux, comme les reformeurs catalytiques (Pt), il existe des contacts avec le fournisseur selon lesquels le fournisseur reprend le catalyseur usé pour régénération et/ou recyclage. La quantité de catalyseur usé varie entre 20 et 25 tonnes par an environ pour une raffinerie d'une capacité de 5 Mtonnes par an. Le Tableau 3.32 fournit la composition classique de la boue générée dans les reformeurs catalytiques.

ESPECES	Concentration (ppm)	ESPECES	Concentration (ppm)
Huile	2,4%	Ethylbenzène	215,8
Solides	97,6 %	Plomb	108,6
Carbone	7,7 %	Benzène	92,5
Hydrogène	6,5 %	Naphtaline	79,1
Azote	0,4 %	Chrome	75,1
Carbonate	0,3 %	Sulfate	72,4
Fer	38 070	Phenan	40,2
Soufre	18 901	Vanadium	19
Aluminium	6 836	Antimoine	19
Calcium	6 166	Fluor	17,1
Sulfure	4 658	Phénol	13,4
Magnésium	3 405	Pyrène	9,4
Sodium	1 059	Benzo(a)pyrène	6,7
Xylène	1 056,3	Arsenic	4,8
Nickel	898,1	Sélénium	1,9
Nitrate	683	Cyanures	0,6
Toluène	667,6	Mercure	0,02
Note : Chiffres cités sur une base sans humidité			

Tableau 3.32 : Exemple de composition de boues générées dans un séparateur de l'unité d'ultraformage

Source : [80, March Consulting Group, 1991]

3.7 Procédés de cokéfaction

Consommations

Cokéfaction retardée

Le Tableau 3.33 présente l'utilisation d'énergie et de matériaux de procédé dans la cokéfaction retardée.

Combustible (MJ/t)	Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Vapeur produite (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, $\Delta T=17\text{ }^{\circ}\text{C}$)
800 – 1 200	20 - 30	50 – 60	50 - 125	6 - 10

Note : Electricité incluant les entraînements par moteur électrique pour les pompes de décokage hydrauliques

Tableau 3.33 : Exigences en utilité d'un procédé de cokéfaction retardée

La quantité d'eau d'appoint requise pour un procédé de cokéfaction dépend des pertes par évaporation et de la vidange vers le dessaleur. Les effluents peuvent être utilisés à cette fin. L'eau utilisée pour la coupe du coke au cours du décokage des fûts est fortement polluée par des particules (in)saturées d'hydrocarbures et de coke.

Flexicoking

Le tableau 3.34 présente l'utilisation d'énergie et de matériaux de procédé dans le flexicoking.

Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Vapeur produite (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, $\Delta T=10\text{ }^{\circ}\text{C}$)
60 - 140	300 – 500 (MP)	500 – 600 (HP)	20 - 40

Tableau 3.34 : Exigences en utilité du procédé de flexicoking

Procédé de calcination

Les chiffres de consommation d'énergie spécifique du four de calcination sont exprimés par tonne de coke calciné produit.

Electricité (kWh/t)	Gaz combustibles de raffinerie (kg/t)	Vapeur produite (kg/t)	Vapeur consommée (kg/t)
13,2	0,03	0,1	2,4

Tableau 3.35 : Exigences d'utilité classiques dans une unité de calcination

Emissions

L'aspect santé et sécurité le plus important de ces procédés est la manipulation des fines de coke.

Emissions dans l'air

Les émissions dans l'air provoquées par les opérations de cokéfaction incluent les émissions de gaz de combustion des appareils de production de chaleur industrielle (voir Section 3.10, qui couvre les émissions des réchauffeurs) et les émissions fugaces. De plus, l'élimination du coke du fût (cokéfaction retardée) peut libérer dans l'atmosphère des particules et tout hydrocarbure restant. Les principaux polluants générés et les sources sont décrits ci-dessous :

- Du sulfure d'hydrogène et des composés de soufre comme des mercaptans peuvent se dégager des flux d'eaux acides provenant des condenseurs de reflux.
- Des hydrocarbures peuvent se dégager des surpressions sur les fûts et les cuves de reflux, des émissions de la tour de trempe, des opérations de stockage et de manipulation, des écoulements et des déversements d'eau et de déchets.
- Des particules peuvent se dégager du système de nettoyage des gaz des fours, du système de nettoyage des gaz du cuiseur rotatif, des opérations de manipulation, de stockage et de chargement du coke et du procédé de calcination. Les contre-pressions des dégagements de gaz provenant du four sont cruciales pour maintenir le front de flamme dans le four. Cela pourrait signifier que les conditions de fonctionnement du cyclone sont dictées par les exigences du four plutôt que par les conditions optimales d'élimination de la poussière. On atteint actuellement des émissions de particules globales de 10 à 460 mg/Nm³ [80, March Consulting Group, 1991] [251, Krause, 2000]. Le stockage, le broyage et la manipulation du coke brut sont effectués à l'état humide sans

dégagements dans l'air. Les profils classiques de distribution de taille des particules dans les rejets gazeux du four de calcination après passage dans un cyclone sont de :

99 % p/p au-dessous de	100 microns
98 % p/p au-dessous de	45 microns
90 % p/p au-dessous de	8 microns
60 % p/p au-dessous de	5 microns
20 % p/p au-dessous de	2,5 microns
10 % p/p au-dessous de	1,5 microns

Eaux usées

Les eaux usées sont générées par l'élimination du coke, le flux du drainage d'eau provenant de la manipulation du coke, les eaux acides des distillats de la colonne de fractionnement, les opérations de refroidissement et l'injection de vapeur et elles devraient être traitées. La quantité d'eaux usées générée par les procédés de cokéfaction s'élève à environ 25 litres par tonnes d'intermédiaire. Elles contiennent du H₂S, du NH₃, des matières en suspension (fines de coke avec teneurs en métal élevées), de la DCO, des particules, des hydrocarbures, des composés de soufre, des cyanures et des phénols et leur pH est élevé. L'analyse détaillée des polluants de ces eaux usées n'est pas disponible car celles-ci sont directement transférées dans le système de canalisation des eaux usées de raffinerie pour traitement.

Déchets solides

Les déchets solides générés dans les procédés de cokéfaction sont de la poussière de coke (particules de carbone et hydrocarbures) et des boues de purge de déconcentration de pétrole lourd contenant des hydrocarbures. Le Tableau 3.36 présente une analyse classique de ces boues.

ESPECES	Concentration (ppm)	ESPECES	Concentration (ppm)
Solides	91,4 %	Sélénium	53
Huile	8,6 %	Antimoine	40
Carbone	28,5 %	Nitrate	35,8
Hydrogène	3,5 %	Naphtaline	32,4
Azote	0,3 %	Vanadium	32
Fer	80 537	Phenan	20,1
Soufre	27 462	Phénol	11,2
Calcium	8 166	Arsenic	10,5
Aluminium	3 098	Toluène	7,8
Magnésium	2 237	Fluor	6,7
Sulfure	613,0	Pyrène	6
Sodium	459	Benzo(a)pyrène	5,6
Plomb	272,9	Benzène	2,2
Nickel	230,4	Ethylbenzène	2,2
Chrome	166,7	Mercure	1,0
Xylène	145,4	Cyanure	1,0
Sulfate	115,0		

Note : Chiffres cités sur une base sans humidité

Tableau 3.36 : Caractérisation chimique classique de la boue générée dans l'unité de cokéfaction
Source : [80, March Consulting Group, 1991]

3.8 Systèmes de refroidissement

Selon le procédé IPPC, un BREF horizontal a été élaboré sur les systèmes de refroidissement industriel. Les informations fournies dans cette section devraient être lues avec ce BREF, en particulier la couverture extensive qu'il consacre à la consommation d'additifs.

Le besoin de refroidissement dans une raffinerie dépend des procédés utilisés et de leur degré d'intégration, mais lorsque des systèmes de refroidissement d'eau sont appliqués, ce besoin représente sans aucun doute la majeure partie de l'utilisation d'eau. Dans une raffinerie, il est important de maximiser l'intégration de chaleur au niveau d'une installation et au niveau du procédé/de l'activité pour réduire au maximum les besoins de refroidissement. Par conséquent, les besoins en énergie pour le refroidissement dépendront du système de refroidissement utilisé et de la stratégie de refroidissement appliquée. Le tableau suivant présente la division habituelle des besoins de refroidissement dans une raffinerie (raffinerie d'hydrotraitement avec un débit de 7 Mt/an).

Application	Capacité de refroidissement	
	MW	%
Flux de procédé	400	94
Pompes, compresseurs	10	2
Systèmes sous vide	15	4
TOTAL	425	100

Tableau 3.37 : Besoins en refroidissement d'une raffinerie
Source : [119, Bloemkolk and van der Schaaf, 1996]

Le tableau suivant présente une distribution de la capacité de refroidissement en fonction de la fourchette de températures dans une raffinerie classique. (Raffinerie d'hydrotraitement avec un débit de 7 Mt/an).

Température finale (T) du fluide de procédé (°C)	Besoin en refroidissement	
	MW	%
T > 43	380	95
43 > T > 38	15	4
38 > T > 30	0	0
30 > T	5	1
Total	400	100

Tableau 3.38 : Besoin en refroidissement classique en fonction de la fourchette de températures
Source : [119, Bloemkolk and van der Schaaf, 1996]

Consommations

Les pompes du système de refroidissement à eau et les ventilateurs du système de refroidissement à air consomment de l'électricité.

Le système de refroidissement à eau utilise de l'eau et nécessite des produits chimiques comme inhibiteurs de corrosion et de croissance de bactéries. Pour des informations et des chiffres de consommation annuelle plus détaillés, se reporter au BREF IPPC sur le refroidissement qui peut être considéré comme un document à la pointe de la technique sur les systèmes de refroidissement. Les systèmes d'eau de refroidissement à passage unique ou à circulation forcée nécessitent des additifs, pour prévenir les salissures et/ou la corrosion. Comme les systèmes à passage unique utilisent généralement de l'eau de surface (fraîche ou salée), les risques de salissures sont plus élevés qu'avec les systèmes à circulation forcée. Par conséquent, ces systèmes devraient utiliser une plus grande quantité d'additifs antisalissures (c'est-à-dire des biocides chlorés). D'un autre côté, les additifs anti-corrosion sont principalement appliqués dans les systèmes à circulation forcée et ne sont pas utilisés dans les systèmes à passage unique.

Un système à circulation forcée utilise moins d'eau qu'un système à passage unique (jusqu'à 3 % seulement). Dans le système à circulation forcée, une certaine quantité d'eau quitte le système par évaporation, sous forme de gouttelettes de brume et sous forme de vidange ou de purge de déconcentration vers le système de traitement des eaux usées. Par conséquent, une eau d'appoint de l'ordre de cinq pour cent du taux de circulation est nécessaire, un chiffre équivalent à l'utilisation de 0,23 m³ d'eau de refroidissement par tonne de pétrole brut traité.

Emissions

La chaleur constitue la principale « pollution » générée par les systèmes de refroidissement, augmentant la température du fluide de refroidissement utilisé. Dans le refroidissement à eau de raffinerie, la hausse de la température (T) varie entre 10 et 15 °C environ.

La consommation d'eau (mentionnée ci-dessus), la consommation d'énergie (pompes, ventilateurs de refroidisseurs à air) et la pollution de l'eau constituent les principales préoccupations environnementales des systèmes de refroidissement. D'autres effets sur l'environnement sont la production de bruit (tour de refroidissement, pompes, ventilateurs de refroidisseurs à air (97 à 105 dB(A) à la source) et la formation de panache (tour de refroidissement).

Les principaux polluants à prendre en compte dans les systèmes de refroidissement à eau sont les additifs anti-salissure chlorés et/ou bromés, les additifs anti-corrosion contenant du zinc, du chlore, du molybdène, etc. Une attention particulière doit être portée à l'utilisation d'additifs dispersants dans les systèmes fermés de refroidissement à eau, en particulier lorsque la vidange est acheminée vers une unité de traitement séparant l'huile de l'eau, car ils peuvent interférer avec le procédé de séparation de l'huile et de l'eau. Un système à passage unique couplé à un faible taux de fuite et à un volume élevé d'eau signifie que les déversements d'eau de refroidissement contiendront entre 0,1 et 1 mg/l d'huile. Des émissions d'hydrocarbures dans l'air émanant des tours de refroidissement (suite à des fuites et au stripping) peuvent se produire. Il a été rapporté que les émissions dans l'air varient entre 0,5 et 85 g d'hydrocarbures par m³ d'eau de refroidissement recirculant dans une tour de refroidissement [119, Bloemkolk and van der Schaaf, 1996]. Le refroidissement par trempe (uniquement utilisé dans les unités de cokéfaction retardée dans les raffineries) entraîne de fortes émissions de vapeur, des pertes d'énergie significatives, une utilisation et une pollution de l'eau importantes.

Emissions ou effet	A passage unique	A passage unique (boucle fermée)	Tour de refroidissement	Tour de refroidissement (boucle fermée)	Refroidisseurs à air	Refroidis à l'air (boucle fermée)
Eau						
Chaleur thermique (MW)	300	300	Négligeable	Négligeable		
Hydrocarbures (kg/h)	2,6 – 2,6					
Conditionnement chimique ^a (kg/h)	2,6	2,6	3 - 25	3 - 25		
Déversement de purge de déconcentration d'eau (m ³ /h)	26 000	26 000	156	156		
Air						
Panache visible			+ ^c	+ ^c		
Vapeur d'eau (kg/h)			468 000	468 000		
Hydrocarbures (kg/h)			13	(+) ^e		
Consommation d'énergie ^d (kW)	3 500	5 500	5 600	7 000	2 000	8 700
Consommation d'eau fraîche (m ³ /h)		En circuit fermé	624	624		
Bruit ^b	+	+	+	+	+	+
Autres	Entraînement de poissons dans l'apport	Entraînement de poissons dans l'apport				
^a Hypochlorite dans l'eau de refroidissement à passage unique ; anticorrosifs, hypochlorite et antitartre dans l'eau d'appoint de la tour de refroidissement ^b voir texte ^c Suppression possible du panache à un coût additionnel ^d Pertes d'énergie de procédé non incluses ^e Effet possible : les fuites de refroidisseurs à air ne constituent pas un phénomène bien décrit. L'absence d'eau indiquerait que la corrosion n'est pas un facteur important par rapport aux systèmes refroidis à l'eau. Une étude supplémentaire serait nécessaire pour une évaluation précise ⁺ L'effet se produit						

Tableau 3.39 : Impact environnemental des différents systèmes de refroidissement dans une raffinerie classique

Source : [119, Bloemkolk and van der Schaaf, 1996]

3.9 Dessalage

La quantité d'impuretés non organiques présentes dans le pétrole brut dépend en grande partie de l'origine du pétrole brut et de la manipulation du pétrole brut lors du transport entre le puits du pétrole brut et la raffinerie.

Consommations

L'eau utilisée dans le dessalage du pétrole brut est souvent non traitée ou est de l'eau partiellement traitée provenant des autres sources d'eau de procédé de raffinerie. Le Tableau 3.40 présente les conditions d'exploitation et les consommations d'eau classiques dans les dessaleurs, en fonction du type de pétrole brut utilisé.

Densité du pétrole brut kg/m ³ (à 15 °C)	Lavage à l'eau, % v/v	Température (°C)
< 825	3 - 4	115 - 125
825 - 875	4 - 7	125 - 140
> 875	7 - 10	140 - 150

Tableau 3.40 : Conditions d'exploitation classiques d'un procédé de dessalage

Pour le dessalage des résidus longs d'UDB, 10 % p/p d'eau sur la charge est pratique courante. Une fois que les phases aqueuse et huileuse ont bien été mélangées, l'eau doit être séparée de l'intermédiaire d'huile dans une zone séparée en ajoutant des produits chimiques désémulsifiants (5 – 10 ppm) pour aider à casser l'émulsion et/ou, plus couramment, en appliquant un champ électrique à potentiel élevé dans la zone de décantation pour coalescer les gouttelettes d'eau salée polaire. La consommation d'électricité utilisée dans les procédés de dessalage varie généralement de 0,075 à 0,15 kWh par tonne de pétrole brut.

Emissions

Emissions dans l'air

Aucune émission majeure dans l'air ne se produit au cours des procédés de dessalage. Des émissions dans l'air émanant des procédés de réchauffement sont à prévoir (dans la Section 3.10), et des émissions fugaces (hydrocarbures) pourraient se produire.

Eaux usées

Le dessaleur contribue énormément à la production d'eaux usées de procédé (30 à 100 litres par tonne d'intermédiaire dessalé). Le procédé de dessalage crée une boue de dessaleur huileuse et un flux d'eaux usées salées à température élevée (probablement les plus polluées de la raffinerie) qui s'ajoutent généralement aux infrastructures de traitement des eaux usées de la raffinerie. Les eaux usées générées sont fortement polluées. Le Tableau 3.41 fournit les fourchettes à prévoir concernant les eaux usées des dessaleurs.

Polluants de l'eau	Concentration classique (mg/l)
Température (°C)	115 – 150
Solides en suspension	50 - 100
Huile/émulsions huileuses	Elevée
Hydrocarbures dissous	50 – 300
Phénols	5 -30
Benzène	30 – 100
DBO	Elevée
DCO	500 – 2 000
Ammoniac	50 – 100
Composés azotés (N – Kj)	15 – 20
Sulfures (comme H ₂ S)	10

Tableau 3.41 : Composition des eaux usées générées par le procédé de dessalage

Source : [181, HP, 1998], [101, World Bank, 1998]

Déchets solides générés

Les quantités de boue de dessaleur générées dépendent de la teneur en matière sèche du pétrole brut, du rendement de séparation et du mode et de la fréquence de déballastage appliqués. Le nettoyage du dessaleur est normalement effectué deux fois par an, avec un rendement de 60 à 1 500 t/an de boue huileuse, en fonction du débit et de l'efficacité du procédé de capture des matières solides. La boue générée peut contenir de la rouille de fer, de l'argile, du sable, de l'eau (5 à 10 %), de l'huile et de la paraffine émulsionnées (20 à 50 % p/p) et des métaux.

3.10 Système énergétique

Le système énergétique est une activité importante du point de vue environnemental, si ce n'est la plus importante. L'énergie (chaleur et électricité) nécessaire à la transformation des matières premières en produits est fournie par la combustion des fractions d'hydrocarbures qui génèrent principalement des émissions dans l'air. Comme cela a été mentionné dans la Section 2.10, cette section présente les émissions générées par le système énergétique dans son ensemble. Par conséquent, les émissions spécifiques générées par les fours ou les chaudières des procédés sont intégrées ici et elles ne sont pas prises en compte dans chacune des autres Sections.

3.10.1 Gestion de l'énergie

Rendement énergétique dans les raffineries

Comme son nom l'indique, le rendement énergétique est un index servant à calculer le rendement énergétique d'une raffinerie. Les trois méthodologies actuellement utilisées dans les raffineries sont décrites ci-dessous :

- La *consommation énergétique spécifique* (CES). Il s'agit de l'index le plus simple. Il est calculé comme le rapport entre l'énergie consommée par la raffinerie et les tonnes d'intermédiaire traitées. La consommation énergétique spécifique des raffineries européennes varie de 1 à plus de 4 GJ par tonne de débit. Cet index étant simple, ce rapport ne prend pas en compte la complexité de la raffinerie (les raffineries les plus complexes tendent à consommer plus d'énergie).
- La *méthode des produits* [318, Phylipsen, Blok et al., 1998]. Cette méthode prend en compte les produits et les produits énergétiques internes produits dans la raffinerie, donnant une évaluation comparative de la consommation énergétique spécifique par tonne de produit énergétique produite. En multipliant ces consommations énergétiques spécifiques par la quantité produite dans la raffinerie et en additionnant ces totaux, on obtient l'évaluation comparative de la consommation énergétique de cette raffinerie. Certains calculs indiquent que les meilleurs niveaux de consommation énergétique spécifique varient entre 2,4 et 2,9 GJ/tonne tandis que les valeurs réelles varient de 1 à 4,8. Cela signifie que certaines raffineries européennes réalisent des performances supérieures aux niveaux jugés comme constituant une bonne évaluation comparative.
- L'*index d'intensité énergétique* (EII) est une mesure utilisée pour comparer la consommation énergétique dans les raffineries. L'utilisation standard d'énergie est basée sur la consommation énergétique dans 300 raffineries environ dans le monde. L'EII moyen obtenu dans une étude de marché mondiale (Etude Salomon, 1994) s'élevait à 92, avec une fourchette allant de 62 à 165. [107, Janson, 1999]. Les raffineries au rendement énergétique plus efficace correspondent aux valeurs inférieures de l'EII. Certaines raffineries sont donc presque trois fois plus efficaces que d'autres en termes d'énergie. L'index reflète les types de procédés et le débit de chaque procédé de raffinerie. Ces données ne sont pas disponibles pour toutes les raffineries et sont généralement jugées confidentielles par les raffineries. 10 raffineries ont rapporté leurs chiffres et les données ont été comparées à l'index de complexité dans un graphique. Les valeurs inférieures de l'EII sont généralement réalisables dans des circonstances locales où une chaleur de basse énergie peut être échangée en externe.

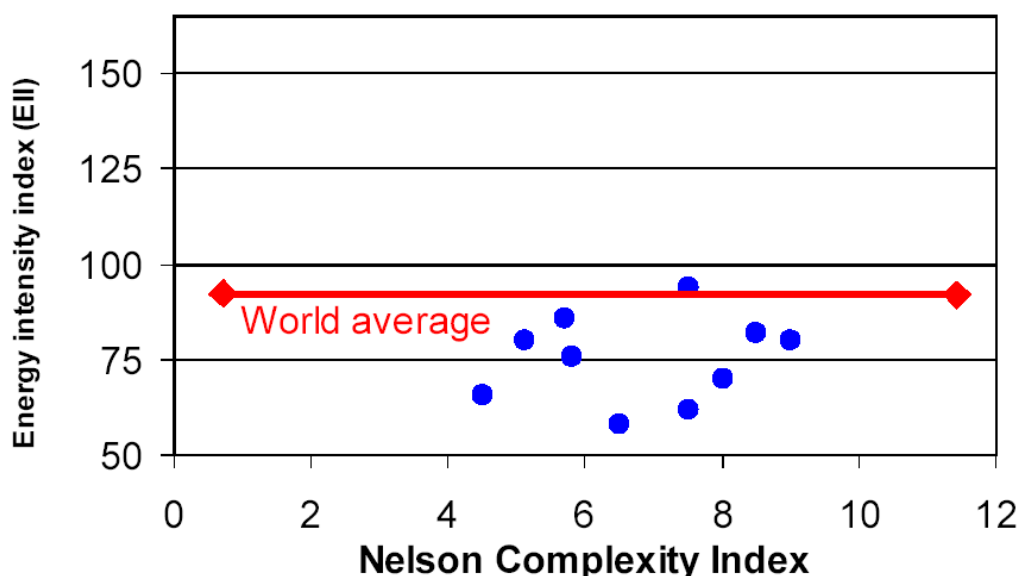


Figure 3.7 : Index d'intensité énergétique vs. index de complexité de Nelson dans certaines raffineries européennes.

Source : TWG

3.10.2 Consommations et capacité énergétiques

Capacité du système énergétique de la raffinerie

La capacité des installations de combustion individuelles dans une raffinerie varie largement de moins de 10 à 200 mégawatts (MW_{th}) ; et la capacité installée totale varie de plusieurs centaines de MW_{th} à plus de 1 500 MW_{th} dans les plus grandes raffineries. L'énergie consommée dans les installations de combustion des raffineries varie de 200 à plus de 17 000 TJ par an. Les raffineries de conversion profonde utilisent généralement plus de trois fois plus d'énergie (10 % de l'apport en pétrole brut) que les raffineries de distillation-reformage simples (3 %) [101, World Bank, 1998].

Installation de gazéification

Un exemple d'unités de CCGI produit 130 t/h de gaz de synthèse principalement composés de CO et de H_2 dans un rapport de 1/1 (valeurs calorifiques de 9 600 - 10 000 kcal/kg), commençant à 58 t/h d'intermédiaire (la valeur calorifique des résidus lourds varie entre 8 800 et 9 200 kcal/kg, la teneur en soufre varie entre 3,5 et 7 % et la teneur en métal entre 300 et 800 ppm). Un effluent solide sous la forme d'un gâteau de filtration (environ 160 à 400 kg/h dans des conditions sèches) est rejeté et acheminé vers des installations externes pour récupérer les métaux. Deux unités Claus récupèrent 4 t/h de soufre élémentaire à partir du H_2S récupéré dans la section d'élimination du gaz acide. Une section de traitement des gaz résiduels, qui permet une récupération du soufre globale de 99,9 %, respecte les unités [297, Italy, 2000].

Combustibles de raffinerie

Le rapport de base entre le gaz et le combustible liquide de raffinerie utilisés dans une raffinerie est fonction d'un certain nombre de facteurs, parmi lesquels les facteurs importants sont la taille, le degré de complexité, le rendement de récupération du GPL et la mesure dans laquelle le gaz combustible de raffinerie est transformé en d'autres produits (comme les oléfines) ou exporté vers des installations chimiques adjacentes (directement ou sous forme d'énergie provenant d'infrastructures communes). Il varie entre 80/20 ou 70/30 (gaz/liquide) dans une raffinerie modérément complexe et autonome et 40/60 dans un site très complexe également doté d'un complexe chimique. Ces rapports peuvent, cependant, augmenter lorsque des mesures de conservation de l'énergie sont appliquées et lorsque la disponibilité en gaz est suffisante pour approvisionner la raffinerie en énergie.

Le tableau suivant fournit la valeur calorifique et la teneur en soufre de différents combustibles ainsi que leur valeur calorifique.

Type de combustible	Valeur calorifique (Mj/kg)	Teneur en soufre
Gaz de raffinerie	29 – 49	20 – 1 700 mg H ₂ S/Nm ³
Gaz d'hydrogène	15	20 – 1 200 mg H ₂ S/Nm ³
Coke catalytique provenant du FCC		0,11-0,3 % de S
Combustible liquide de raffinerie	40	<0,1 – 7 % de S

Tableau 3.42 : Propriétés des combustibles utilisés dans une raffinerie

De grandes différences existent entre les caractéristiques des combustibles liquides de raffinerie utilisés dans les raffineries européennes. Les données fournies dans un rapport de la CONCAWE indiquent qu'en 1995, 20 % environ du combustible liquide de raffinerie total utilisé dans les raffineries présentaient une teneur en soufre variant entre 3 et 4 %, 20 % avaient une teneur en soufre variant entre 2 et 3 %, 40 % avaient une teneur en soufre variant entre 1 et 2 % et 20 % avaient une teneur en soufre inférieure à 1 %. Il est cependant utile de mentionner que certaines raffineries européennes utilisent des combustibles liquides de raffinerie plus lourds (jusqu'à 7 %). Le tableau suivant fournit les caractéristiques chimiques de trois combustibles liquides différents.

Propriété	Forte teneur en soufre	Teneur en soufre moyenne	Faible teneur en soufre
% de soufre par poids	2,2	0,96	0,50
% de carbone par poids	86,25	87,11	87,94
% d'hydrogène par poids	11,03	10,23	11,85
% d'azote par poids	0,41	0,26	0,16
% de cendre	0,08	0,04	0,02
Vanadium (ppm)	350	155	70
Nickel (ppm)	41	20	10
Sodium (ppm)	25	10	<5
Fer (ppm)	13	9	<5

Tableau 3.43 : Propriétés chimiques de plusieurs huiles lourdes liquides

Source : [345, Molero de Blas, 2000]

Les teneurs en azote et en soufre sont deux des paramètres chimiques les plus importants et responsables parmi d'autres des émissions de NO_x et de SO_x. Le graphique suivant illustre la distribution des teneurs en azote et en soufre de divers types de résidus sous vide en fonction de leur origine géographique.

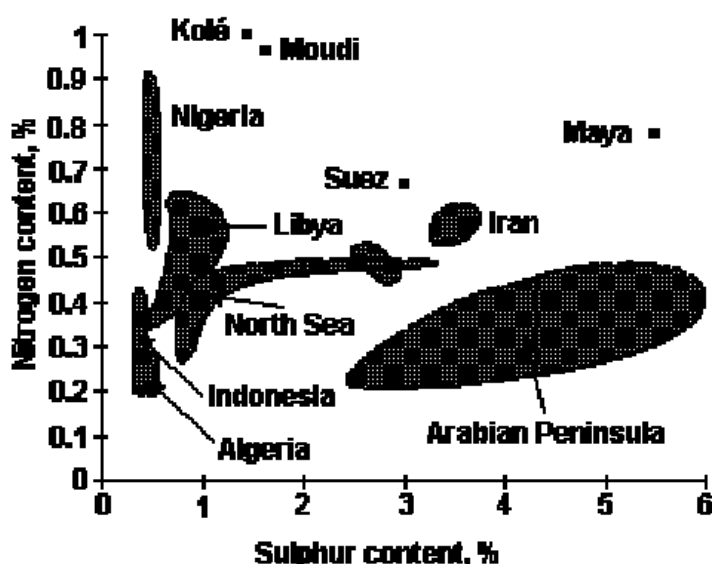


Figure 3.8 : Teneurs en azote et en soufre du fioul lourd (résidus sous vide) en fonction de son origine géographique.

Source : [345, Molero de Blas, 2000]

Génération de vapeur

La génération de vapeur nécessite une ressource énergétique de 2 700 – 3 200 MJ par tonne de vapeur produite. Les produits chimiques de conditionnement sont dosés dans l'EAC en faibles concentrations et

comprennent les groupes de produits chimiques suivants : agents anti-tartre, inhibiteurs de corrosion et agents anti-moussants. Un système de génération de vapeur de 100 t/h nécessite environ de 1,5 à 3 t/an d'inhibiteurs de corrosion et de 2 à 4 t/an d'agents anti-tartre. Ces produits chimiques de conditionnement sont :

- *des inhibiteurs de corrosion* (principalement des éliminateurs d'oxygène et des composés alcalins). Le sulfite (< 60 bar), les oximes, les hydroxylamines et l'hydrazine (utilisation en baisse pour raisons de sécurité), etc., sont couramment appliqués comme éliminateurs d'oxygène dans l'eau d'alimentation de chaudière dégazée avant pompage dans la chaudière. Les composés alcalins couramment appliqués sont les phosphates de sodium (qui sont aussi des liants de dureté), les substances caustiques, l'ammoniac et les amines neutralisants.
- *des agents anti-tartre* comme les polyacrylates et les phosphonates qui sont des **liants de dureté d'appoint** et des agents dispersants.
- *des agents anti-moussants*, généralement dosés par intermittence, pour lutter contre la mousse dans le cas de condensats contenant de l'huile ou des composés organiques.

3.10.3 Emissions

Emissions dans l'air

Comme les émissions dans l'eau sont minimales et qu'une très petite quantité de déchets solides est générée, les principales émissions sont des émissions dans l'air, émanant à la fois du système énergétique et d'une raffinerie dans son ensemble. Les flux de gaz de combustion générés par les procédés de combustion dans une raffinerie varient entre 100 000 et plus de 700 000 Nm³/h à 3 % de O₂.

Les principaux dégagements dans l'air émanant des procédés de combustion sont les gaz de cheminées contenant des oxydes de soufre, des oxydes d'azote, des oxydes de carbone (monoxyde de carbone et dioxyde de carbone) et - particulièrement important lorsque du combustible liquide de raffinerie ou du coke est brûlé - des particules (incluant du PM10 et des métaux comme le V et le Ni)). Lorsque le fonctionnement est correct et lorsque des combustibles plus propres sont brûlés comme du gaz combustible de raffinerie, du fioul à faible teneur en soufre ou du gaz naturel, les émissions sont relativement faibles. Cependant, si la combustion n'est pas totale, ou si les réchauffeurs fonctionnent avec du goudron ou avec des résidus de raffinerie, les émissions peuvent être significativement plus élevées. Une combustion incomplète peut entraîner des dégagements de monoxyde de carbone, de fumée et, si du mazout lourd est utilisé, des particules. Par conséquent, les installations de combustion contribuent fortement aux dégagements d'émissions dans l'air des raffineries. Le niveau de polluants émis dépendra de la qualité des combustibles brûlés, qui peut considérablement varier. Des facteurs contraires dans le procédé de combustion contribuent aux niveaux d'émission. Par exemple, les conditions de combustion qui entraînent des émissions de particules faibles avec un combustible liquide de raffinerie, c'est-à-dire un excès d'air, une température élevée, un bon mélange air/combustible et une bonne pulvérisation du combustible ne sont pas favorables à des émissions de NO_x faibles.

Les gaz combustibles de raffinerie, s'ils sont correctement traités, constituent un combustible faiblement polluant. Les combustibles liquides de raffinerie génèrent plus d'émissions dans l'air que les gaz combustibles de raffinerie. Les réchauffeurs et les chaudières au gaz génèrent très peu de poussière et des émissions de SO₂ plus faibles, car les gaz combustibles de raffinerie sont généralement nettoyés dans des épurateurs aux amines. Les émissions de NO_x sont également bien inférieures à celles des chaudières et des réchauffeurs fonctionnant au combustible liquide. Les tableaux 3.44 et 3.46 présentent, à titre d'exemple, les émissions dans l'air générées respectivement par des combustibles de raffinerie liquides et gazeux dans deux installations énergétiques utilisées dans des raffineries européennes.

Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (t/an)	Unités	CO ₂	CO	NO _x	Particules	SO ₂
561,4	41 000	mg/m ³		42	135	1	132
		t/an	108 917	23,6	75,7	0,6	74
		kg/t de charge	2 657	0,58	1,85	0,014	1,81

Les données du tableau se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O₂, dans des conditions sèches

Tableau 3.44 : Emissions dans l'air provenant d'une installation énergétique fonctionnant au gaz combustible de raffinerie

Source : [247, UBA Austria, 1998]

Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (t/an)	Unités	CO ₂	CO	NO _x	Particules	SO ₂
3741,4		mg/m ³		20	551	20	700 ⁽¹⁾
	323 841	t/an	1 036 439	76,2	2 099	76,2	742 666
	Recirculation des gaz de combustion	kg/t de charge	3 200	0,24	6,5	0,24	8,2
	Résidus						

Les données du tableau se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O₂, dans des conditions sèches

Tableau 3.45 : Emissions dans l'air provenant d'une installation énergétique fonctionnant au fioul lourd (principalement des résidus de viscoréduction, jusqu'à 7 % de S)

Source : [247, UBA Austria, 1998]

	Gaz brut	Gaz propre
Volume, humide (m ³ /h, 7 % de O ₂)	171 690	188 249
Température du gaz (°C)	180 – 200	Jusqu'à 72
Particules (mg/m ³ , à 3 % de O ₂)	220	<10
NO ₂ (mg/m ³ , à 3 % de O ₂)	800	<150
SO ₂ (mg/m ³ , à 3 % de O ₂)	6 500	
SO ₃ (mg/m ³ , à 3 % de O ₂)	650	<10
SO _x comme SO ₂ (mg/m ³ , à 3 % de O ₂) < 400		<400

Note : Cela inclut le procédé de FGD. Le combustible liquide de raffinerie contient 7 % de soufre

Tableau 3.46 : Emissions dans l'air émanant de l'installation énergétique de la raffinerie Mider brûlant des résidus liquides de raffinerie

Source : [247, UBA Austria, 1998]

Ceci suit une analyse des émissions dans l'air générées par le système énergétique, polluant par polluant.

CO₂

Les procédés de combustion des combustibles fossiles produisent du CO₂ suite à la combustion des hydrocarbures. La quantité de CO₂ émise dans l'atmosphère par les raffineries européennes varie de 20 000 à 20 Mtonnes par an (la fourchette dépend du type de raffinerie et de l'intégration énergétique). Les émissions spécifiques de CO₂ varient de 0,02 à 0,82 tonnes de CO₂ par tonne de pétrole brut traité. Les émissions de CO₂ émanant des installations énergétiques dans les raffineries correspondent à 42 % environ du CO₂ émis par la raffinerie. L'utilisation de combustibles liquides entraîne des rendements thermiques plus faibles et des émissions de CO₂ plus élevées que l'utilisation de combustibles gazeux.

Le Tableau 3.47 présente les sources (types de combustibles) des émissions de CO₂ de l'industrie de la raffinerie. Le tableau indique également les facteurs d'émission calculés pour le CO₂ pour divers combustibles de raffinerie.

Type de combustible	Composition classique (% p/p)	kg de CO ₂ / kg de combustible	kg de CO ₂ /GJ
Gaz combustibles de raffinerie	30 H ₂ / 35 C ₁ / 35 C ₂ % v/v	2,83	43
Gaz naturel	100 % méthane	2,75	56
GPL	50 C ₃ / 50 C ₄	3,02	64
Fioul de distillats	60 P/ 10 O/ 30 A	3,22	74
Combustible résiduaire	50 P/ 50 A	3,26	79
Coke	90 C/10 cendre	3,30	117

(abréviations : Carbone, Hydrogène, Paraffines, Oléfines, composés Aromatiques)

Tableau 3.47 : Facteurs d'émission de CO₂ pour différents types de combustibles

Sources : [115, CONCAWE, 1999] [259, Dekkers, 2000]

CO

Le monoxyde de carbone est l'un des produits de la combustion partielle. Les émissions de CO, qui varient de 20 à 42 mg/nm³ à 3 % de O₂, dépendent beaucoup du type de combustible utilisé et du caractère complet du procédé de combustion. Les valeurs d'émissions spécifiques de CO s'élèvent à 0,58 kg de CO par tonne de gaz combustible de raffinerie et à 0,24 kg par tonne de combustible liquide. [247, UBA Austria, 1998].

NO_x

Les émissions de NO_x émanant d'un système énergétique de raffinerie dépendent du type de combustible, de la teneur en azote combustible ou en hydrogène, de la conception des équipements de la chambre de combustion, et des conditions d'exploitation. La formation et le dégagement de NO_x à partir des procédés de combustion sont dus à l'oxydation de l'azote présent dans la source combustible et/ou de l'air utilisé. Par conséquent, on peut s'attendre à de grandes différences de niveaux d'émission de NO_x entre les raffineries et même entre différentes installations de combustion dans une même raffinerie à des moments différents. Des différences de températures, de temps de séjour et de concentration en oxygène entraînent des niveaux variables de NO_x thermiquement formé. L'influence de la température est le facteur le plus important, les émissions de NO_x augmentant de façon exponentielle avec la température.

Les combustibles gazeux dégagent généralement moins de NO_x par unité d'énergie que les combustibles liquides, en particulier les combustibles liquides de raffinerie. Le brûlage d'huile entraîne normalement des niveaux plus élevés de dégagements de NO_x pour plusieurs raisons, en particulier du fait du NO_x combustible dû à la teneur en azote (0,03 – 1 %), du mode d'exploitation de l'installation, afin d'équilibrer les dégagements de NO_x et de particules et des exigences fréquentes de conception de la combustion au gaz. Cependant, ce dernier point n'est vrai que pour les émissions non réduites, car l'introduction de mesures secondaires peut réduire les émissions de NO_x et de particules. Une raffinerie a constaté en 1996 que le fioul pouvait générer trois fois plus de NO_x que les combustibles gazeux. Les facteurs de NO_x (NO_x produit par tonne de combustible brûlé), utilisés par certaines raffineries pour rendre compte des émissions de NO_x, indiquent que la quantité de NO_x émanant de la combustion d'hydrocarbures est 2 à 3 fois plus élevée que celle émanant de la combustion au gaz. Cependant, des données provenant d'autres raffineries, en particulier de celles utilisant le contrôle de cheminée, indiquent que la quantité de NO_x émanant des hydrocarbures peut être 5 à 6 fois plus élevée que celle émanant du gaz (voir Tableau 3.44 et Tableau 3.45).

	Gaz *	Combustibles liquides de raffinerie (fioul lourd)
Fours de procédé	70 – 1 300	280 – 1 000
Chaudières	100 – 1 100	300 – 1 000
Turbines (à 15 % de O ₂)	15 – 1 050	200 – 450 [#]

Tous les chiffres correspondent à du NO_x comme NO₂ (à 3 % de O₂, mg/Nm³)
 * La fourchette la plus basse se rapporte à la combustion au gaz naturel
[#] Pour le gasoil/jet oil

Tableau 3.48 : Fourchettes d'émission de NO_x pour les installations existantes

Source : [45, Sema and Sofres, 1991], [115, CONCAWE, 1999]

Les réchauffeurs, chaudières et turbines à gaz fonctionnant avec du gaz mélangé de raffinerie produisent moins d'émissions de NO_x que les unités de FCC. Les émissions spécifiques de NO_x liées à la consommation d'énergie varient de 15 à 200 mg/MJ pour les fours fonctionnant entièrement avec des

combustibles gazeux. Les émissions spécifiques liées au débit varient de 84 à 700 tonnes de NO_x par tonne de pétrole brut traité. La charge de NO_x varie de 20 à plus de 2 000 tonnes par an.

Particules

Dans des conditions normales, les matières solides présentes dans les gaz de combustion d'un four ou d'une chaudière consistent principalement en particules de coke et en quelques céosphères, en fonction des conditions de combustion. Les émissions de particules émanant des équipements fonctionnant à l'huile peuvent varier considérablement car elles dépendent d'un certain nombre de paramètres plus ou moins indépendants comme : le type de combustible, la conception du brûleur, la concentration en oxygène à la sortie de la zone de rayonnement, la température de sortie des gaz de combustion de la **boîte radiante**, et du temps de séjour des gouttelettes de combustible. La taille des matières particules (MP) provenant des fours et des chaudières au fioul lourd est de l'ordre de $1\ \mu\text{m}$. Les MP dans les gaz de combustion peuvent prendre l'une des quatre formes suivantes :

- de la suie : la taille des particules est inférieure à $1\ \mu\text{m}$ – la fumée visible émanant d'une cheminée est causée par toutes les particules mais principalement par celles dont la taille varie entre $0,5$ et $5\ \mu\text{m}$
- des céosphères : elles proviennent des déchets de phase liquide de la combustion de gouttelettes d'huiles lourdes à température relativement basse ($< 700\ ^\circ\text{C}$). La taille est égale ou supérieure à celle des gouttelettes d'huile d'origine
- des particules de coke, formées au cours du craquage de phase liquide à une combustion à température élevée ($> 700\ ^\circ\text{C}$). La taille des particules varie généralement entre 1 et $10\ \mu\text{m}$
- des particules de fines ($< 0,01\ \mu\text{m}$) : leur contribution aux émissions massiques totales est négligeable.

Les MP présentes dans les gaz de combustion des fours et des chaudières fonctionnant au fioul lourd sont composées d'un mélange de composés métalliques et de suie/coke. Les métaux (principalement du V et du Ni) sont des constituants naturels (d'origine intérieure) du pétrole brut. La formation de suie et de coke est due aux imperfections du procédé de combustion. Les polluants comme le sable, la rouille et autres métaux, et les particules de coke du combustible, peuvent aussi contribuer à la formation de particules. La teneur en métal d'origine intérieure des fiouls lourds (voir Section 2.10, que l'on peut calculer à partir de la teneur en métal du pétrole brut à partir duquel le fioul lourd est créé) constitue la base du calcul de la teneur minimale en cendre du fioul lourd et par conséquent constitue également la base des MP présentes dans les gaz de combustion. Les teneurs en cendre sont plus élevées que la teneur en métal (car les composés métalliques sont présents dans la cendre), et varient généralement entre 500 et $1\ 500\ \text{ppm}$ ($0,05 - 0,15\ \%$ p/p). En pratique, la teneur en MP est normalement 2 à 4 fois plus élevée, car le combustible non brûlé (suie) adhère aux MP métalliques, et car les aérosols SO_3 sont contrôlés en tant que MP.

La fourchette des MP non réduites (150 à $500\ \text{mg}/\text{Nm}^3$) est habituelle pour les brûleurs utilisés de nos jours (à pulvérisation de vapeur et bas NO_x), en supposant que toutes les mesures pour réaliser une bonne combustion (teneur en oxygène optimale et NO_x le plus bas possible dans les gaz de combustion) sont prises et directement liées à la teneur en cendre du combustible. Pour les fours les plus anciens, les niveaux de gaz de combustion brûlés avec du combustible liquide de raffinerie peuvent varier de 500 à $1\ 000\ \text{mg}/\text{Nm}^3$. Pour les chaudières, tous ces chiffres sont en moyenne inférieurs. Avec les nouvelles conceptions de brûleurs optimales avec pulvérisation de vapeur, on peut obtenir un niveau inférieur à $200\ \text{mg}/\text{Nm}^3$. La fourchette de 150 à $500\ \text{mg}/\text{Nm}^3$ représente la fourchette actuelle classique lorsque des combustibles liquides de raffinerie sont utilisés (teneurs en cendre) et des brûleurs installés (bas NO_x avec pulvérisation de vapeur). Le Tableau 3.45 fournit la fourchette des émissions de particules constatée dans les raffineries européennes actuelles.

	Gaz combustibles de raffinerie	Combustibles liquides de raffinerie
Fours de procédé	< 5	5 – 1 000
Chaudières	< 5	5 – 500
Turbines (à 15 % de O ₂)	n.d.	n.d.
Données en mg/Nm ³ à 3 % de O ₂		

Tableau 3.49 : Fourchettes des émissions de particules dans les installations existantes

Sources : [45, Sema and Sofres, 1991], [247, UBA Austria, 1998]

Le soufflage de suie est une opération qui est effectuée à des intervalles de temps réguliers pour éliminer la suie des fours qui s'accumule sur les équipements du four et empêche un bon fonctionnement. Au cours de cette opération, la teneur en MP des rejets gazeux peut atteindre des valeurs de 2 000 mg/Nm³. Les techniques de réduction utilisées pour les opérations normales seront efficaces pour réduire les émissions de MP de cette opération.

SO_x

Le dégagement de dioxyde de soufre est directement lié à la teneur en soufre des gaz combustibles de raffinerie et des fiouls utilisés. Les résidus de fioul lourd contiennent normalement des proportions significatives de soufre et d'azote, en fonction principalement de leur source et de l'origine du pétrole brut. Les données fournies par la CONCAWE indiquent que la teneur moyenne en SO₂ des gaz de combustion de raffinerie (combustion à l'huile/au gaz) s'élève à 1 350 mg/Nm³. 55 % des gaz de combustion émanant de l'huile/gaz brûlé se situent au-dessous de 1 000 mg/Nm³.

SO _x (mg/Nm ³) à 3% de O ₂	Gaz combustibles de raffinerie ^(*)	Fioul liquide ^(#)
Fours de procédé	3 – 1 700	50 – 7 000
Chaudières	3 – 1 700	50 – 7 000
Turbines (à 15 % de O ₂)	3 – 1 700	n.d.
* La fourchette la plus basse se rapporte à la combustion au gaz naturel. La valeur la plus élevée correspond au gaz combustible de raffinerie sans réduction de soufre.		
# La fourchette la plus basse correspond au procédé de combustion du combustible liquide de raffinerie à très faible teneur en soufre avec technique de réduction. La valeur la plus élevée correspond au combustible liquide à teneur en soufre de 4,1 % sans réduction.		

Tableau 3.50 : Fourchettes des émissions de dioxyde de soufre dans les raffineries européennes existantes

Sources : [45, Sema and Sofres, 1991], [247, UBA Austria, 1998], [198, (Hellas), 1999; 197, Hellenic Petroleum, 1999; 199, Petrola Hellas, 1999]

Dans la gazéification à air du coke, la teneur en soufre s'élèvera à 4000 mg/Nm³ environ par pour cent de soufre présent dans la charge.

COV

Des émissions fugaces de COV peuvent émaner du stockage des combustibles et des combustibles non brûlés. Aucune donnée n'a été rendue disponible sur ce sujet.

Eaux usées

La vapeur utilisée pour le stripage, la génération de vide, la pulvérisation et le traçage est généralement perdue dans les eaux usées ou dans l'atmosphère. Les eaux usées générées au cours des procédés énergétiques proviennent principalement du système d'eau d'alimentation de chaudière (EAC). Les principaux flux sont la purge de déconcentration de la chaudière (1 à 2 % de l'apport de l'EAC) et le lavage de régénération de la préparation de l'EAC (2 à 6 % de l'EAC produite). Les principaux polluants et la composition du premier flux sont : 100 mg/l de DCO ; 0 à 30 mg/l de N-Kj ; 0 à 10 mg/l de PO₄. Le flux de régénération de la préparation de l'EAC est combiné à du NaOH/HCL pour la neutralisation du pH. Aucun biotraitement n'est normalement nécessaire.

Déchets solides générés

Les dégagements dans le sol peuvent résulter de la récupération de routine des grains et de la poussière et se produire au cours des procédures de nettoyage. La composition est de 0,5 à 1 % p/p de Ni et de 2 à 3 % p/p de V dans les fours et de 1 à 3 % de Ni/V dans les chaudières. La quantité dépend de la conception du four et de la qualité du combustible liquide, mais elle varie entre zéro et 10 tonnes par an dans les chaudières. De la boue de résidus de réservoirs des combustibles liquides de raffinerie et de la boue de nettoyage d'ensemble sont générées dans les réservoirs de stockage. Le flux dépend de la qualité du

combustible liquide de raffinerie et de la présence de mélangeurs de réservoir de combustible. En fonction du mode de drainage, 20 à 80 % du flux sont constitués d'huile.

3.11 Ethérification

Consommations

La réaction d'éthérification est exothermique et le refroidissement à la température de réaction correcte est crucial pour obtenir un rendement de conversion optimal. Du méthanol est nécessaire à la production de ces éthers. Les consommations d'utilité dans le Tableau 3.51 sont spécifiées par tonne de MTBE traité dans une unité d'oxygénation.

Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, $\Delta T = 10^{\circ}\text{C}$)
12- 20	1 000 – 2 000	2 - 8

Tableau 3.51 : Exigences d'utilité dans le procédé d'éthérification

Emissions

Emissions dans l'air

Des hydrocarbures provenant des surpressions des cuves, du fût des distillats de tête de la colonne de dépentaniseur et du fût de reflux de la colonne de distillation, de l'installation de méthanol, des flux de purge de vapeur sur les éliminateurs et du catalyseur du réacteur constituent des dégagements potentiels dans l'air.

Eaux usées

Des hydrocarbures, du méthanol et des éthers provenant des déversements et des flux du drainage d'eau provenant de la récupération du méthanol peuvent potentiellement être libérés dans l'eau. Le flux du drainage d'eau est généré selon un débit de 1 à 2 m³/t et avec une composition de : 50 à 200 mg/l de DCO et 5 à 20 mg/l de N-Kj. Le méthanol (éthanol), les éthers et l'acide formique (acide acétique) constituent certains composés que l'on peut trouver dans ces eaux usées.

Déchets solides générés

Les déchets générés sont le catalyseur/la résine usés sans possibilité de régénération. Il doit être remplacé tous les deux ans et vaporisé dans la torche avant recyclage. Le catalyseur est recyclé pour récupérer sa teneur en palladium. Les efforts de recyclage de la résine n'ont pas été couronnés de succès.

3.12 Procédés de séparation des gaz

Consommations

La demande en électricité d'un procédé de séparation des gaz varie de 15 à 20 kWh par tonne d'intermédiaire traitée. Ces procédés consomment également entre 300 et 400 kg de vapeur par tonne d'intermédiaire et entre 1 et 2 m³/t d'eau de refroidissement (T = 10 °C).

Emissions

Emissions dans l'air

Des hydrocarbures provenant des surpressions des cuves, des gaz de ventilation de régénération provenant des tamis moléculaires, des gaz combustibles de raffinerie C1/C2, des fuites du système de réfrigération, des opérations de stockage et de manipulation peuvent potentiellement être libérés dans l'air.

Si du mercure est présent dans l'intermédiaire de la raffinerie, il se concentrera dans les sections de distillats de tête, en particulier les refroidisseurs. Des refroidisseurs de GPL, de têtes de distillation et naphta seront très probablement utilisés. La vaporisation qui a pollué les équipements peut entraîner des émissions de mercure dans l'atmosphère. On trouve parfois du mercure lors de l'ouverture des équipements pour inspection et maintenance.

Le procédé final dans la production de GPL est l'addition de certaines substances odorantes. Les substances odorantes utilisées sont généralement des composés organiques de soufre, c'est-à-dire des mercaptans et des sulfures. Les dégagements potentiels dans l'air sont des fuites ou des déversements de substances odorantes et de vapeurs déplacées lors du remplissage du réservoir ou provenant de l'expansion thermique du gaz isolant. Les produits de l'incinération ou du brûlage à la torche déplacent également des vapeurs si ces techniques sont utilisées, y compris de petites quantités de dioxyde de soufre émanant de la combustion des substances odorantes.

Eaux usées

Des déversements d'hydrocarbures, de H₂S, de NH₃ et d'amines peuvent potentiellement être libérés dans l'eau.

Déchets solides générés

Des hydrocarbures provenant des tamis moléculaires usés pollués et de l'addition de substances odorantes, y compris les déchets solides comme les matériaux utilisés pour absorber les déversements de substances odorantes, peuvent être potentiellement libérés dans le sol.

3.13 Procédés consommant de l'hydrogène

Consommations

Dans cette section, deux groupes de procédés ont été inclus : l'hydrocraquage et les hydrotraitements. Les deux types de procédés sont catalytiques et consomment de l'hydrogène. Le Tableau 3.52 présente la consommation approximative d'hydrogène de l'hydrotraitement et de l'hydrocraquage de divers intermédiaires.

Procédé (données de consommation de produits chimiques)	% de S p/p dans le pétrole brut	% de S p/p dans la charge	Nm ³ de H ₂ par tonne de charge
Conversion profonde de résidus atmosphérique	1 - 2	2 - 3,5	260 - 500
Hydrocraquage du gasoil sous vide	0,5 - 0,8	2 - 3	260 - 400
Hydrogénation d'huile de cycle	0,3	3	370
Hydrotraitement			
Naphta de FCC/naphta d'unité de cokéfaction	0,05 - 0,01	1	110
Kérosène	0,1 - 0,02	0,1	11
Naphta direct	0,01	0,05	4
Hydrodésulfuration			
Gasoil de FCC/gasoil d'unité de cokéfaction	0,1	1	130
Gasoil à forte teneur en soufre à 0,05 % de S	0,05	0,35	200
Gasoil à forte teneur en soufre à 0,2 % de S	0,04	0,3	44
Gasoil à faible teneur en soufre à 0,05 % de S	0,04	0,15	17
Gasoil à faible teneur en soufre à 0,2 % de S	0,03	0,1	13
Hydroconversion		Teneur en métal < 500 ppm	

Tableau 3.52 : Données de consommation d'hydrogène

Source : [166, Meyers, 1997], [118, VROM, 1999]

HYDROTRAITEMENTS

Consommations des unités d'hydrotraitement

La consommation de H₂, et donc les besoins en énergie, augmentent de façon significative dans l'ordre croissant l'hydrotraitement du naphta (0,05 % du H₂), du distillat (0,3 % du H₂) et des résidus (1,8 % du H₂). Le tableau suivant fournit les besoins en utilités de différents hydrotraitements.

	Combustible (MJ/t)	Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, T=10°C)	Eau de lavage (kg/t)	H ₂ (kg/t)
Procédés au naphta	200 - 350	5 - 10	10 - 60	2 - 3	40 - 50	1 - 15
Procédés au distillat	300 - 500	10 - 20	60 - 150	2 - 3	30 - 40	1 - 15
Procédés au résidu	300 - 800	10 - 30	60 - 150	2 - 3	30 - 40	10 - 100
Hydroconversion	600 - 1000	50 - 110	200 - 300 (vapeur produite)	2 - 10	-	-

Note : l'hydroconversion est une réaction exothermique et la chaleur générée dans le système du réacteur est partiellement récupérée dans l'échangeur de produit de charge.

Tableau 3.53 : Besoins en utilités des différents hydrotraitements

Sources : [45, Sema and Sofres, 1991], [118, VROM, 1999]

Procédé	Composition	Durées du cycle/consommation moyenne (t/Mt d'intermédiaire)
Hydrodésulfuration	CoO/MoO ₃ /Al ₂ O ₃	1 an / 46
Dénitrification	Catalyseur Ni/Mo	1 an / 46
Démétallisation	n.d.	< 1 an / n.d.
Saturation des oléfines et des composés aromatiques	Catalyseur Ni/Mo	1 an / n.d.
Hydrogénation des dioléfinés légères	n.d.	2 ans / n.d.

Tableau 3.54 : Catalyseurs utilisés dans les hydrotraitements

Emissions provenant des unités d'hydrotraitement

Emissions atmosphériques

Les émissions dans l'air émanant de l'hydrotraitement peuvent provenir des gaz de combustion des appareils de production de chaleur industrielle (couvert dans la Section 3.10), des événements, des émissions fugaces et de la régénération du catalyseur (CO_2 , CO , NO_x , SO_x). Le flux de dégagements gazeux peut être très riche en sulfure d'hydrogène et en gaz combustible léger. Le gaz combustible et le sulfure d'hydrogène sont généralement acheminés vers les unités de traitement du gaz acide et de récupération du soufre. Des hydrocarbure et des composés de soufre émanant des soupapes de surpressions ; des fuites proviennent des brides, des foudroirs et des joints d'étanchéité sur les pompes, les compresseurs et les soupapes, en particuliers sur les canalisations de gaz acide et d'eau acide ; la ventilation au cours des procédures de régénération et de remplacement du catalyseur ou au cours des opérations de nettoyage. Les tableaux suivants présentent deux exemples d'émissions émanant des procédés d'hydrotraitement. Les émissions dans l'air incluent les émissions générées par la combustion du combustible requis dans ces procédés.

Installation <i>OMV Schwechat</i>	Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (Mt/an)	Unités	SO_2	NO_x	CO	CO_2	Particules
Unité d'hydrotraitement au naphta	205,9	116 000 Naphta	mg/m^3 t/an kg/t de charge	700 ⁽¹⁾ 142 0,13	74 15 0,013	10 2 0,002	40 152 36	20 4,1 0,004
Distillats moyens	135,8	1 780 000 Kérosène GO	mg/m^3 t/an kg/t de charge	59 8,1 0,005	242 33 0,019	5 0,7 0	26 341 15	1 0,1 0
Distillats sous vide	72,4	1 820 000 GSV	mg/m^3 t/an kg/t de charge	700 ⁽¹⁾ 51,6 0,028	442 32,6 0,018	10 0,7 0	19 466 10,7	20 1,5 0,001

⁽¹⁾ Le gaz brut était traité dans une unité de désulfuration des gaz de combustion (Wellman Lord).

Les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O_2 , dans des conditions sèches.

Installation <i>Mider</i>	Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (Mt/an)	Unités	SO_2	NO_x	CO	CO_2	Particules
Unité d'hydrotraitement au naphta	205,9	1 500 000 Naphta	mg/m^3 t/an kg/t de charge	35 7,1 0,005	100 20,3 0,014	100 20,3 0,014	39 937 27	5 1 0,001
Distillats moyens	205,9	3 000 000 GO	mg/m^3 t/an kg/t de charge	35 7,1 0,002	100 20,3 0,007	100 20,3 0,007	39 937 13	5 1 0
Distillats sous vide	578,2	2 600 000 GSV	mg/m^3 t/an kg/t de charge	35 18,6 0,007	100 53,2 0,02	100 53,2 0,02	164 776 63	5 2,7 0,001

Les émissions ne sont que des valeurs limites. Les charges et les émissions spécifiques ont été calculées.

Les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O_2 , dans des conditions sèches.

Tableau 3.55 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les unités d'hydrotraitement
Source : [250, Winter, 2000]

Eaux usées générées par les hydrotraitements

L'hydrotraitement génère un flux d'eaux usées de 30 à 55 l/tonne. Il contient du H_2S , du NH_3 , présente un pH élevé, contient des phénols, des hydrocarbures, des matières en suspension, de la DBO et de la DCO. Cette eau acide de procédé devrait être acheminée vers un strippeur/traitement d'eau acide. Des dégagements potentiels dans l'eau incluent des HC et des composés de soufre provenant des déversements et des fuites, en particulier dans les canalisations d'eau acide. Dans les hydrotraitements de distillats, des dépôts de matières solides comme du $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ et du NH_4Cl se forment sur les parties plus froides de l'unité et doivent être éliminés grâce à une eau de lavage.

Déchets solides générés par les hydrotraitements

Ces procédés génèrent des fines de catalyseur usé (de 50 à 200 t/an pour une raffinerie de 5Mt/an de silicate d'aluminium et de métaux Co/Mo). Pour les unités de procédés utilisant des catalyseurs coûteux, il existe des contrats avec le fournisseur selon lesquels le fournisseur reprend le catalyseur usé pour

régénération et/ou recyclage. Cette pratique est aussi adoptée pour d'autres types de catalyseurs. Au cours des 20 dernières années, l'utilisation de procédés catalytiques a considérablement augmenté tout comme les services de régénération et de réusinage, en particulier pour les catalyseurs d'hydrotraitement Ni/Mo et Co/Mo. Les lits des tamis moléculaires sont parfois utilisés pour capturer la teneur en eau de certains flux (comme l'hydrodésulfuration de distillats).

HYDROCRAQUAGE

Consommations des unités d'hydrocraquage

L'hydrocraquage est un procédé exothermique. La chaleur générée dans les réacteurs est partiellement récupérée dans un échangeur de chaleur charge/produit. Une quantité significative de chaleur est requise dans la section de fractionnement. Les catalyseurs utilisés dans ce procédé sont généralement des oxydes de cobalt, de molybdène, de nickel ou de tungstène imprégnés sur de l'aluminium. De l'alumine fluorée, de l'argile activée, de la silice-alumine ou des zéolithes sont également présents. La consommation moyenne de catalyseurs s'élève à 57,4 t/Mt d'intermédiaire. Une petite quantité de matériau semblable à du coke se forme et s'accumule dans le temps sur le catalyseur. Cela désactive le catalyseur, qui nécessite alors une régénération en dehors du site tous les un à quatre ans en brûlant le coke. L'eau est éliminée en passant le flux de charge dans un sécheur à gel de silice ou à tamis moléculaire. Les besoins en utilités de l'hydrocraquage sont les suivants :

	Combustible (MJ/t)	Electricité (kWh/t)	Vapeur produite (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t à $\Delta T=17^\circ\text{C}$ (* $\Delta T=10^\circ\text{C}$))
Hydrocraquage	400 – 1200	20 – 150	30 – 300	10 – 300
Hydroconversion	600 - 1000	50 – 110	200 – 300	2 – 10*

Tableau 3.56 : Consommation d'utilité d'une unité d'hydrocraquage

Source : [45, Sema and Sofres, 1991], [118, VROM, 1999]

Emissions émanant des unités d'hydrocraquage

Emissions atmosphériques

Le gaz de cheminée du réchauffeur contient du CO, du SO_x, du NO_x, des hydrocarbures et des particules qui génèrent de la fumée, des grains et de la poussière dans les gaz de combustion (couvert dans la Section 2.10), des émissions fugaces (hydrocarbures) et une régénération du catalyseur (CO₂, CO, NO_x, SO_x et poussière de catalyseur). Le flux de gaz combustible et de vidange contiendra du H₂S et devra être traité. Les non-condensables provenant du condenseur de l'ensemble des éjecteurs sous vide génèrent des COV.

Eaux usées

L'hydrocraquage génère un débit d'eaux usées de 50 à 110 l par tonne traitée. Elles contiennent un niveau élevé de DCO, des matières en suspension, du H₂S, du NH₃ et des niveaux relativement faibles de DBO. L'eau acide provenant du séparateur sous haute pression de première étape, du séparateur BP, et de l'accumulateur de distillats de tête devrait être acheminée vers un strippeur/traitement de l'eau acide. Les effluents provenant des procédés d'hydroconversion peuvent occasionnellement contenir des métaux (Ni/V).

Déchets solides

L'hydrocraquage génère également des fines de catalyseur usés (métaux provenant du pétrole brut et hydrocarbures). Le catalyseur devrait être remplacé une fois tous les 1 à 3 ans, générant une moyenne de 50 à 200 t/an pour une raffinerie de 5 Mt/an. L'hydroconversion génère normalement entre 100 et 300 t/an de catalyseurs usés qui contiennent plus de métaux lourds que les catalyseurs d'hydrocraquage.

3.14 Production d'hydrogène

Consommations

Reformage à la vapeur

Le reformeur à vapeur doit fournir une grande quantité de chaleur à forte température pour la réaction de reformage à la vapeur en brûlant du combustible, entraînant une grande quantité de chaleur perdue dans les gaz de combustion. Les installations d'hydrogène représentent l'un des utilisateurs les plus importants de catalyseurs dans une raffinerie. Les besoins classiques en utilités d'une installation de reformage à la vapeur alimentant du gaz naturel sont les suivants (pas de compression requise) :

Combustible (MJ/t de H ₂)	Electricité (kWh/t)	Vapeur produite (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, ΔT=10 °C)
35 000 – 80 000	200 – 800	2 000 – 8 000	50 – 300

Tableau 3.57 : Exigences classiques en utilités du reformage à la vapeur

Source : [45, Sema and Sofres, 1991]

En moyenne, ces procédés produisent 2 600 Nm³ d'hydrogène (210 kg) par tonne d'intermédiaires. Le catalyseur pour le reformage est composé de 25 à 40 % d'oxyde de nickel déposé sur une base réfractaire à faible teneur en silice. Le catalyseur utilisé dans le four du reformeur n'est pas régénérable et est remplacé tous les quatre à cinq ans. Une raffinerie d'une capacité de cinq millions de tonnes de pétrole brut par an consommera 50 tonnes par an.

La composition du produit dépend de la technique de purification, comme le montre le Tableau 3.58.

Paramètre	Technique de purification par voie humide	Adsorption modulée en pression
Pureté de l'hydrogène	95 – 97	99 – 99,99
Méthane	2 – 4	100 ppm v/v
CO+CO ₂	10 – 50	10 – 50
Azote	0 – 2	0,1 – 1,0

Tableau 3.58 : Composition de l'hydrogène dans le reformage à la vapeur

Source : [166, Meyers, 1997]

Gazéification du coke

La gazéification du coke produit entre 2 600 et 3 500 Nm³ d'hydrogène (210 à 300 kg) par tonne de coke gazéifié. La Figure 3.9 présente un schéma de production d'hydrogène par un gazogène de coke et la quantité d'hydrogène produite par tonne de coke de pétrole.

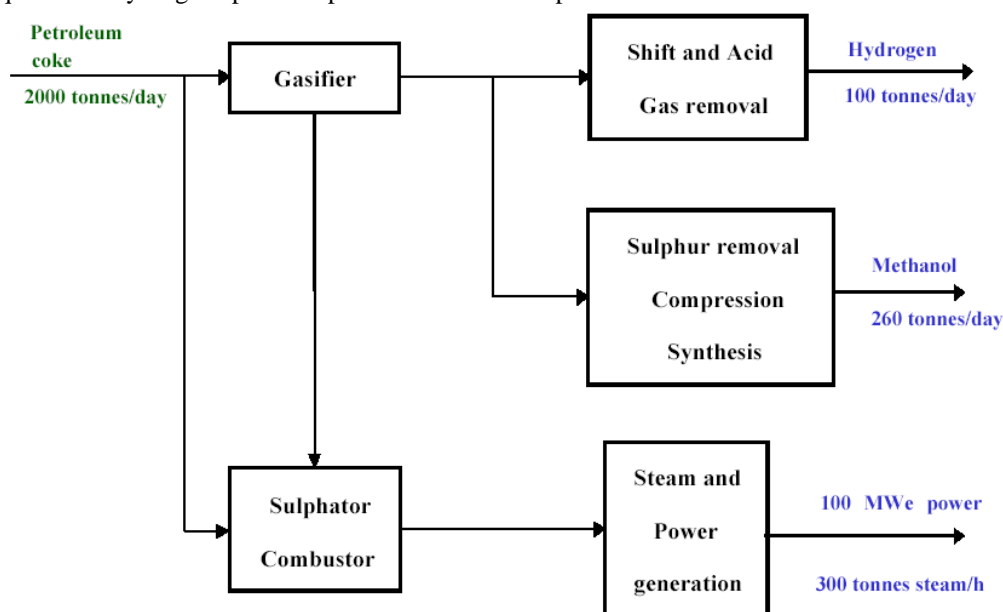


Figure 3.9 : Procédé commercial de coke de pétrole

Source : [166, Meyers, 1997]

Gazéification des combustibles lourds

Le bitume et les combustibles lourds peuvent être gazéifiés. Le tableau suivant présente les caractéristiques du bitume qui ont été utilisées dans la gazéification.

Densité à 15 °C	1,169	kg/l
Carbone	85,05	% p/p
Hydrogène	8,10	% p/p
Azote	0,80	% p/p
Soufre	6,00	% p/p
Cendre	0,05	% p/p
V	600	ppm
Ni	200	ppm

Tableau 3.59 : Caractéristiques du bitume qui peuvent être utilisées comme intermédiaire d'oxydation partielle

Source : [166, Meyers, 1997]

Emissions

Emissions atmosphériques

Reformage à la vapeur

Les émissions de NO_x sont les plus importantes à prendre en compte. D'autres émissions, comme celles de SO_x ou d'eau, sont minimales, car du combustible à faible teneur en soufre est généralement utilisé et une faible quantité d'émissions autres que des gaz de combustion se dégage. Le choix d'un système de récupération de chaleur peut avoir un effet majeur sur la production de NO_x, car la quantité de combustible chauffé et la température de la flamme seront affectées. Les émissions de NO_x provenant d'une unité de reformage à la vapeur utilisant du gaz ou de l'essence légère comme combustibles et avec des brûleurs bas NO_x s'élèvent à 25 – 40 mg/MJ (100 à 140 mg/Nm³, à 3 % de O₂) [107, Janson, 1999]. D'autres émissions, comme celles de CO₂, émanent du carbone présent dans la charge.

Gazéification du coke

Les sorbants de soufre, comme le calcaire (CaCO₃) ou la dolomie (carbonate de Mg, de Ca) sont normalement utilisés dans le gazogène, réduisant ainsi de façon drastique la teneur en soufre. La composition du soufre dans les rejets gazeux varie entre 600 et 1 200 mg/Nm³ de H₂S et de COS. Si aucun sorbant n'est utilisé, la teneur en soufre du gaz sera proportionnelle au soufre présent dans la charge. Dans la gazéification à oxygène, la teneur en soufre s'élèvera à 10 000 mg/Nm³ environ par pour cent de soufre présent dans la charge. De l'ammoniac se forme dans le gazogène à partir de l'azote fixé dans le combustible. L'ammoniac présent dans le gaz produit contient généralement moins de 5 % de l'azote fixé dans le combustible lorsque du calcaire était présent dans le gazogène.

Gazéification des combustibles lourds

Les données de la raffinerie Mider sur les émissions dans l'air de l'unité d'oxydation partielle sont disponibles :

Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (t/an)	Unités	SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Particules
2 452,8	670 000	mg/m ³	35	158	100		5
		t/an	243,4	1 099	695,5	475 843	34,8
		kg/t de charge	0,363	1,64	1,038	710	0,052

Tableau 3.60 : Exemple d'émissions dans l'air générées par la gazéification de combustible lourd

Source : [247, UBA Austria, 1998]

Déchets solides

Gazéification du coke

Les déchets solides provenant du procédé consistent principalement en calcaire usé et en métaux provenant du coke de pétrole. Les particules présentes dans le gaz produit sont éliminées dans le filtre barrière à un niveau inférieur à 5 ppm. Les métaux et les alcalis volatiles tendent à s'accumuler sur les particules lorsque le gaz est refroidi. Les particules contiennent un pourcentage élevé de carbone et sont

généralement acheminées avec la cendre vers une chambre de combustion, où le carbone restant est brûlé et le sulfure de calcium est oxydé en sulfate. Dans ce système de nettoyage des gaz chauds, aucun condensat aqueux n'est produit, bien que certains puissent être produits au cours du traitement ultérieur du gaz. Les déchets solides provenant du procédé consistent principalement en calcaire usé et en métaux provenant du coke de pétrole. Après traitement dans une sulphator/sulfateuse, ce matériau est envoyé pour élimination. Du vanadium et du nickel sont présents dans la majorité des cokes de pétrole dans des concentrations beaucoup plus élevées que dans les charbons et les lignites. Ils restent dans les cendres.

Purification de l'hydrogène

Plusieurs lits adsorbants sont utilisés, et le flux de gaz est périodiquement transféré d'une cuve à une autre pour permettre une régénération de l'adsorbant par réduction de la pression et par purge, libérant ainsi les composants adsorbés. Le gaz adsorbé s'accumule normalement dans une cuve et est utilisé comme combustible dans un lieu adapté.

3.15 Gestion intégrée de la raffinerie

Emissions émanant des raffineries européennes dans leur ensemble

Les calculs suivants sont basés sur les émissions de SO₂ émanant de 76 raffineries européennes (chiffres annuels) en 1998 (CONCAWE). Les émissions de raffineries de 387 ktonnes comprennent 7,4 % de l'apport en soufre global provenant de l'intermédiaire (allant de 2 % à 10 %).

La décomposition de ces émissions annuelles globales pour les sites d'Europe de l'Ouest est approximativement la suivante :

- 65 % provenant de la combustion, représentant une consommation de 28,5 % de combustible liquide avec une teneur en S de 1,7 % et 65 % de gaz combustible
- 13 % provenant des unités de FCC
- 11 % provenant des unités de récupération du soufre
- et les 11 % restants du brûlage à la torche et de sources diverses.

Les valeurs globales sont basées sur des moyennes annuelles calculées (*) pour toutes les raffineries participantes : les émissions totales divisées par le gaz de combustion total émis (stœchiométrique calculée requise). Donc, $\Sigma (S_{\text{unité 1}} + S_{\text{unité 2}} + S_{\text{FCC}} + S_{\text{SRU}} + S_{\text{TORCHE}})$ divisée par Σ (volume de gaz de combustion résultant de la combustion de différents types de combustibles). Le tableau suivant présente les résultats :

Valeurs de « bulle » (mg/Nm ³)	Européen	Zone ATL.	Zone MED.	Zone ENO	Autres zones
Moyenne globale	1 600	> 2 000	> 2 200	< 700	< 400
Moyenne pondérée de combustion	1 000	1 290	1 540	570	310
Contribution géographique des aires ³ (% d'EF)	100 %	26 %	25 %	39 %	10 %
<p>Exprimé en terme de « bulle moyenne globale », la masse de soufre émise par volume de gaz de combustion calculée pour les sites inclus dans le rapport représente une concentration annuelle moyenne en Europe de l'Ouest de 1 600 mg/Nm³, toutes les unités des raffineries incluses pour tous les types de raffineries.</p> <p>Exprimé en termes de « bulle de combustion » - uniquement due aux combustibles brûlés dans la raffinerie, excluant donc les unités de FCC et SRU – la distribution de la valeur annuelle calculée pour chaque site individuel est rapportée dans un graphique en fonction de sa contribution respective et cumulée au combustible total utilisé en Europe.</p>					

La division géographique dans les trois zones majeures confirme des variations entre les zones, traduisant les différentes conditions d'exploitation en Europe.

La Figure 3.10 présente les résultats des trois dernières études des années 1992, 1995 et 1998. Une moyenne pondérée de la « bulle » annuelle de 1 000 mg/Nm³ est calculée, traduisant des baisses significatives par rapport à des études antérieures selon lesquelles la « bulle » de combustion moyenne était de 1 350 mg/Nm³.

³ Les quatre zones sont :

- ENO – Europe du Nord Ouest (France continentale, Royaume Uni, Belgique, Pays-Bas, Allemagne et Danemark)
- ATL – Atlantique (Irlande, Portugal, côtes atlantiques de France et d'Espagne)
- MED – Méditerranéenne (Espagne, côte méditerranéenne de France, Italie, Grèce)
- Autres – (Norvège, Suède, Finlande, Autriche, Hongrie et Suisse)

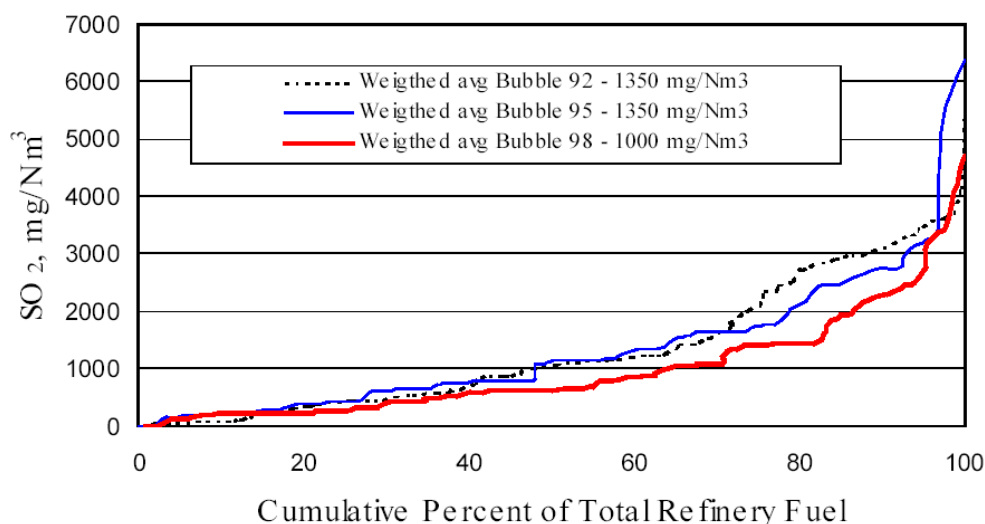


Figure 3.10 : Evolution historique et de la distribution de la bulle de combustion du SO₂ annuelle calculée dans les raffineries de l'UE
Source : Etudes de la CONCAWE

La partie inférieure des courbes représente les sites :

- qui brûlent plus de gaz que de combustibles liquides,
- qui utilisent un combustible liquide à teneur en soufre inférieure,
- dont les produits commercialisés ont une teneur en soufre élevée
- et/ou qui utilisent des techniques de contrôle des émissions de SO₂.

Il s'agit, ensuite, de savoir quelle est la fenêtre d'exploitation dans lesquelles elles ont fonctionné (pétrole brut/intermédiaire, situation de l'offre et de la demande, limites en termes de conception de l'installation, etc.) et de la disponibilité locale des combustibles de raffinerie et de gaz naturel pour la combustion dans la raffinerie. Ce n'est que dans ce contexte complexe, que toute référence à une « bonne » performance doit être jugée.

ACTIVITES DE GESTION DE LA RAFFINERIE

Gestion intégrée des émissions

Certains des aspects liés aux émissions dans l'air se rapportent par nature à de nombreux procédés ou activités, et doivent donc être considérés dans une raffinerie comme une question globale. Les émissions de COV et de soufre en font partie.

Emissions dans des circonstances anormales

Des déversements accidentels d'importantes quantités de polluants peuvent se produire suite à une opération anormale dans une raffinerie et peuvent potentiellement entraîner un risque environnemental local majeur. Les situations d'urgence sont normalement régulées dans le permis de la raffinerie. La quantification de ces émissions est difficile.

Mise en marche et interruption

Des conditions comme les opérations de mise en marche et d'interruption sont peu fréquentes, et sont normalement de courte durée. Les conceptions modernes incluent des systèmes de mise en marche et d'interruption à sécurité intégrée entièrement automatisés avec dispositifs de synchronisation pour maximiser la sécurité et minimiser le risque et les émissions. La mise en marche et l'interruption d'une raffinerie complète ou d'une partie de l'installation peuvent entraîner des émissions substantielles dans l'atmosphère, principalement de COV, de SO₂, de CO₂ et de particules. Le drainage des effluents et les infrastructures de traitement pourraient aussi être temporairement surchargés. La conception de la raffinerie et les contraintes opérationnelles nécessitent une gestion acceptable du point de vue environnemental et une élimination des émissions, des déversements et des déchets dans des conditions de trouble. Les procédures de mise en marche et d'interruption, et donc les émissions et les déversements, varient en fonction du type d'unité et de la raison de l'interruption. Si une unité particulière doit seulement être dépressurisée et les composants lourds évacués pour un arrêt temporaire, les émissions seront bien inférieures par rapport à une situation dans laquelle tous les équipements sont purgés, vaporisés et remplis d'air pour permettre aux employés d'y entrer. Des procédures de sécurité et de santé

strictes sont des pratiques normales dans les raffineries de nos jours. Non seulement le personnel, mais aussi les sous-traitants, doivent respecter ces procédures. Néanmoins, des accidents occasionnels se produisent et des précautions de sécurité doivent être régulièrement prises. L'interruption ou la purge de déconcentration peuvent aussi avoir un impact sur les habitations voisines (bruit et lumière du brûlage à la torche).

Nettoyage des échangeurs de chaleur

Les ensembles d'échangeurs de chaleur sont nettoyés périodiquement pour éliminer les accumulations de paraffine brute, de boue et de tout déchet huileux. Comme le chrome a été presque entièrement éliminé comme additif d'eau de refroidissement, les déchets générés par le nettoyage des ensembles d'échangeur de chaleur ne représentent plus une portion significative des déchets dangereux générés dans les infrastructures de raffinerie. La boue générée (huile, métaux et matières en suspension) peut contenir du plomb ou du chrome, bien que certaines raffineries qui ne produisent pas d'essence à plomb et qui utilisent des inhibiteurs de corrosion sans chrome ne génèrent généralement pas de boue contenant ces constituants. Des eaux huileuses usées sont aussi générées au cours du nettoyage de l'échangeur de chaleur. Des émissions de COV peuvent se produire au cours de ces procédés.

GESTION DES UTILITÉS

1.- Gestion de l'eau

Le *ruissellement d'eau de surface* est intermittent et contiendra des constituants provenant des déversements à la surface, des fuites dans les équipements et tout matériau qui pourrait avoir été récupéré dans les drains. L'eau de ruissellement de surface inclut également de l'eau provenant des drains du toit de réservoir de stockage du produit et du pétrole brut.

La production quotidienne d'*eaux-vannes* d'une unité individuelle s'élève à environ 120 litres, il est donc aisé de calculer l'effluent d'eaux-vannes total de la raffinerie. Cet effluent domestique est normalement récupéré dans une fosse sceptique puis traité dans une station d'épuration.

L'*eau de ballastage* est pertinente pour les raffineries qui sont dotées d'infrastructures de réception du pétrole brut et qui gèrent de grands pétroliers de produits ou des barges sur terre. Cette eau de ballastage peut être d'un volume important et présenter une teneur en sel (eau de mer) élevée, et être fortement polluée par des hydrocarbures. Cela peut facilement provoquer un trouble des systèmes de traitement des effluents existants. Par conséquent, l'utilisation de réservoirs d'eaux de ballastage est un instrument d'égalisation important pour injecter l'eau de façon contrôlée dans le système d'eau de procédé ou dans le système d'eau continuellement polluée par des hydrocarbures, si la DCO est inférieure à 100 ppm. Comme de plus en plus de pétroliers de brut sont équipés de réservoirs d'eau de ballastage séparés, le problème de l'eau de ballastage disparaît progressivement.

L'*eau utilisée au cours des opérations de traitement* représente également une portion significative des eaux usées totales. Les eaux usées de procédé proviennent du pétrole brut de dessalage, des opérations de stripping vapeur, du refroidissement du fouloir de pompe, des drains du fût de reflux de la colonne de fractionnement du produit et de la purge de déconcentration de la chaudière. Comme l'eau de procédé entre souvent en contact direct avec de l'huile, elle est généralement fortement polluée.

L'utilisation de l'eau dépend à la fois de l'objectif et de la complexité de la raffinerie. Tandis qu'il existe généralement des opportunités permettant d'économiser l'utilisation de l'eau, la possibilité de réductions majeures dans les raffineries existantes est parfois limitée. Les données provenant de 63 raffineries européennes sur l'utilisation de l'eau sont les suivantes (données en moyennes annuelles) :

Utilisation d'eau douce annuelle moyenne	4,2	millions de tonnes/an
Fourchette	0,7 à 28	millions de tonnes/an
Débit de raffinerie moyen	6,9	millions de tonnes/an
Utilisation moyenne d'eau par tonne de débit	0,62	tonne/tonne de débit
Fourchette	0,01 à 2,2	tonne/tonne de débit

La consommation d'eau douce enregistrée est celle des :

- eaux potables (canalisation)
- eaux douces
- eaux souterraines extraites de manière privée (y compris dans certains cas, de l'eau souterraine polluée extraite à des fins de traitement).

Elle n'inclut pas :

- l'effluent final recyclé
- l'eau de ruissellement
- les eaux de ballastage du navire
- les eaux usées provenant d'infrastructures attenantes
- l'eau de mer

2.- *Systèmes de purge de déconcentration*

Le composant gazeux du système de purge de déconcentration contient généralement des hydrocarbures, du sulfure d'hydrogène, de l'ammoniac, des mercaptans, des solvants et autres constituants, et est soit déversé directement dans l'atmosphère, soit brûlé dans une torche. Les émissions majeures dans l'air provenant des systèmes de purge de déconcentration sont des hydrocarbures dans le cas de déversement direct dans l'atmosphère et des oxydes de soufre dans le cas de brûlage à la torche. Le liquide se compose généralement d'un mélange d'eau et d'hydrocarbures contenant des sulfures, de l'ammoniac et d'autres polluants, qui sont acheminés vers la station d'épuration.

La purge de déconcentration du fût étanche génère un effluent de 1 à 2 m³/h et de 10 fois plus en cas d'urgence, avec une composition de DCO de 500 – 2000 mg/l, de H₂S de 10 – 100 mg/l, de phénol de 5 – 30 mg/l, de NH₃, d'huile et de matières en suspension de 50 – 100 mg/l.

3.16 Isomérisation

Les principaux problèmes environnementaux de ce procédé sont, hormis la consommation d'énergie, la promotion du catalyseur et la réduction des effets secondaires.

Consommations

Les exigences énergétiques totales dépendent principalement de la configuration (l'opération de recyclage a des besoins de 2 à 2,5 fois plus élevés que l'opération à passage unique), et des infrastructures de séparation des n-paraffines et des isoparaffines, du procédé d'absorption/désorption ou de la colonne de dé-isohexaniseur. Les procédés d'isomérisation requièrent une atmosphère d'hydrogène pour réduire au maximum les dépôts de coke mais la consommation d'hydrogène est négligeable. Les exigences en utilités d'un procédé d'isomérisation sont :

Electricité (kg/t)	Vapeur consommée (kWh/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, ΔT = 10 °C)
20 - 30	300 - 600	10 - 15

Tableau 3.61 : Exigences en utilités du procédé d'isomérisation

La durée de vie du catalyseur varie de 2 à plus de 10 ans en fonction de l'exploitation de l'unité. Le catalyseur promu au chlorure, de l'alumine chlorée contenant du platine, nécessite l'ajout d'une très petite quantité de chlorures organiques pour maintenir les activités du catalyseur élevées, pour éviter la désactivation du catalyseur et des problèmes potentiels de corrosion. Voir la Section 2.16 pour de plus amples informations sur le type de catalyseurs utilisés.

Le tableau suivant présente les besoins en utilités et en produits chimiques du procédé d'adsorption pour un débit de charge de 600 tonnes par jour.

Exigences en utilités et en produits chimiques du procédé d'adsorption	
Combustible consommé (rendement du four de 90 %) MW	9
Eau (T = 17 °C), m ³ /jour	2 159
Electricité, kW	1 455
Vapeur à 10,5 kg/cm ² , saturée, kg/h	2,8
Consommation d'hydrogène, Nm ³ /jour	17,7
Consommation de sodium (kg)	8,4
Chlorure d'hydrogène (kg)	6
Consommation de catalyseur (kg)	0,12

Tableau 3.62 : Exigences en utilités et en produits chimiques du procédé d'adsorption
Source : [166, Meyers, 1997], [337, Journal, 2000]

Emissions

Emissions atmosphériques

Les émissions dans l'air peuvent provenir de l'appareil de production de chaleur industrielle, des flux de purge et des émissions fugaces. Les émissions émanant des appareils de production de chaleur industrielle sont analysées dans la Section 3.10. D'autres émissions sont le HCl (potentiellement présent dans les fractions légères provenant du chlorure organique ajouté pour accroître l'activité du catalyseur), les flux de purge et les émissions fugaces, les surpressions sur le ballon-tampon, les séparateurs et le fût de reflux de la colonne, les gaz de ventilation de la régénération provenant des sécheurs, les opérations de stockage et de manipulation, les déversements (hydrocarbures). Des dégagements d'hydrogène peuvent se produire au cours de la surpression du système d'hydrogène. La stabilisation du produit entraîne, cependant, de petites quantités de GPL (C₃+C₄, riche en i-C₄) et des produits de flux de purge du stabilisateur (H₂+C₁+C₂). Les produits de flux de purge du stabilisateur sont généralement utilisés comme combustible. Les gaz combustibles sont normalement traités avec une substance caustique pour éliminer le HCl.

Eaux usées de procédé

Des hydrocarbures provenant du drain boot du fût de reflux et des déversements et de l'hydroxyde de sodium usé provenant du système d'épurateur peuvent être potentiellement libérés dans l'eau. Les eaux usées de procédé contiennent des sels de chlorures, une solution de lavage caustique, une quantité relativement faible de H₂S et de NH₃ et présentent un pH élevé. La saumure provenant du sécheur de

charge (dessiccateur, CaCl_2 sans eau) contient du CaCl_2 et des hydrocarbures dissous. Son flux dépend de la teneur en humidité et est généralement évacué vers l'installation de traitement de l'effluent.

Déchets résiduels générés

Des hydrocarbures provenant des déversements/des tamis moléculaires pollués et du catalyseur peuvent potentiellement être libérés dans le sol. La boue de chlorure de calcium (ou autres dessiccateurs) constitue les déchets générés par ce procédé. Le catalyseur utilisé dans ce procédé est normalement régénéré par les fabricants de catalyseur. Le platine est alors récupéré dans le catalyseur utilisé en dehors du site. Les tamis moléculaires peuvent être utilisés comme agent de séchage de la charge. Le flux et la composition sont propres à l'installation et les tamis moléculaires usés sont éliminés comme déchets solides non régénérables.

3.17 Installations au gaz naturel

Consommations

Le tableau suivant présente la consommation d'eau et d'énergie dans une installation au gaz naturel :

Consommation d'eau et d'énergie	Installation existante (installation Statpipe et Sleipner)	Installation récente (installation Åsgard)
Capacité	22 MSm ³ /jour de gaz riche	39 MNm ³ /jour de gaz riche
Gaz de combustion	29 tonnes/h	14 tonnes/h (conception)
Electricité (au gaz)	30 MW	16 MW (conception)
Eau (production de vapeur)	30 m ³ /h	15 m ³ /h
Refroidissement de l'eau de mer	22 400 m ³ /h (flux d'énergie moyen de 274 MW)	14 000 m ³ /h (y compris l'installation à l'éthane) (flux d'énergie de 200 MW)

Tableau 3.63 : Exemple de consommation d'utilités dans des installations au gaz naturel

Source : [290, Statoil, 2000]

Emissions

Emissions atmosphériques

Les sources d'émissions majeures dans l'industrie de traitement du gaz naturel sont les compresseurs, les chaudières et les fours, les déchets de gaz acide, les émissions fugaces émanant des équipements de procédés qui fuient, et, le cas échéant, des flux de purge de déshydrateur de glycol. La régénération des solutions de glycol utilisées pour déshydrater le gaz naturel peut libérer des quantités significatives de benzène, de toluène, d'éthylbenzène et de xylène, ainsi qu'une large gamme de composés organiques moins toxiques.

Le Tableau 3.64 présente les voies de dégagements potentielles des substances recommandées et d'autres substances qui peuvent être dangereuses.

	H2S	SO2	NOx	CO, CO2	composés organiques	Eaux huileuse s	N2	Catalyseurs usés/ Adsorbants	Sable/ Produits de corrosion	Acides/ alcalis/sels, etc.
Réception à terre	A*				AE	E			S	
Procédés de traitement des gaz	A*		A	A	AE	E		S		S
Procédés au gaz acide	A*	A*	A	A	AE	E		S		
Élimination de l'azote	A*				A		A			
Élimination des hydrocarbures					AE	E				
Compression des gaz			A	A	A					
Traitement des condensats			A	A	AE			S		E
Traitement des eaux des sols					E	E				
Torches/flux de purge	A*	A*	A	A	A					
Sites de stockage des gaz	A	A	A	A	AE	E		S		
* Si du gaz acide est traité Dégagements de source : A : air, E : eau, S : sol										

Tableau 3.64 : Dégagements dans l'environnement couramment associés aux procédés au gaz naturel

Source : [144, HMIP UK, 1997]

Des émissions de SO₂ émaneront des installations d'adoucissement du gaz uniquement si des gaz résiduels acides émanant du procédé aux amines sont brûlés à la torche ou incinérés. Le plus souvent, les gaz résiduels acides sont utilisés comme intermédiaire dans les installations voisines de récupération du soufre (voir Section 4.23.5.2) ou d'acide sulfurique. Lorsque le brûlage à la torche ou l'incinération est pratiqué, le principal polluant posant problème est le SO₂. La majorité des installations emploie des

torches élevées sans fumées ou des incinérateurs de gaz résiduaire pour une combustion complète de tous les constituants du gaz résiduaire, y compris la conversion virtuellement à 100% du H_2S en SO_2 . Très peu d'émission résulte de ces dispositifs sous forme de fumée de particules ou d'hydrocarbures et, comme les températures du gaz ne dépassent généralement pas 650 °C, aucune quantité significative d'oxydes d'azote ne se forme. Le Tableau 3.65 présente les facteurs d'émissions des installations d'adoucissement des gaz équipées de torches sans fumées ou d'incinérateurs. Les facteurs sont exprimés en kilogrammes par millier de mètres cube. Les données sur les émissions des procédés d'adoucissement autres que les types de procédés aux amines sont très rares, mais un bilan massique du soufre donnera des estimations précises du dioxyde de soufre (SO_2).

Procédé aux amines	Procédés au gaz $\text{kg}/10^3 \text{ Nm}^3$	
Particules	Négligeable	On suppose que 100 % du H_2S présent dans l'écoulement des gaz acides sont convertis en SO_2 au cours du brûlage à la torche ou de l'incinération et que le procédé d'adoucissement élimine 100 % du H_2S présent dans l'intermédiaire.
SO_x (comme SO_2)	26,98	
CO	Négligeable	
Hydrocarbures	-	Il est prévu que les gaz de cheminée de l'incinérateur ou des torches entraînent des émissions d'hydrocarbures négligeables.
NO_x	Négligeable	

Tableau 3.65 : Facteurs d'émission des installations d'adoucissement du gaz
Source : [136, MRI, 1997]

Emissions dans l'eau

L'effluent liquide provenant du procédé de routine produit par des installations au gaz naturel trouve normalement son origine principale dans la formation d'eau provenant du séchage du gaz et du condensat associé. L'effluent se produit principalement comme flux condensé à partir des installations de régénération du méthanol et du glycol et contient généralement un certain nombre de polluants organiques qui peuvent inclure le glycol, le méthanol, les hydrocarbures aliphatiques et aromatiques, les amines et les mercaptans. La présence de ces polluants entraîne généralement une demande en oxygène chimique et biochimique très élevée dans l'effluent. Le procédé au gaz naturel contenant du mercure peut générer des eaux usées contenant ce métal.

Déchets solides

Le raffinage du gaz naturel entraîne des quantités relativement faibles de déchets de procédé. Il s'agit généralement de l'élimination occasionnelle des catalyseurs usés, des activateurs, des inhibiteurs de corrosion, des absorbants, des adsorbants, des cartouches filtrantes, des poussières du séparateur, etc. : ces déchets peuvent généralement être pollués par des traces d'hydrocarbures. Certaines sources de gaz naturel contiennent des traces de Hg qui pourraient être récupérées (générant un adsorbant usé) et éliminées en toute sécurité. 12 kg de mercure métallique sont produits pour 1 000 kg de boue traitée. La production totale de boue dans certaines installations au gaz néerlandaises s'élève en moyenne à 250 tonnes/an avec un maximum de 400 tonnes/an. Cela correspond à 3-5 tonnes de mercure par an.

3.18 Polymérisation

Consommations

Les réactions se produisent généralement sous haute pression en présence d'un catalyseur acide phosphorique. 0,2 g d'acide phosphorique est généralement consommé pour produire 1 tonne de polymère ou 1,18 kg de catalyseur (acide phosphorique + support) par tonne de produit. La durée de vie du catalyseur est normalement limitée à 3 – 6 mois, en fonction de la taille de l'unité et des conditions d'exploitation. Une unité classique, capable de produire 25 tonnes d'essence polymérisée par jour, est habituellement remplie de 12 tonnes de catalyseur.

On utilise une solution caustique pour éliminer les mercaptans présents dans la charge de propène/butène, puis une solution aux amines pour éliminer le sulfure d'hydrogène, puis de l'eau pour éliminer les substances caustiques et les amines. Ce mélange est finalement séché en passant dans un sécheur au gel de silice ou à tamis moléculaire.

Le tableau suivant présente la consommation classique d'utilités d'un procédé de polymérisation.

Puissance électrique	20 – 28	kW/t de produit
Vapeur	0,7 – 1,1	0.7 – 1,1 t/t de produit
Eau de refroidissement	4,4 – 6,0	t/t de produit

Tableau 3.66 : Consommation d'utilités du procédé de polymérisation

Source : [166, Meyers, 1997]

Emissions

Emissions atmosphériques

Des hydrocarbures provenant des surpressions, des opérations de manipulation et de stockage, des écoulements et des déversements d'eau et de déchets, et des particules provenant des fines de catalyseur au cours de la manipulation et de l'élimination des catalyseurs usés constituent des dégagements potentiels dans l'air. Du dioxyde de soufre et du H₂S peuvent se former au cours de l'opération de lavage caustique.

Eaux usées de procédé

Des hydrocarbures provenant de la purge d'eau acide de la tour de lavage, des drains de condenseurs et des déversements et des particules provenant des déversements de fines de catalyseur représentent des dégagements potentiels dans l'eau. Les écoulements des eaux usées contiendront de l'eau de lavage caustique et de l'eau acide contenant des amines et des mercaptans. Les paramètres les plus importants des eaux usées sont le H₂S, le NH₃, le lavage caustique, les mercaptans et l'ammoniac ainsi qu'un faible pH (2 – 3) du fait de la présence d'acide phosphorique.

Déchets solides générés

Le catalyseur usé contenant de l'acide phosphorique, qui n'est généralement pas régénéré, est occasionnellement éliminé en tant que déchet solide. Des acides sous forme solide et des hydrocarbures provenant du catalyseur usé constituent des dégagements potentiels dans le sol. 0,4 g de silice usée est généralement éliminé par tonne d'essence de polymérisation produite.

3.19 Unités de distillation primaire

Consommations

Malgré le haut niveau d'intégration de chaleur et de récupération de chaleur qui est normalement appliqué, les unités de distillation du pétrole brut sont parmi les unités les plus intensives en énergie dans une raffinerie, car le volume total de pétrole brut traité doit être chauffé à une température de traitement élevée égale à 350 °C. La consommation globale d'énergie d'une raffinerie est normalement dominée par quelques procédés. La distillation sous vide et atmosphérique représente 35 à 40 % de la consommation énergétique totale du procédé suivie par l'hydrotraitement à hauteur de 18 à 20 % environ [195, The world refining association, 1999]. Les divers procédés en aval de la CDU se servent des températures élevées des flux de produit quittant la CDU. Le nombre de soutirages dans une unité sous vide élevé est choisi pour maximiser l'intégration de chaleur de production des flux à différentes températures, plutôt que pour correspondre au nombre de produits requis. Les exigences en utilités des unités de distillation sous vide et atmosphérique sont :

	Combustible (MJ/t)	Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, $\Delta T = 17^\circ \text{C}$)
Atmosphérique	400 – 680	4 – 6	25 – 30	4.0
Sous vide	400 – 800	1,5 – 4,5	20 – 60	3 – 5
Note : le remplacement des éjecteurs de vapeur par des pompes sous vide réduira la consommation de vapeur et la génération d'eaux usées, mais augmentera la consommation d'électricité.				

Tableau 3.67 : Exigences en utilités des unités de distillation sous vide et atmosphérique
Sources : [118, VROM, 1999], [261, Canales, 2000], [268, TWG, 2001]

Emissions

Emissions atmosphériques

Des dégagements potentiels dans l'air proviennent :

- des gaz de combustion provenant de la combustion de combustibles dans les fours pour chauffer le pétrole brut. Ces émissions sont documentées dans la Section 3.10 ;
- des soupapes de surpressions sur les distillats de tête de la colonne. La surpression provenant de l'accumulateur de distillats de tête est canalisée vers la torche ainsi que les points de ventilation ;
- d'un mauvais confinement dans les systèmes de distillats de tête, incluant les cuvettes d'assèchement barométriques et les événements ;
- des foudroirs et des joints sur les pompes, les compresseurs et les soupapes ;
- des flux de purge de décokage des appareils de production de chaleur industrielle. Au cours du décokage du four (une ou deux fois par an), certaines émissions de suie peuvent se produire si l'opération n'est pas correctement contrôlée en termes de température ou d'injection d'air/de vapeur ;
- de la ventilation au cours des procédures de nettoyage ;
- de certains gaz légers quittant les condenseurs de la colonne de distillation sous vide. Une certaine quantité d'hydrocarbures légers non condensables et de sulfure d'hydrogène passe dans le condenseur vers un puits chaud, puis est déversée dans le système de combustible acide de la raffinerie ou ventilée dans un appareil de production de chaleur industrielle, une torche ou un autre dispositif de contrôle pour détruire le sulfure d'hydrogène. La quantité de ces émissions dépend de la taille de l'unité, du type d'intermédiaire et de la température de l'eau de refroidissement. Si des condenseurs barométriques sont utilisés dans une distillation sous vide, des quantités significatives d'eaux usées huileuses peuvent être régénérées. De l'eau acide huileuse est aussi régénérée dans les colonnes de fractionnement. Les émissions de non-condensables provenant du condenseur de l'ensemble d'éjecteur sous vide varient entre 50 et 200 kg/h, en fonction de la conception du four et du type de pétrole brut et du débit. Il s'agit d'hydrocarbures et de H₂S ;
- des émissions fugaces provenant des unités de distillation sous vide et atmosphérique représentent entre 5 et 190 t/an pour une raffinerie avec une capacité de pétrole brut de 8,7 Mt/an [79, API, 1993].

Le tableau suivant fournit quelques exemples d'émissions dans l'air générées par les unités de distillation sous vide et atmosphérique par deux raffineries européennes. Ces tableaux incluent les émissions émanant de la combustion de combustibles dans les fours.

Installation	Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (Mt/an)	Unités	SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Particules
CDU	1 536,9	8 200 000	mg/m ³	46	107	6		1
OMV		Pétrole	t/an	71	165	9,3	298 149	1,5
Schwechat		brut	kg/t de charge	0,009	0,02	0,001	36	0
CDU	1 138,8	8 500 000	mg/m ³	35	100	100		5
Mider		Pétrole	t/an	35,2	100,4	100,4	220 927	5
		brut	kg/t de charge	0,004	0,012	0,012	26	0,001
Distillation sous vide	289,9	2 485 000	mg/m ³	700 ⁽¹⁾	264	10		20
OMV		Rés. atm.	t/an	205	78	2,9	76 170	5,9
Schwechat			kg/t de charge	0,083	0,031	0,001	31	0,002
Distillation sous vide	639,5	4 500 000	mg/m ³	35	100	100		5
Mider		Rés. atm.	t/an	19,8	56,6	56,6	182 252	2,8
			kg/t de charge	0,004	0,013	0,013	41	0,001

^z brut était traité dans une unité de désulfuration des gaz de combustion (Wellman Lord).

Note : les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O₂, dans des conditions sèches.

Pour les émissions émanant de la raffinerie Mider, seules les valeurs limites sont fournies. Les charges et les émissions spécifiques ont été calculées.

Tableau 3.68 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les unités de distillation du pétrole brut et sous vide

Source : [250, Winter, 2000]

Eaux usées de procédé

Les eaux usées de procédé générées dans les unités de distillation atmosphérique varient entre 0,08 et 0,75 m³ par tonne de pétrole brut traité. Elles contiennent des hydrocarbures, du H₂S, des matières en suspension, des chlorures, des mercaptans, du phénol, de l'ammoniac et de la soude caustique utilisée pour la protection anti-corrosion du distillat de tête de la colonne et présentent un pH élevé. Elles sont générées dans les condenseurs de distillats de tête, dans les colonnes de fractionnement et peuvent aussi être polluées par les déversements et les fuites. Le fût de reflux des distillats de tête (condensateur du sécheur de gasoil) génère 0,5 % d'eau sur le pétrole brut + 1,5 % de vapeur sur la charge avec une composition de 10 à 200 mg/l de H₂S et de 10 à 300 mg/l de NH₃. L'eau acide est normalement acheminée vers un strippeur/traitement d'eau.

Des eaux usées (eau acide) sont générées dans les unités de distillation sous vide par l'injection de vapeur de procédé dans le four et la tour sous vide. Elles contiennent du H₂S, du NH₃ et des hydrocarbures dissous. Si des éjecteurs de vapeur et des condenseurs barométriques sont utilisés au cours de la distillation sous vide, des quantités significatives d'eaux usées huileuses peuvent être générées (10 m³/h), contenant également du H₂S et du NH₃.

Déchets résiduels générés

Des boues peuvent être générées au cours du nettoyage des colonnes. La quantité dépend du mode d'élimination de la boue et de la teneur de base en matières sèches et en eau du pétrole brut traité. La génération de déchets solides d'une unité de pétrole brut de 8,7 Mt/an varie de 6,3 à 20 t/jour.

3.20 Traitements du produit

Consommations

Les exigences en utilités du procédé d'adoucissement de l'essence sont :

Electricité (kWh/t)	Vapeur consommée (kg/t)	Substances caustiques (kg/t)
1 – 10	10 – 25	0,02 – 0,15

Sources : [261, Canales, 2000], [118, VROM, 1999]

Déparaffinage catalytique

La durée de vie des catalyseurs de déparaffinage catalytique varie généralement de 6 à 8 ans. Au cours de cette période de temps, ils sont régénérés lorsque cela est nécessaire. Les cycles classiques durent de 2 à 4 ans entre les régénérations. Le tableau suivant résume les utilités nécessaires au procédé de déparaffinage catalytique.

Utilités pour une capacité de charge de 3 500 tonnes par jour de flux	
Electricité, kW	5 100
Vapeur (uniquement des traces)	Minimum
Eau de refroidissement, m ³ /h	80
Condensat, m ³ /h	4
Combustible absorbé, MW	23 084

Tableau 3.69 : Consommation d'utilités classique des unités de déparaffinage

Source : [166, Meyers, 1997]

Emissions

Emissions atmosphériques

Des hydrocarbures, des composés de soufre (comme des bisulfures) et des composés azotés provenant des drains d'eau acide, des soupapes de surpression, des flux de purge provenant des cuves de charge, des déversements et des fuites provenant des brides, des fouloirs et des joints sur les pompes et les valves - provenant en particulier des systèmes de distillats de tête - et des émissions fugaces représentent les dégagements potentiels dans l'air. Des émissions peuvent se produire à partir de l'air usé du séparateur de bisulfure, qui contient moins de 400 ppm de bisulfures et qui est normalement incinéré.

Eaux usées de procédé

Ces procédés de traitement ne génèrent pas beaucoup d'eaux usées. Des hydrocarbures provenant des déversements et des fuites, des composés de soufre et d'azote provenant d'une performance de stripage inadéquate constituent les dégagements potentiels dans l'eau.

Déchets résiduels générés

Un flux de bisulfure huileux résiduel quitte le séparateur du procédé d'extraction. La majorité des raffineries sont capables de régénérer leurs substances caustiques usées, mais elles doivent parfois éliminer certaines quantités en excès des substances caustiques usées, principalement au cours des activités de pré-lavage caustique. Ces quantités sont généralement faibles et peuvent être gérées dans le système de traitement de l'effluent ou éliminées en externe par des sous-traitants ou réutilisées ailleurs. Le bisulfure récupéré dans le procédé d'extraction peut être vendu comme produit ou recyclé dans une unité d'hydrotraitement ou dans un incinérateur. La quantité de substance caustique générée varie entre 0,05 et 1,0 kg/tonne de charge et contient des sulfures et des phénols. La concentration en composés organiques des solutions caustiques usées est généralement supérieure à 50 g/l.

Procédés de déparaffinage catalytique

<i>Air</i>	<i>Eaux usées</i>	<i>Déchets solides</i>
<p>Les gaz de combustion émanant du réchauffeur (dans la Section 3.10).</p> <p>Des COV peuvent provenir de la ventilation au cours des procédures de régénération/remplacement du catalyseur et des opérations de nettoyage.</p>	Aucun	<p>L'élimination du catalyseur de déparaffinage catalytique utilisé peut engendrer des dégagements potentiels dans le sol (50 t/an pour un procédé d'hydrofinissage de 50 000 t/an).</p> <p>Les catalyseurs Ni-W utilisés contenant du soufre et du carbone sont envoyés vers des sociétés de régénération spécialisées à l'extérieur du site.</p> <p>Après 2 à 3 régénérations, le catalyseur est éliminé et soumis à une récupération du métal.</p>

3.21 Stockage et manipulation des matériaux de raffinerie

Consommations

Aucune énergie ni matériau de procédé ne sont nécessaires aux ligne d'équilibrage, aux doubles joints, aux toits flottants sur les réservoirs. Cependant, certains réservoirs nécessitent des mélangeurs (un utilisateur important d'énergie) et certains nécessitent également un chauffage. La manipulation des matériaux de raffinerie nécessite également de l'électricité pour les pompes qui déplacent les matériaux dans les canalisations.

Emissions

Emissions atmosphériques

Les émissions dans l'air, et plus particulièrement les émissions de COV, sont les principales émissions se produisant au cours des activités de stockage et de manipulation des matériaux de raffinerie. Des émissions émanant des liquides d'hydrocarbure dans le stockage se produisent du fait de la perte par évaporation du liquide au cours du stockage et des changements de niveau de liquide. Même lorsqu'ils sont équipés de toits flottants, les réservoirs de stockage représentent des émissions de COV considérables dans les raffineries pétrolières. De plus, les émissions fugaces dans les systèmes de stockage proviennent principalement de joints défectueux et des installations de réservoir. Une étude portant sur les émissions de raffinerie pétrolière a constaté que la majorité des pertes de réservoir se produisait via les joints de réservoir sur les réservoirs de stockage de l'essence [108, USAEPA, 1995]. Cependant, il est généralement vrai que la quantité d'émissions dépend beaucoup plus de la tension de vapeur du produit (une tension de vapeur plus élevée tend à générer des émissions de COV plus élevées) que du type de réservoir.

Les émissions de COV émanant du stockage représentent plus de 40 % des émissions de COV totales et constituent normalement l'émetteur le plus important dans une raffinerie. Les émissions émanant des réservoirs ont été estimées en utilisant les estimations de l'API [245, API, 1983/1989/1990]. Ces estimations indiquent une émission annuelle de 320 tonnes par an émanant des systèmes de stockage, chiffre bien inférieur à celui calculé avec les mesures DIAL : 1 900 tonnes par an pour une raffinerie traitant 11 millions de tonnes par an [107, Janson, 1999]. Cependant, les méthodes API ont été mises à jour et les pertes de stockage peuvent être prévues avec une précision acceptable [259, Dekkers, 2000]. Une étude de la CONCAWE [229, Smithers, 1995] qui a constitué le seul essai de DIAL dans laquelle les mesures furent prises sur une période de temps relativement longue a montré que la méthode DIAL et les dernières méthodes d'estimations de l'API s'accordaient lorsque les durées de test étaient suffisamment longues.

Lorsque l'on transfère des liquides vers des cuves sous pression atmosphérique, la phase de vapeur (souvent de l'air, mais aussi des gaz inertes) dans la cuve réceptrice est souvent émise dans l'atmosphère. De telles opérations de chargement sont reconnues comme ayant un impact sur l'environnement du fait de la présence de COV. Les émissions de COV émanant du mélange proviennent des réservoirs de mélange, des soupapes, des pompes et des opérations de mélange. La quantité dépend de la conception et de la maintenance des systèmes. Bien que le chargement de barge ne soit pas un facteur pour toutes les raffineries, il constitue une source d'émissions importante de nombreuses infrastructures. Les émissions fugaces émanant du chargement des barges de pétrolier constituaient l'une des sources les plus importantes d'émissions de COV identifiées dans l'étude Amoco/agence de protection de l'environnement américaine. On a estimé qu'au cours du chargement de produits sous haute pression partielle, 0,05 % du débit pouvait être émis dans l'air.

Les émissions de COV dans l'air émanant du stockage en réservoir des matériaux hydrocarbures peuvent être prévenues en connectant les espaces réservés aux gaz de plusieurs réservoirs. Les gaz de ventilation qui remplissent un réservoir sont donc transférés dans les autres réservoirs. Dans le cas d'un seul réservoir, les gaz de ventilation doivent être libérés dans l'air. Cependant, les émissions de COV sont, dans ce cas, faibles car la température de stockage est faible (5 à 10 °C).

Eaux usées

Les brides et les soupapes qui fuient peuvent polluer l'eau de pluie. La quantité dépend du service de maintenance. Les résidus de réservoirs liquides (principalement des émulsions d'eau et d'huile) sont périodiquement retirés pour prévenir leur accumulation continue. Ces eaux usées sont polluées par le produit du réservoir. Jusqu'à 5 g/l d'huile dans les résidus aqueux de réservoir ont été constatés [101,

World Bank, 1998]. Cependant, si le taux de soutirage de l'eau est trop élevé, l'huile peut être entraînée avec l'eau, donnant alors une lecture élevée erronée de la quantité d'huile dans l'eau.

L'eau souterraine qui s'écoule dans les systèmes de stockage souterrain (réservoirs) doit être pompée et acheminée vers le système de traitement des eaux usées de la raffinerie. La quantité d'eau dépend de la solidité de la roche et de la façon dont les fractures dans la roche sont scellées par injection de ciment [256, Lameranta, 2000]. La qualité des eaux usées dépend du produit (ou du pétrole brut) qui est stocké dans le réservoir. Les eaux usées contiennent généralement des hydrocarbures sous forme d'émulsion et des composants solubles dans l'eau du liquide stocké. Le tableau suivant présente certains exemples d'eaux usées générées par le stockage en réservoir souterrain :

Réservoir souterrain	Volume du réservoir (m ³)	Produit	Eau d'infiltration éliminée (m ³ /an)	Quantité d'hydrocarbures déversée après séparation de l'huile (kg/an)
A	40 000	Fioul léger	22 300	49
B	2x75 000	Fioul lourd	25 800	104
C	50 000	Fioul léger	36 900	40
D	105 000	Condensat léger	140	n.d.
E	52 000	Propane/butane	80	n.d.
F	150 000	Propane/butane	150	n.d.
G	430 000	Fioul lourd	50 000	76
H	100 000	Combustible de voiture (diesel)	5 000	n.d.
I	100 000	Combustible de voiture (essence)	3 000	n.d.

Tableau 3.70 : Exemples d'eaux usées générées par les réservoirs souterrains

Source : [256, Lameranta, 2000]

Déchets et pollution du sol

Les menaces de pollution de la subsurface primaire (sol et eau de surface) que posent les réservoirs de stockage au-dessus du sol sont l'élimination des boues des fonds des réservoirs au cours du nettoyage périodique des réservoirs pour inspection, la perte de produit provenant des réservoirs au cours des opérations comme le drainage de l'eau du réservoir, et la fuite de produit dans le sol causée par les pannes de réservoir ou de canalisations ou lors d'accidents de débordement. Des déversements peuvent entraîner une pollution du sol lors des procédés de manipulation, en particulier au cours des procédés de chargement, du fait principalement d'erreurs humaines. La boue des résidus de réservoirs de stockage contient de la rouille de fer, de l'argile, du sable, de l'eau, de l'huile et de la paraffine émulsifiée, des phénols et des métaux (plomb pour les réservoirs de stockage d'essence au plomb). Le Tableau 3.71 présente quelques analyses de boues prises dans le système d'égout autour des infrastructures de stockage de réservoir. Les analyses sont propres à ce site et sont reproduites pour présenter ce qui peut se produire.

	COLLECTEURS DES PARCS DE RESERVOIRS (deux sources différentes)		COLLECTEURS DES PARCS DE RESERVOIRS D'ESSENCE	COLLECTEURS DES PARCS DE RESERVOIRS DE DISTILLAT
	1	2		
Solides	92,7 %	91,2 %	81 %	97,0 %
Hydrocarbures	7,3 %	8,8 %	19 %	3,0 %
Carbone	26,9 %	27,1 %	44,9 %	58 %
Hydrogène	10,2 %	15,1 %	7,8 %	7,3 %
Azote	1,2 %	<0,6 %	0,4 %	0,6 %
Soufre	64 441	70 034	58 222	13 514
Fer	25 000,0	174 024,0	62 222,0	105 326,0
Magnésium	9 317,0	2 695,0	4 430,0	1 331,0
Sulfure	8 327,0	3 624,8	4 325,9	4 238,9
Aluminium	4 193,0	3 969,0	8 148,0	3 180,0
Nitrate	2 290,4	10,8	91,9	8,9
Sodium	1 180,0	772,0	770,0	445,0
Sulfate	1 037,3	165,5	19,3	39,7
Xylène	746,9	<4,2*	1 121,5	4,0
Toluène	478,3	<4,2*	794,1	4,0
Ethylbenzène	158,4	<4,2*	106,8	4,0
Naphtaline	130,4	27,6	-	25,8
Benzène	80,7	<4,2	35,6	4,0
Phenan	71,4	129,5	-	69,6
Nickel	68,3	106,1	500,7	190,8
Plomb	55,9	492,4	308,1	234,5
Chrome	35,4	70,5	154,1	81,5
Pyrène	30,0	<105,0*	-	39,0
Carbonate	29	2,0	0,3	0,3
Vanadium	27,0	72,0	49,0	25,0
Antimoine	19,0	42,0	15,0	20,0
Phénol	18,6	<105,1*	-	39,3
Fluor	15,5	<105,1	-	39,3
Benzo(a)pyrène	<7,8**	<105,1*	-	39,3
Sélénium	7,0	<4,0*	4,3	5,0
Arsenic	5,0	16,1	14,5	15,9
Mercure	4,0	1,6	9,5	0,2
Cyanure	0,6	1,0	0,5	0,7
Calcium	<0,3*	39 261,0	13 185,0	11 725,0
* Inférieur à la limite de détection présentée				
** Valeur estimée inférieure à la limite de détection présentée				
Note : les chiffres cités sont sur une base sans humidité, toutes les unités sont en mg/kg sauf indication contraire				
La somme des nombres n'égale pas 100 % à cause du double comptage.				

Tableau 3.71 : Composition de la boue prise dans quatre systèmes d'égout différents à proximité des réservoirs de stockage

Source : [80, March Consulting Group, 1991]

3.22 Viscoréduction

Consommations

Le tableau suivant présente les consommations d'utilités classiques pour une unité de viscoréduction :

Combustible (MJ/t)	400 – 800
Electricité (kWh/t)	10 – 15
Vapeur consommée (kg/t)	5 – 30
Eau de refroidissement (m³/t, $\Delta T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$)	2 – 10
Note : la consommation d'énergie fournie porte sur le craquage du « four »	

Tableau 3.72 : Consommations d'utilités d'une unité de viscoréduction

Sources : [118, VROM, 1999], [261, Canales, 2000]

La consommation de combustible, dans la viscoréduction représente environ 80 % des coûts d'exploitation avec une consommation nette de combustible de 1 à 1,5 % p/p sur charge. Les besoins en combustibles d'une viscoréduction à maturateur sont d'environ 30 à 35 % inférieurs.

Emissions

Emissions atmosphériques

Les émissions dans l'air de la viscoréduction incluent les émissions émanant de la combustion de combustibles dans les appareils de production de chaleur industrielle (documentée dans la Section 3.10), les flux de purge et les émissions fugaces. Un flux d'eau acide est généré dans la colonne de fractionnement. Le gaz produit contient du H₂S et doit être encore traité.

Du sulfure d'hydrogène et des mercaptans sont libérés par le flux d'eaux acides provenant des condenseurs de reflux. Des hydrocarbures sont libérés des surpressions sur les fûts et les cuves de reflux, des opérations de stockage et de manipulation, des écoulements et des déversements d'eau et de déchets. Des émissions de particules se produisent au cours des opérations de décokage du four et de nettoyage environ deux fois par an.

Le tableau suivant présente les émissions dans l'air générées par des procédés de viscoréduction dans deux raffineries européennes.

Installati on	Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (Mt/an)	Unités	SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Particule s
OMV Schwechat	87,9	1,02 Rés. atm.	mg/m ³	47	183	5		1
			t/an	4,2	16,5	0,5	17 057	0,1
			kg/t de charge	0,004	0,016	00	16,7	00
Raffinerie Mider	306,6	1,20	mg/m ³	35	100	100		5
			t/an	13	50,6	1,4	59 480	0,3
			kg/t de charge	0,011	0,042	0,001	50	0

Pour les émissions émanant de la raffinerie Mider, seules les valeurs limites sont fournies. Les charges et les émissions spécifiques ont été calculées.

Les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O₂, dans des conditions sèches.

Tableau 3.73 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les procédés de viscoréduction

Source : [247, UBA Austria, 1998]

Eaux usées de procédé

Le gaz de distillats de tête de la colonne de fractionnement est partiellement condensé et accumulé dans le fût de distillats de tête pour être séparé en trois phases, un flux gazeux d'hydrocarbures, un flux liquide d'hydrocarbures et un flux d'eau acide. Le flux d'eau acide devrait être acheminé vers un strieur d'eau acide pour purification.

Le flux d'eaux usées généré par le procédé de viscoréduction à partir du drain d'eau acide s'élève à environ 56 litres par tonnes d'intermédiaire. Il représente entre 1 et 3 pour cent du volume de l'apport en charge. Le Tableau 3.74 présente la fourchette de composition des eaux usées d'une unité de viscoréduction.

Substance ou paramètre	Concentration (mg/l)
pH	élevé
Huile libre	50 – 100
DCO	500 – 2000
H ₂ S	10 – 200
NH ₃ (N-Kj)	15 – 50
Phénols	5 – 30
HCN	10 – 300

Tableau 3.74 : Composition des eaux usées produites au cours du procédé de viscoréduction

Déchets solides générés

Les déchets générés dans la viscoréduction proviennent du nettoyage et du cycle de rotation du procédé. Ils sont générés en discontinu à un débit de 20 à 25 tonnes par an pour une raffinerie de 5 millions de tonnes par an. Ils contiennent entre 0 et 30 % d'huile/de boue.

Les sections suivantes couvrent les émissions émanant des procédés de raffinerie qui sont utilisés pour le traitement des gaz résiduels, des eaux usées et des déchets solides. Ces techniques sont décrites dans le Chapitre 4 (Section 4.23 à 4.25). Le principal objectif de ces procédés est de réduire la concentration de polluants dans les effluents. Les charges et les concentrations de polluants dans ces flux seront évidemment réduites par ces procédés, mais certains polluants resteront dans les flux et d'autres pourront être générés. Ce sera le but des trois prochaines sections. Les émissions d'une raffinerie dans son ensemble sont documentées dans la Section 3.1.

3.23 Emissions émanant des techniques de traitement des gaz résiduaux

Cette section couvre les techniques au point de rejet ou de réduction du CO, du CO₂, du NO_x, des particules, des composés de soufre, des COV, et les techniques de réduction des polluants de l'air, des odeurs et du bruit.

Traitement des gaz acides

Les gaz acides sont envoyés vers le système de traitement des gaz acides de la raffinerie qui sépare les gaz combustibles afin qu'ils puissent être utilisés comme combustible dans les fours de chauffage de la raffinerie. La zone de l'unité de traitement aux amines pose des risques de santé du fait de la présence de H₂S, probablement lors de fuites accidentelles.

Unités de récupération du soufre (SRU)

En 1995, le pourcentage moyen de soufre récupéré dans une SRU représentait 42,6 % du soufre entrant dans la raffinerie avec le pétrole brut. Toute cette quantité de soufre est récupérée dans des unités appelées unités de récupération du soufre, décrites de manière détaillée dans la Section 4.23.5. Elle représente environ 10 % des émissions de SO₂ des raffineries (voir Section 3.1.2). Les gaz combustibles de la SRU représentent environ 1,5 % des gaz de combustion totaux émis par la raffinerie. Le rendement de récupération du soufre des SRU varie entre 95 et 99,99 %. Les émissions de SO₂ varient de 40 à 25 000 mg/Nm³. Les émissions de ces unités contiennent généralement une certaine quantité de H₂S, de SO_x et de NO_x. Elles génèrent également des eaux usées de procédé qui contiennent du H₂S, du NH₃, des amines et une solution Stretford. Les déchets résiduels sont constitués de catalyseurs usés. Le tableau suivant présente deux exemples d'émissions émanant de raffineries européennes.

Installation	Consommation de combustible (GWh/an)	Débit (Mt/an)	Unités	SO ₂	NO _x	CO	CO ₂	Particules
SRU			mg/m ³	700 ⁽¹⁾	70	100		20
OMV	27,2	63 900	t/an	92,9	9,3	13,3	5 268	2,7
Schwechat		Soufre	kg/t de charge	1	0,15	0,21	82,4	0,042
				,5				
SRU			mg/m ³	4 322	200	100		50
Raffinerie	131,4	90	t/an	1 125,6	52,1	26,0	25 492	13
Mider		000	kg/t de charge	12,5	0,58	0,29	283,2	0,15

⁽¹⁾ Le gaz brut était traité dans une unité de désulfuration des gaz de combustion (Wellman Lord).

Les données se rapportent à une moyenne annuelle, à 3 % de O₂, dans des conditions sèches

Pour les émissions émanant de la raffinerie Mider, seules les valeurs limites sont fournies. Les charges et les émissions spécifiques ont été calculées.

Tableau 3.75 : Exemples d'émissions dans l'air générées par les unités de récupération du soufre
Source : [247, UBA Austria, 1998]

Torches

Consommations

Les principales utilités que les réseaux-torches utiliseront sont du gaz combustible de raffinerie, de l'azote pour purger les têtes de torche, du gaz combustible pour les veilleuses et de la vapeur à des fins de chauffage. Cependant, la consommation de ces utilités est très faible dans des conditions d'exploitation normales.

Emissions

Elles émettent du CO, du CO₂, du SO₂ et du NO_x. La composition dépend du système utilisé et du rendement de combustion au nez de torche. Les torches sont une source ponctuelle très importante d'émissions de raffinerie. Certaines installations utilisent des torches de gaz résiduaire plus anciennes et moins efficaces. Comme ces torches brûlent généralement à des températures inférieures à celles nécessaires pour une combustion complète, des émissions plus importantes d'hydrocarbures et de particules, ainsi que de H₂S, se produisent. Aucune donnée n'est disponible pour estimer l'ampleur de ces émissions. Les émissions de COV et de suie se produisent aussi et elles dépendent du système utilisé et du rendement de combustion au nez de torche.

3.24 Emissions émanant des techniques de traitement des eaux usées

Des volumes importants d'eaux usées sont générés par l'industrie du raffinage de pétrole. Les stations d'épuration constituent des systèmes de protection environnementale avancés en termes de contrôle de la pollution des eaux de surface. Les stations d'épuration représentent une source significative d'émissions dans l'air, d'émissions dans l'eau et de déchets solides de la raffinerie. Les sources de pollution de l'eau par des hydrocarbures sont les dessaleurs (40 %), les réservoirs de stockage (20 %), les systèmes de produits de récupération (15 %) et les autres procédés (25 %).

Le volume de l'effluent de procédé peut être comparé aux volumes de l'effluent de procédé déversé (en excluant l'eau de refroidissement à passage unique). Bien qu'en rapport, les valeurs ne sont pas identiques étant donné qu'il existe d'autres sources d'eau dans le système d'effluent incluant l'eau de pluie sur les surfaces d'installation, l'eau séparée du pétrole brut, l'eau de ballastage, etc. D'un autre côté, une certaine quantité d'eau s'évaporerait, sera utilisée dans les réactions chimiques, etc. Les chiffres relatifs aux effluents de 63 raffineries européennes sont les suivants (en moyennes annuelles) :

• Volume d'effluent annuel moyen	3,6	millions de m ³ /an
• Fourchette	0,07 à 21	millions de m ³ /an
• Effluent moyen par tonne de débit	0,53	m ³ /tonne de débit
• Fourchette	0,09 à 1,6	m ³ /tonne de débit

Emissions

Emissions atmosphériques

Les émissions atmosphériques émanant des stations d'épuration proviennent de l'évaporation (hydrocarbures, benzène, H₂S, NH₃, mercaptans) émanant de nombreux réservoirs, drains de bassins et de système d'égout dont les surfaces sont exposées à l'air libre. Le système d'égout et le traitement des eaux usées dans une raffinerie peuvent constituer des sources de nuisances olfactives, en particulier les drains ouverts et les séparateurs d'huile. Des COV sont également émis au cours du stripage à air dans les unités de flottation et dans l'unité de biotraitement.

Les émissions de HC émanant des systèmes d'eaux usées peuvent être déterminées grâce à un calcul basé sur l'aire de la surface exposée du réservoir d'eau non traitée polluée (séparateur API) et sur un facteur empirique d'évaporation de l'huile [117, VDI, 2000]:

- 20 g/m² par heure pour le séparateur d'huile ouvert
- 2 g/m² par heure pour le séparateur d'huile couvert
- 2 g/m² par heure pour la flottation
- 0,2 g/m² par heure pour les traitements biologiques

Emissions dans l'eau

Des dégagements potentiels dans l'eau consistent en des substances résiduelles présentes dans l'effluent après traitement. Selon la nature de la raffinerie et l'efficacité du traitement, elles incluent des hydrocarbures (dissous et en suspension), des composés organiques (notamment des phénols), des composés de soufre (notamment des sulfures), de l'ammoniac/des composés ammoniacaux et leurs dérivés après traitement. Des traces de métaux lourds sont également susceptibles d'être présentes, provenant du dessalage de l'intermédiaire de pétrole brut et de la soude caustique si elle contient des traces de polluants, notamment du mercure.

La Section 3.1.3 fournit de plus amples informations à ce sujet.

Déchets solides générés

Des déchets solides sont générés sous forme de boue par un certain nombre d'unités de traitement. Les traitements primaires génèrent de la boue de séparateur API (phénols, métaux et jusqu'à 10 % d'huile), une boue de précipitation chimique (coagulants chimiques, huile), des minerais pulvérisés flottants de flottation à l'air (jusqu'à 30 % d'huile), des boues biologiques (métaux, moins de 0,5 % d'huile, matières en suspension) et de la chaux usée. Le traitement secondaire génère des déchets de biomasses qui sont généralement traités en anaérobie puis déshydratés. Les unités de flottation et les unités de traitement biologique génèrent les quantités de boue les plus importantes des stations d'épuration. Les unités de flottation à l'air produisent des quantités significatives de boues. Les informations limitées rapportées dans l'étude (pour trois unités [115, CONCAWE, 1999]) ont indiqué une production de boue annuelle d'environ 2 400 tonnes par an pour un débit de 600 m³/h. La flottation à l'air induite génère 600 tonnes par an pour une unité exploitant 600 m³/h. Le Tableau 3.76 présente la composition des différentes boues générées dans les stations d'épuration.

ESPECES	Séparateur API	Boue active	Installation du bassin de décantation
Solides	90,4 %	94,3 %	99,7 %
Hydrocarbures	9,6 %	5,7 %	0,3 %
Carbone	25,8 %	13,1 %	1,7 %
Hydrogène	13,1 %	51,8 %	6,3 %
Azote	0,6 %*	1,7 %	0,5 %
Soufre	40 733	9 479,0	4 214,0
Carbonate	0,3 %	0,2 %	0,1 %
Fer	48 269,0	10 900,0	7 131,0
Aluminium	43 177,0	2 322,0	4 878,0
Calcium	11 609,0	4 692,0	8 104,0
Sulfures	6 180,2	2 165,9	103,7
Magnésium	4 878,0	1 351,0	1 767,0
Sodium	1 711,0	3 981,0	3 971,0
Xylène	469,5	9,5	3,2
Naphtaline	288,2	46,9	16,0
Plomb	279,0	49,3	15,2
Phénan	265,0	46,9	16,0
Nickel	252,5	37,9	8,8
Nitrate	228,1	2 066,4	194,5
Toluène	138,5	9,5	32
Flyrene	134,4	47	16,0
Vanadium	99,0	18,0	24,0
Ethylbenzène	82,5	9,5	3,2
Chrome	80,0	8,1	11,2
Fluor	59,1	46,9	16,0
Antimoine	49,0	14,0	5,0
Benzo(a)pyrène	42,6	46,9	16,0
Phénol	40,3	46,9	16,0
Sélénium	35,4	26,0	9,0
Benzène	13,2	9,5	3,2
Sulfate	12,2	2 767,8	285,3
Arsenic	6,5	15,2	5,2
Mercure	3,0	1,0	0,0
Cyanure	1,0	7,0	0,7
* Inférieur à la limite de détection présentée. La somme des nombres n'égale pas 100 % à cause du double comptage. Les chiffres cités sont sur une base sans humidité, toutes les unités sont en mg/kg sauf indication contraire.			

Tableau 3.76 : Exemples d'analyse de boues de raffinerie**Source : [80, March Consulting Group, 1991]**

3.25 Génération de déchets

Un aspect important lorsque l'on aborde les déchets de raffinerie est l'existence de nombreuses définitions différentes selon les pays, rendant les comparaisons de déchets difficiles.

La quantité de boue générée dépend des types de procédés et de la disponibilité d'une incinération. A titre de donnée courante, le taux de génération de déchets solides et de boue est normalement inférieur à 0,5 % du pétrole brut traité, mais dans certaines raffineries il est inférieur à 0,3 %. La génération de boue annuelle s'élevait à 1 250 kt par an (en 1993), environ 0,2 % de l'apport de raffinerie.

En 1993, la CONCAWE a mené une étude sur les déchets des raffineries d'Europe de l'Ouest [82, CONCAWE, 1995]. Dans cette étude, 89 raffineries ont rapporté que leur production de boue provenant de toutes les sources s'élevait à un million de tonnes. Cela équivaut à une moyenne de 11 000 t par an par raffinerie. Ce chiffre représente 0,20 % du pétrole brut traité par ces raffineries. Cependant, une fourchette de variation de 2,5 % à moins de 0,02 % a été constatée dans les raffineries européennes, la valeur étant indépendante du type de raffinerie. Parmi ce million de tonnes de déchets, la boue représentait 45 %, les autres déchets de raffinerie 20 % et le reste était constitué de déchets de non raffinerie. Les *boues* proviennent des procédés de stabilisation (4,7 % de la boue totale générée après traitements), des boues des eaux usées (39,8 %) et des boues sans traitement (55,5 %). La quantité totale d'autres déchets de raffinerie identifiés spécifiques au procédé de raffinerie (comme les catalyseurs usés, les paraffines brutes de réservoir, les sols pollués, etc.) produite en 1993 par 89 raffineries européennes s'élevait à 201 983 tonnes (c'est-à-dire 0,04 % p/p du débit total de raffinerie). Les données fournies par 16 raffineries de l'UE+ indiquent que la production spécifique de déchets varie entre 133 et 4 200 t/Mt de pétrole brut. Le tableau suivant présente un exemple de production de déchets d'une raffinerie.

	Déchets non dangereux 1997 (t)	Déchets dangereux 1997 (t)	Somme 1997 (t)
Décharge	7 362	1 109	8 471
Recyclage de matériau et traitement thermique	202	2 401	2 603
Traitement biologique	1 003	57	1 060
Traitement chimique/biologique	21	13	34
Total	8 588	3 580	12 168
Note : Les déchets incluent les déchets générés par les réservoirs de stockage			

Tableau 3.77 : Génération de déchets d'une raffinerie européenne

Source : [250, Winter, 2000]

Catalyseur usé

L'hydrotraitement requiert l'utilisation de catalyseurs pour éliminer les impuretés et pour convertir l'huile en produits plus utiles. Les catalyseurs utilisés consistent principalement en oxydes de nickel, cobalt et molybdène sur un support en alumine. Au cours des opérations d'hydrotraitement, les catalyseurs sont chargés de soufre, de vanadium et de coke. La porosité des catalyseurs décroît et leur activité est réduite, entraînant finalement la nécessité de remplacer le catalyseur dans les réacteurs. Par conséquent, les catalyseurs s'usent et doivent être remplacés.

Catalyseurs CO/Mo de l'hydrodésulfuration, de l'hydrocraquage et de l'hydrotraitement. Pour une raffinerie de 5 Mt/an, la quantité de catalyseur usé peut varier de 50 à 200 t/an.

Les catalyseurs Ni/Mo sont généralement utilisés dans les unités d'hydrotraitement et d'hydrocraquage. Une raffinerie de 5 Mt/an génère généralement de 20 à 100 t/an de catalyseur Ni/Mo usé.

Les catalyseurs Ni/W sont utilisés dans l'hydrofinissage de l'huile de lubrification. Cette catégorie connaît des limites en termes d'élimination, étant donné la forte teneur en tungstène (24 % p/p). Une installation d'huile de lubrification de 50 000 t/an génère 50 t/an de déchets de catalyseurs.

Les catalyseurs usés de FCC, incluant également les catalyseurs usés de craquage résidus (RCC) et d'huile lourde, constituent la catégorie la plus importante de déchets de catalyseurs dans les raffineries (la production mondiale s'élève à 0,5 Mt/an environ). Une unité de FCC de 1 Mt/an génère 400 à 500 t/an, principalement sous forme de fines de FCC si un DE est installé. Pour une unité de FCC, cette quantité peut être 5 à 10 fois plus élevée, en fonction de la charge, car le catalyseur est retiré du régénérateur.

Les catalyseurs de reformeur et d'isomérisation sont exclusivement retraités par les fournisseurs de catalyseurs frais. Les contrats de remplacement ont été conclus depuis l'introduction de ces procédés du fait du métal noble Pt très coûteux utilisé. Les quantités moyennes classiques sont de l'ordre de 20 à 25 t/an pour une raffinerie de 5 Mt/an. Si nécessaire, des lits de protection de catalyseurs HDS sont utilisés pour la protection et l'allongement de la durée de vie des catalyseurs coûteux.

Les catalyseurs d'hydrodémétallisation présentent généralement des teneurs en vanadium élevées (10 à 20 %) et sont actuellement basés sur de l'alumine (autrefois de la silice). La quantité annuelle pour la régénération est de l'ordre de 500 à 1 000 t/an pour Hycon (Shell Pernis NL), en fonction de la qualité de la charge.

Les lits contenant du Zn dans les installations de H_2 sont généralement recyclés dans l'industrie du Zn où les minerais de ZnS sont transformés. Les quantités s'élèvent à environ 50 t/an.

Dans l'hydrodésulfuration, l'hydrotraitement et l'hydrocraquage, la production mondiale de catalyseur (et donc la génération de catalyseurs usés) a augmenté au cours des 10 dernières années de façon considérable et est estimée à 100 kt/an (1998). La capacité de régénération actuelle est estimée à 125 kt/an. On estime que 5 à 10 % de cette catégorie de catalyseurs usés sont toujours rejetés dans les décharges.

Procédé	S	C	Mo	V	Ni	Co	A	Autres
FCC, RCC	<1	<1		4 – 8 000*	2 – 3 000*		30	
Reformage catalytique & isomérisation							30	0,5 Pt, Pa, Rh
Hydrotraitement	6 – 16	10 – 30	4 – 8	2 – 12	1 – 2	1 – 2	20 – 30	
Installation Claus	5	5	4 – 8		2 – 3		20 – 30	
Hydrofinissage	5	1 -2			2 – 4		30	W
Hydrogène	5 – 15						0	30 Zn
Hydrométal.	5 - 15	10 – 30		10 – 20	2 – 5		30	
(*: ppm)								

Tableau 3.78 : Composition de catalyseurs usés provenant de sources diverses en % p/p

3.26 Surveillance

Il existe un BREF de l'IPPC et une série croissante d'ouvrages (comme les HMIP Technical Guidance Notes) sur la surveillance, contenant des informations sur la théorie et la méthodologie, et fournissant des informations techniques sur les techniques de surveillance. Il faut considérer que les exigences et la fréquence d'échantillonnage, l'analyse et le type d'exigences de surveillance sont propres au site et/ou au procédé, influencées par le volume et la composition des flux de déchets anticipés et sont normalement inclus dans les permis. Le BREF sur la surveillance inclut des conseils destinés aux demandeurs de permis comme l'évaluation de conformité et le rapport environnemental. Ce document encourage également la comparabilité et la fiabilité des données sur la surveillance à travers l'Europe.

Cette section vise à formuler des recommandations sur la portée et la fréquence (continuellement ou non) des flux de surveillance d'une raffinerie. La surveillance doit être menée au cours de la mise en service, du démarrage, de l'exploitation normale et de l'interruption à moins qu'il ne soit décidé que cela serait inapproprié.

Le système de surveillance doit permettre un contrôle adéquat du traitement et des émissions. Certains éléments d'un système de surveillance sont :

- la surveillance continue des polluants pour les flux de volumes importants avec une forte variabilité des concentrations en polluants
- la surveillance périodique ou l'utilisation des paramètres d'émission pertinents pour les flux à faible variabilité
- l'étalonnage régulier des équipements de mesure
- la vérification périodique des mesures par mesures comparatives simultanées.

Pour avoir une idée juste des émissions générées par une installation (comme une raffinerie), les émissions doivent être quantifiées. Cela donnera à la raffinerie et au demandeur de permis la possibilité de savoir à quel niveau les actions pour réduire un polluant donné peuvent être les plus économiques. Généralement, les émissions plus élevées avec des concentrations élevées sont plus économiques à réduire que les émissions plus faibles avec des concentrations faibles. Par conséquent, une quantification des émissions pour chaque raffinerie unique est le point de départ de toute évaluation environnementale. Cette quantification peut contenir un bilan matière complet prenant également en compte d'autres productions (comme les produits).

Surveillance des émissions dans l'air

Dans de nombreuses raffineries, le concept de « bulle » est appliqué à certains polluants de l'air. Le concept doit prendre en compte la raffinerie dans son ensemble et additionner les concentrations et les volumes de toutes les sources d'émissions. A partir de là, on calcule la concentration moyenne des polluants sans considération de la source ou de la cheminée. Ce type de concept est appliqué au dioxyde de soufre et autres polluants de l'air dans certains pays européens et dans la Directive européenne sur l'installation de combustion de grande dimension. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.15.2.

Le SO₂, le NO_x, les particules et le CO sont surveillés en continu (sur chaîne ou de façon prédictive) dans les raffineries. Des enregistrements des volumes sont aussi requis pour le calcul de la charge (tonnes de polluants par an) ou pour l'application du concept de « bulle ». Le tableau suivant présente les lieux où les principaux polluants sont généralement surveillés dans une raffinerie en continu.

Paramètre	Lieu de mesure habituel
Particules	Procédés de combustion brûlant du fioul
	Régénérateurs d'unité de FCC
	Procédés de cokéfaction et fours de calcination du coke de pétrole et refroidisseurs
	Installation de gazéification
	Régénération de catalyseur (comme le reformage)
Oxyde de soufre	Régénérateurs d'unité de FCC
	Unités de récupération du soufre (c'est-à-dire des incinérateurs de gaz résiduels)
	Incinérateurs ou fours utilisés pour brûler le gaz acide ou les combustibles liquides
	Unités de production de bitume
	Unités de gazéification
	Procédés de cokéfaction
Oxydes d'azote	Procédés de combustion
	Régénérateurs d'unité de FCC
	Unités de gazéification
	Procédés de cokéfaction
Monoxyde de carbone	Régénérateurs d'unité de FCC (pour les unités de combustion partielle si le dégagement de CO est significatif).
	Procédés de combustion

Les informations suivantes donnent de bonnes pratiques de surveillance qui ont été constatées dans les raffineries européennes.

Surveillance du soufre

On peut attendre des opérateurs qu'ils enregistrent les bilans de soufre du site sur des périodes de temps appropriées comme partie de la surveillance de leurs opérations ; la période de temps peut varier avec les circonstances (comme la fréquence du changement d'intermédiaires) mais pourrait généralement être trimestrielle. Dans le cas du SO_x , la quantité de SO_x émise par les procédés de combustion peut être calculée grâce à l'analyse du combustible brûlé.

Gaz provenant des procédés de combustion

A chaque fois qu'un procédé de combustion (autre que le brûlage à la torche) est utilisé pour détruire le sulfure d'hydrogène ou les hydrocarbures, son efficacité peut être indirectement prouvée en surveillant continuellement la température et la teneur en oxygène des rejets gazeux. Les évaluations visuelles et olfactives des dégagements émanant des incinérateurs, des torches, des fours et autres sources responsables d'émissions nuisibles peuvent être réalisées lorsque cela est approprié, en particulier au cours des conditions de trouble/mise en marche/interruption.

De plus, les réseaux-torches peuvent être équipés de systèmes de surveillance et de contrôle adéquats nécessaires pour opérer sans fumée et devraient être observés à tout moment dans des conditions non urgentes. Ces systèmes incluent les mesures de flux, pour lesquelles des systèmes de non ingérence à la base de la torche sont disponibles, avec un contrôle automatique de la vapeur, une mesure de la luminosité avec contrôle automatique de la vapeur, une observation visuelle à distance en utilisant des écrans TV en couleur dans des salles de contrôle de l'installation adaptées avec accès au contrôle de la vapeur, détection de veilleuse, etc.

Les dégagements gazeux provenant des turbines à gaz utilisées pour la génération d'électricité ou la compression des gaz sont généralement surveillés. Afin de relier les concentrations d'émissions aux dégagements de masse, il sera nécessaire de mesurer ou de déterminer autrement le flux de gaz. De plus, afin de relier les mesures à des conditions de référence, il faudra déterminer la température. La détermination de la teneur en oxygène ou en vapeur d'eau peut aussi se révéler nécessaire.

Surveillance des COV

Les émissions de COV proviennent principalement des émissions fugaces. Le site peut être équipé pour surveiller tous les flux de purge de procédé et les sources possibles de pertes fugaces. Un programme de détection et de réparation des fuites (LDAR) peut être mis en œuvre (voir la Section 4.23.6.1) pour les

prévenir. Une évaluation régulière des émissions totales d'hydrocarbures émanant du site peut être réalisée. Des enregistrements des contributions individuelles de chaque total peuvent être conservés.

On peut estimer les émissions de COV avec la méthode 21 de l'agence de protection environnementale américaine (facteurs d'émission pour différents types d'équipements) ou avec un bilan matière (intermédiaire – produits). On pourrait peut-être ajouter qu'une autre façon de surveiller les émissions de HC provenant de toutes les sources est celle du bilan matière entre l'intermédiaire et les produits. D'autres méthodes ont été développées et approuvées ces dernières années pour la surveillance des émissions de COV et pour la localisation des sources d'émissions de COV, en utilisant généralement des techniques d'absorption laser (DIAL) d'une grande sophistication. Des versions mobiles sont disponibles qui peuvent être utilisées pour déterminer les panaches de concentration de polluant et calculer les flux de polluants, incluant une résolution à trois dimensions. Tandis qu'elles présentent des limites reconnues, elles ont été utilisées avec succès dans les industries du pétrole et du gaz. Dans la majorité des campagnes de surveillance, les mesures ont été divisées en quatre domaines : zone de procédé, entrepôt de réservoir du produit, entrepôt de réservoir du pétrole brut et installation de traitement de l'eau. La méthode DIAL a été utilisée dans un certain nombre de raffineries et dans de nombreux cas, les résultats semblent être supérieurs ceux tirés des estimations de l'API.

Cependant, dans ces essais, la période d'échantillonnage était très courte. Dans le seul essai où une étude de long terme a été menée, les résultats s'accordaient raisonnablement avec les estimations de l'API [229, Smithers, 1995]. Le graphique suivant fournit un exemple de surveillance des COV dans une raffinerie et les divergences constatées en utilisant la méthode d'estimation et la mesure DIAL.

Avant les mesures, on estimait les émissions de COV à environ 200 tonnes par an dans une certaine raffinerie européenne. Les mesures de la méthode DIAL et l'annualisation des résultats ont indiqué une émission annuelle dépassant 1 000 tonnes. Les émissions émanant des réservoirs, en particulier, étaient plus élevées que prévu. Dans tous les cas, les estimations d'émission en utilisant les méthodes API ont donné des émissions inférieures à celles basées sur la surveillance DIAL. Dans certains cas, les divergences étaient très importantes. En utilisant la méthode pour estimer les émissions fugaces proposées par l'agence de protection de l'environnement américaine [244, USAEPA, 1992], les émissions émanant de la zone de procédé d'une raffinerie d'un million de tonnes par an ont été estimées à 125 tonnes par an. Des extrapolations des mesures DIAL en une émission annuelle donnent des émissions de 500 à 600 tonnes par an [107, Janson, 1999]. Pour les émissions totales émanant de la raffinerie, l'utilisation des méthodes d'estimation indique que les émissions varient entre 600 et 1 100 tonnes par an. Les extrapolations des mesures DIAL indiquent une émission annuelle variant entre 1 600 et 2 600 tonnes pour des raffineries moyennes. Au cours du même exercice de mesures, on a aussi constaté que la fraction dominante des émissions fugaces était des alcanes dans une fourchette $C_8 - C_{10}$. Les composés aromatiques ont contribué à hauteur d'environ 9 – 15 % aux émissions totales [107, Janson, 1999]. Cependant, il est important de noter que la composition de la vapeur dépendra fortement de la configuration de la raffinerie et de ce qui fuyait au moment de la mesure des COV.

Surveillance des dégagements dans l'eau

Une surveillance continue et un échantillonnage proportionnel du flux pour les dégagements dans l'eau sont toujours préférables mais l'utilisation d'un intervalle fixe ou d'un échantillon proportionnel de temps pour les faibles débits (moins de 1 litre par seconde) peut être acceptable.

La surveillance des effluents de procédé dégagés dans les eaux et dans les égouts contrôlés sera couramment réalisée pour les éléments suivants : le débit, la température, le COT (substitut de la DCO/DBO). Les échantillons sont également surveillés pour d'autres paramètres appropriés comme la DCO, la DBO, les hydrocarbures, l'azote ammoniacal et total, les matières en suspension, les phénols, les sulfures, l'oxygène dissous, les phosphates, les nitrates, les nitrites, les métaux (généralement du Cd, Hg, Cr, Ni, Zn, Cu et As). La périodicité peut être généralement quotidienne, hebdomadaire ou mensuelle en fonction de l'évaluation du risque et des circonstances locales.

Le déversement d'eau des raffineries pose le problème de l'analyse, et en particulier de l'analyse de l'huile. Différentes méthodes existent (comme le rayonnement infrarouge à une longueur d'onde, le rayonnement infrarouge à deux longueurs d'onde, l'analyse gravimétrique). Les substances toxiques utilisées dans l'analyse DCO constituent un autre problème.

Les pertes d'huile via des fuites peuvent aussi être minimisées grâce à une surveillance continue du système d'eau de refroidissement. Dans la version la plus simple, cela comprend la surveillance des séparateurs d'eau de refroidissement pour l'accumulation d'huile. Si une accumulation est observée, alors il sera nécessaire de suivre le système pour identifier la source de la fuite pour qu'une mesure correctrice soit prise. Des plans détaillés du système sont essentiels pour cette activité. Une identification de l'huile

peut aussi accélérer l'identification de la fuite. Un affinage supplémentaire consiste à installer de l'huile dans les appareils de surveillance de l'eau à divers points du système d'eau de refroidissement. Cela permet aux fuites d'être détectées rapidement et de prendre des mesures. Pour que cette procédure soit efficace, un évidement des échangeurs de chaleur cruciaux sera nécessaire.

Dans le cas d'un système à passage unique, le système de sortie du fluide de refroidissement peut être divisé en un *système suspect*, où la pression du procédé est plus élevée que celle du système de refroidissement et en un *système propre*, où la pression du système de refroidissement est plus élevée que la pression de procédé. La pollution du système suspect doit être surveillée.

Surveillance des déchets solides

Un enregistrement de la quantité et de la composition (incluant les substances prescrites) des résidus générés est généralement effectué. De plus, l'opérateur a généralement rédigé des procédures écrites qui assurent que les dégagements sont gérés, traités et éliminés d'une manière approuvée, et qui spécifient la façon dont l'accumulation et le stockage de déchets sont contrôlés. La fréquence de l'analyse des déchets est propre au site et/ou au procédé.

Surveillance du sol

Les coûts rapportés de l'installation et de l'exploitation de puits de surveillance sont très variables, allant de 25 000 euros pour 100 puits (250 euros par puits) à 140 000 euros pour 50 forages (2 800 euros par puits) mais avec un coût d'exploitation minime. Les coûts des systèmes de surveillance de l'eau souterraine ont été rapportés à 1 400 euros par an pour 18 puits (78 euros par puits) dans un cas et à une moyenne de 45 000 euros (incluant 7 000 euros pour l'analyse) pour trois études à des intervalles de quelques années.

4 TECHNIQUES À PRENDRE EN CONSIDÉRATION POUR DÉTERMINER LES MTD

Ce chapitre décrit en détail les techniques considérées comme étant les plus pertinentes pour déterminer les MTD. Ce chapitre doit être considéré comme contenant les principales informations générales pour déterminer les meilleures techniques disponibles dans le secteur de la raffinerie (Chapitre 5). Les techniques généralement considérées comme étant obsolètes ne sont pas incluses. De plus, il n'inclut pas toutes les techniques utilisées dans le secteur de la raffinerie et décrites dans le Chapitre 2. Seules les techniques relatives aux bonnes performances environnementales sont incluses ici.

Ce chapitre couvre les procédures/techniques de production, prévention, contrôle, réduction maximale et recyclage. Cela peut être réalisé de plusieurs façons, comme en utilisant des techniques de production moins polluantes que d'autres, en changeant les conditions de fonctionnement, en réduisant les ressources en matériaux, en reconfigurant l'ingénierie des procédés pour réutiliser les sous-produits, en améliorant les pratiques de gestion ou en substituant les produits chimiques toxiques. Ce chapitre apporte des informations sur certains progrès généraux et spécifiques en termes de contrôle et de prévention de la pollution qui ont été mis en œuvre dans l'industrie en général et dans l'industrie de la raffinerie en particulier.

Comme dans les Chapitres 2 et 3 précédents, chaque section de ce chapitre traite du procédé ou de l'activité de raffinerie et contient les techniques du procédé et de réduction méritant d'être considérées dans la détermination des MTD. Si différentes techniques peuvent s'appliquer à un procédé/une activité, elles sont abordées ici. Les sections allant de 4.2 à 4.22 de ce chapitre ont été structurées de la même façon. Chacune de ces sections contient d'abord les techniques de prévention de la pollution applicables à la section de procédé/activité à laquelle on se réfère, puis les techniques au point de rejet qui peuvent être applicables pour réduire les émissions émanant du procédé/de l'activité. Ces techniques au point de rejet sont groupées dans des bases milieu/polluant pour clarifier la séquence des techniques applicables car, dans certains cas, le nombre de techniques PDR pouvant être utilisé est assez important.

A la fin de ce chapitre, trois sections contiennent les techniques au point de rejet (PDR) appliquées aux gaz résiduels, aux eaux usées et à la gestion de l'eau. Ces sections contiennent les descriptions des techniques PDR qui peuvent s'appliquer à plus d'un procédé/une activité de raffinerie ainsi que d'autres procédés PDR. Par conséquent, les descriptions de ces techniques PDR qui peuvent apparaître dans ce chapitre sont incluses dans les Sections 4.23, 4.24 et 4.25 et non dans les sections relatives aux activités/procédé.

Chaque technique (à la fois préventive (incluant les techniques de procédé) et de contrôle) est bien documentée et inclut des informations sur les niveaux de consommation et d'émission jugés atteignables en utilisant la technique, une certaine idée des coûts et des questions croisées associées à la technique et la mesure dans laquelle la technique est applicable à la gamme d'installations nécessitant des permis IPPC, par exemple les installations récentes, existantes, de grande ou de petite dimension. Chaque technique de ce chapitre est analysée de la même façon afin de donner de bonnes généralités pour déterminer les MTD dans le secteur de la raffinerie. La détermination est effectuée dans le chapitre suivant. Le Tableau 4.1 présente la structure des informations de chaque technique incluse dans ce chapitre.

Lorsque cela est possible, ce chapitre apporte des informations provenant d'activités réelles qui peuvent être ou sont mises en œuvre dans ce secteur, incluant les coûts associés. Lorsque cela est possible, les informations fournies donnent le contexte dans lequel la technique peut être efficacement utilisée.

Nom du type d'information	Type d'informations incluses
Description	Description technique de la technique
Avantages pour l'environnement	Principaux impacts sur l'environnement que la technique doit traiter (procédé ou réduction), y compris les valeurs d'émission (généralement une fourchette) atteintes et le niveau d'efficacité. Avantages de cette technique pour l'environnement par rapport aux autres techniques.
Effets croisés	Effets secondaires et inconvénients sur un autre milieu causé par la mise en œuvre de la technique. Problèmes environnementaux de liés à cette technique par rapport à d'autres et la façon de les prévenir ou de les résoudre.
Données d'exploitation	Performances en termes d'émissions/déchets et de consommation (matières premières, eau, énergie). Toute autre information utile sur le mode d'exploitation, d'entretien et de contrôle de la technique, y compris les aspects relatifs à la sécurité et les contraintes opérationnelles de la technique.
Applicabilité	Considération de l'âge de l'installation (récente ou existante), de la taille de l'installation (grande ou petite) et des facteurs impliqués dans le remplacement (comme la disponibilité d'espace).
Aspect économique	Informations sur les coûts (investissement et exploitation) et toute économie (par exemple, réduction de la consommation de matières premières et des coûts relatifs aux déchets) liés à la capacité de la technique. Les valeurs en monnaies autres que l'euro ont été converties en fonction des facteurs de conversion en euros de l'UE de 1999. L'Annexe IV fournit quelques informations sur la rentabilité.
Moteur de la mise en œuvre	Conditions ou exigences locales qui mènent à la mise en œuvre. Informations sur les raisons autres que les raisons environnementales de la mise en œuvre (comme l'amélioration de la qualité du produit, un rendement accru).
Installations de référence	Référence du nombre d'installations appliquant la technique en Europe et dans le monde. Si cette technique n'a pas encore été appliquée dans le secteur ou en Europe, brève explication de la raison.
Littérature de référence	Documents permettant d'obtenir de plus amples informations sur la technique.

Tableau 4.1 : Informations contenues dans la description de chaque technique incluse dans le chapitre 4

4.1 Généralités sur les activités considérées dans ce chapitre

Le tableau suivant fournit une vue générale du nombre de techniques considérées dans ce document et dans chaque activité, décomposées en quatre catégories. Les chiffres inclus dans ce tableau ne sont qu'indicatifs et ne représentent pas le simple décompte des sous-sections apparaissant dans chaque section. Comme nous le verrons, certaines sous-sections incluent plus d'une technique. Ce tableau ne vise qu'à donner une vue générale du nombre de techniques considérées dans chaque section du document. Ce nombre peut être utilisé comme un premier indicateur des activités/procédés qui sont les plus importants d'un point de vue environnemental (comme le système énergétique, le stockage et la manipulation, les systèmes de gestion intégrés, le craquage catalytique et la cokéfaction). Suivant la même logique, il est également aisé de constater que les émissions dans l'air sont celles avec le plus de techniques.

Section du Chapitre	Activité/Procédé	Techniques appliquées à				TOTAL
		Production et prévention	Gaz et gaz résiduels	Eaux usées	Déchets solides	
2	Alkylation	3	0	0	0	3
3	Production d'huile de base	14	4	2	1	21
4	Production de bitume	2	5	1	2	10
5	Craquage catalytique	17	13	2	5	37
6	Reformage catalytique	3	3	0	0	6
7	Procédés de cokéfaction	9	19	8	3	39
8	Refroidissement	3	-	-	-	3
9	Dessalage	13	0	4	1	18
10	Système énergétique	56	22	2	0	80
11	Ethérification	1	0	1	1	3
12	Procédés de séparation du gaz	3	2	0	0	5
13	Procédés consommant de l'hydrogène	8	0	0	2	10
14	Production d'hydrogène	6	0	0	0	6
15	Gestion intégrée de la raffinerie	33	0	24	6	63
16	Isomérisation	3	0	24	6	63
17	Installations de gaz naturel	0	12	5	3	20
18	Polymérisation	1	0	0	2	3
19	Unités de distillation primaire	3	2	3	3	11
20	Traitements du produit	5	2	4	0	11
21	Stockage et manipulation des matériaux de raffinerie	21	19	2	12	54
22	Viscoréduction	3	1	1	1	6
23	Traitement des gaz résiduels	-	76	-	1	77
24	Traitement des eaux usées	-	-	41	-	41
25	Gestion des déchets	-	-	-	58	58
	TOTAL	207	180	100	101	588

4.2 Alkylation

Les techniques considérées pour déterminer les MTD pour le procédé d'alkylation sont les suivantes :

4.2.1 Procédé d'alkylation de l'acide fluorhydrique

Description

Une brève description du procédé se trouve à la Section 2.2.

Avantages pour l'environnement

Les principaux avantages du procédé d'alkylation HF par rapport au procédé avec de l'acide sulfurique sont la régénération de l'HF, qui réduit au maximum la formation et l'élimination de déchets, et la consommation moindre de catalyseur acide ainsi qu'une consommation mineure d'énergie et de refroidissement.

Effets croisés

Gaz effluents : Un épurateur utilisant une solution alcaline (NaOH ou KOH) est nécessaire à l'élimination de l'HF dans le flux de gaz incondensables. Le neutralisateur de rejets acides est utilisé pour réduire au

maximum la teneur en fluorure d'hydrogène dans le flux de gaz incondensables. On peut obtenir des niveaux d'émission inférieurs à 1 mg de HF/Nm³. Les gaz de ventilation doivent passer dans la torche et non dans le système de gaz combustible de la raffinerie ; une torche/cheminée dédiée est normalement maintenue à cette fin. Des émissions fugaces sont aussi générées par ce procédé.

Le HF est un composé très dangereux du fait de sa nature fortement corrosive et des effets brûlants du liquide et des émanations pour la peau, les yeux et les muqueuses. Par conséquent, son stockage et sa manipulation doivent respecter toutes les règles de sécurité.

Du KF (ou NaF) se forme lors du procédé de neutralisation. La solution utilisée est stockée et requiert ensuite une régénération avec de la chaux (ou de l'alumine). Le KOH (ou NaOH) régénéré est recyclé. Le CaF₂ est régulièrement nettoyé et éliminé, généralement dans une décharge. Si de l'alumine est utilisée à la place de la chaux comme agent de neutralisation, la récupération de l'aluminium par l'industrie de l'aluminium est alors possible. Des émanations peuvent provenir du bassin de neutralisation de l'unité. Pour prévenir le déversement de ces gaz odorants dans les environs, les bassins de neutralisation sont couverts hermétiquement et équipés d'un épurateur à gaz pour éliminer l'agent nuisible.

Eau : Les effluents d'alkylation HF sont une cause potentielle de la présence d'acides dans les effluents de la raffinerie et une norme élevée de contrôle doit être exercée sur le système de traitement par neutralisation, grâce, par exemple, à un contrôle en ligne du pH. L'effluent contenant de l'acide HF peut être traité avec de la chaux (CaO-Ca(OH)₂), du AlCl₃ ou du CaCl₂ ou il peut être neutralisé indirectement dans un système KOH pour produire le CaF₂ ou l'AlF₃ (insolubles) voulus qui est séparé dans un bassin de décantation. Le surnageant s'écoule vers un procédé de traitement de l'eau. Le KOH peut être régénéré à des fins de réutilisation. Après ce traitement, le surnageant contient encore de 10 à 40 ppm de F et certains hydrocarbures et est dirigé vers la station d'épuration. Le KOH peut être régénéré à partir de la solution aqueuse à des fins de réutilisation.

Déchets : Le procédé HF produit aussi des goudrons (polymères) mais ils ne contiennent généralement pas de HF. Les brais contenant du HF sont neutralisés (avec de la chaux ou de l'alumine) et sont éliminés par incinération ou mélangés comme composant de fioul en petites quantités à cause de leur couleur prononcée. Cependant, la technologie et les techniques d'exploitation spéciales comme la régénération interne de l'acide ont virtuellement éliminées ce flux de déchet liquide.

Un mauvais fonctionnement du système (trop d'acide froid, niveau de décanteur d'acide incorrect, faible pression du réacteur, taux de recyclage de l'acide excessif, faible concentration en i-butane ou en acide, température du réacteur élevée et mélange incorrect) accroît la quantité de déchets générés.

Données d'exploitation

Les propriétés potentielles de corrosion et de toxicité du HF requièrent une conception d'ingénierie spéciale et des matériaux de construction spéciaux, des contrôles du procédé avancés et des normes strictes de sécurité, de protection personnelle et de maintenance. Ces précautions sont :

- des dispositifs d'étanchéité spéciaux sur les équipements contenant de l'acide comme les pompes et les tiges de manœuvre
- des vêtements de sécurité spéciaux que le personnel entrant dans une zone acide doit porter
- une formation extensive de l'opérateur
- des infrastructures spéciales (comme des installations d'extincteurs automatiques à eau, une réduction de l'inventaire d'acide, des systèmes de détection HF, des soupapes d'isolation, des systèmes de transfert de l'acide rapide) doivent être intégrées à la conception de ce type de système pour atténuer les effets d'une émission accidentelle de nuages de vapeur de HF. Pour la détection des fuites, des couleurs sensibles au HF sur les canalisations et les brides conviennent en tant qu'alternative au contrôle continu des analyseurs d'air et vidéo. La réduction potentielle d'acide HF dans l'air est aussi possible par l'ajout d'additifs. Une attention spéciale doit être portée lors de la maintenance et du nettoyage de l'installation, pour que, par exemple, les arrêts de production majeurs ne libèrent pas d'odeurs à partir du dispositif de vidange et/ou des bassins d'aspersion

Des développements identiques (comme les additifs) ont déjà été testés afin d'abaisser la tension de vapeur et de réduire au maximum le HF libéré dans l'atmosphère en cas d'accident. Le côté négatif est que la manipulation et le recyclage de l'additif accroît la complexité du procédé.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Le tableau suivant présente un résumé des coûts d'investissement et de production de l'alkylation HF. Les coûts d'élimination ne sont pas inclus.

	Coût de montage estimé (troisième trimestre 1995)	Installation HF récente (1999)
Capacité (kt d'alkylat/an)	348	160
Coût d'investissement (en millions d'euros)	25,6	35
Coûts d'exploitation (EUR/tonnes d'alkylat)		
Travail	0,016	
Infrastructures	0,066	
Consommation de produits chimiques, allocation de laboratoire, maintenance, impôts et assurance	0,056	
Coûts d'exploitation directs totaux	0,138	

Moteur de la mise en œuvre

Une installation d'alkylation est un procédé de raffinerie utilisé pour augmenter l'indice d'octane de l'essence.

Installations de référence

Technique courante.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [113, Noyes, 1993], [261, Canales, 2000], [330, Hommeltoft, 2000], [268, TWG, 2001]

4.2.2 Procédé d'alkylation en présence d'acide sulfuriqueDescription

Une description du procédé se trouve à la Section 2.2.

Avantages pour l'environnement

Une installation d'acide sulfurique constitue un procédé alternatif pour l'alkylation, mais présente l'inconvénient d'une quantité plus importante d'acide usé à éliminer ou à recycler à l'extérieur. Le rendement du procédé est inférieur à celui de l'alkylation HF et une quantité plus importante de refroidissement est nécessaire dans ce procédé.

Effets croisés

Les techniques utilisant de l'acide sulfurique comme catalyseur produisent de très grandes quantités d'acide usé (acide sulfurique et acide sulfonique) qui doit être régénérée. Le transport de l'acide usé et de l'acide frais depuis et vers l'unité de régénération de l'acide sulfurique a soulevé certaines inquiétudes et a accru la pression sur les raffineurs pour établir des installations de régénération de l'acide sulfurique à proximité de l'unité d'alkylation. Dans certains cas, ce transport depuis/vers l'infrastructure de régénération est effectué par canalisations. Cependant, aucune nouvelle amélioration majeure n'a été introduite dans la technique d'alkylation en présence d'acide sulfurique en ce qui concerne la question de l'acide usé. Les émissions fugaces émanant de ce procédé sont similaires à celles de l'alkylation HF.

L'huile soluble dans l'acide doit être recyclé dans le procédé. Les brais provenant du procédé H_2SO_4 contiennent des acides sulfurique et sulfoniques divers, qui peuvent poser des problèmes d'élimination. Ce procédé génère des eaux usées qui doivent être neutralisées avant d'être acheminées vers une station d'épuration ainsi que de la gomme, de l'acide usé, des solutions caustiques provenant de la régénération et des émissions fugaces.

Données d'exploitation

La qualité du produit à partir des butylènes (intermédiaire primaire) est meilleure que celle obtenue avec l'alkylation HF. Pour produire une qualité de produit équivalente, l'alkylation HF nécessiterait une consommation d'énergie similaire à celle de l'alkylation en présence d'acide sulfurique. Ce type d'alkylation est considéré relativement plus sûr que l'alkylation catalytique HF.

Infrastructures et consommation de produits chimiques (base : 716 m³/d d'installation alkylat)	
Puissance, kW	1 779
Compresseur	1 235
Pompes	303
Mélangeurs	240
Eau de refroidissement, m ³ /h ⁽¹⁾	835
Eau industrielle, t/d	39
Vapeur, kg/h	
3,45 barg	13
10,3 barg	3
Produits chimiques	
Acide frais, t/d ⁽²⁾	40
NaOH (15 Baumé), t/d	1,7
Notes :	
⁽¹⁾ La température d'alimentation de l'eau de refroidissement est de 26 °C et la température moyenne est de 15 °C	
⁽²⁾ Inclut l'allocation pour les impuretés de la charge	

L'acide sulfurique éliminé doit être régénéré dans une installation d'acide sulfurique qui ne fait généralement pas partie de l'unité d'alkylation et qui est normalement située en dehors du site.

Applicabilité

Pleinement applicable. Ce type de technique de procédé est motivé par l'aspect économique de la proximité de l'infrastructure de régénération de l'acide sulfurique.

Aspect économique

Capacité	Coûts estimés	Unités
290 kt/an	<i>Matériau</i> 12,0 millions USD <i>Travail</i> 1,7 millions USD	USA Gulf Coast, deuxième trimestre 1993. Les Données d'exploitation correspondent à cette installation.
28 300 m ³ /d	14,49 millions de USD	
1 590 m ³ /d	22 000 USD par m ³ /d	USA Gulf Coast, 4 ^{ème} trimestre 1998

Moteur de la mise en œuvre

Une installation d'alkylation est un procédé de raffinerie utilisé pour augmenter l'indice d'octane de l'essence.

Installations de référence

Couramment appliquée.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [212, Hydrocarbon processing, 1998], [330, Hommeltoft, 2000], [268, TWG, 2001]

4.2.3 Valoriser l'intermédiaire par hydrogénation sélective ou isomérisation

Description

De plus amples informations sur les procédés sont fournies dans les Sections 2.13, 4.13.5, 2.16 et 4.16.

Avantages pour l'environnement

L'hydrosulfonage du naphtha ou l'isomérisation (comme l'hydrogénation du butadiène, l'isomérisation du 1-butène en 2-butène) aide les unités d'alkylation à réduire les pertes d'acide et donc la génération de déchets. Par conséquent, la consommation de substance caustique diminue. La réduction de la consommation d'acide et de substance caustique dépend de la teneur en charge dioléfine, qui varie largement dans les différentes raffineries.

Effets croisés

Les inconvénients de la mise en œuvre de cette technique sont la consommation accrue de combustible/d'énergie, des émissions fugaces accrues et la nécessité de manipuler le catalyseur utilisé dans ce procédé. De plus amples informations sur ces questions sont fournies dans les Sections 4.13 et 4.16.

Données d'exploitation

Elle requiert de l'hydrogène et consomme de l'énergie.

Applicabilité

Aucune restriction à l'application.

Aspect économique

Voir Sections 4.13 et 4.16.

Moteur de la mise en œuvre

Du fait de demandes accrues d'essence à indice d'octane plus élevé et de la conversion accrue des pétroles bruts plus lourds en produits plus légers, on constate une relative diminution de la qualité de la charge d'alkylation dans l'industrie.

Littérature de référence

[113, Noyes, 1993], [268, TWG, 2001]

4.3 Production d'huile de base

Comme cela est décrit dans la Section 2.3, plusieurs types de procédés se trouvent dans la production d'huile de base. Ceux-ci sont l'unité de désasphaltage, l'extraction aromatique, l'unité d'hydrogénation à haute pression, le déparaffinage, l'hydrofinissage et le traitement de la paraffine. Tous ces procédés sont couverts ici et les bonnes techniques d'un point de vue environnemental sont abordées dans cette section. Les techniques applicables au stockage des solvants utilisés dans la production d'huile de base (comme le furfural, le NMP, le MEC, le MIBC) sont aussi incluses ici. Le stockage des produits et des intermédiaires utilisés dans la production d'huile de base est aussi inclus ici.

4.3.1 Procédé d'extraction à effets multiples

Description

Les procédés à base de solvant utilisés dans la fabrication d'huiles de base sont intensifs en énergie car d'importants volumes de solvants doivent être récupérés par distillation par détente pour être recyclés dans le procédé. Le nombre d'étapes utilisées pour l'évaporation des solvants a un effet significatif sur le coût énergétique de ces procédés et jusqu'à cinq étapes d'évaporation ont été utilisées dans certaines des premières unités d'extraction du SO₂ liquide en Europe.

Avantages pour l'environnement

Le rendement thermique peut être amélioré (moins utilisation d'eau et de vapeur) en appliquant des configurations dites à double ou triple effet, particulièrement dans les unités de désasphaltage et

d'extraction aromatique. Les économies d'énergie d'une évaporation à triple effet s'élèvent à 30-33 % par rapport à l'évaporation à double effet.

Données d'exploitation

Les infrastructures nécessaires au procédé sont listées dans la section Aspect économique. Les économies d'énergie des systèmes à triple effet portent uniquement sur le faible niveau de chaleur (dans la majorité des cas, **vapeur de pétrole liquéfié**) pour lequel les raffineries ont souvent déjà un surplus. Cela signifie que les économies réelles dépendent des circonstances locales et qu'une modification/un changement doit être évalué pour chaque site individuel.

Applicabilité

L'évaporation à multiples effets requiert une énergie motrice de pression et de température. Dans certains cas, l'augmentation de la pression et de la température requise pour passer du double au triple effet n'est pas faisable et pourrait entraîner des émissions et une consommation d'énergie plus élevées du fait de quantités résiduelles plus importantes de solvants laissées dans l'huile sortant de la section d'évaporation et entrant dans la section de stripage.

Les systèmes à triple effet sont généralement utilisés uniquement pour les intermédiaires non salissant (comme la paraffine) car ils sont connus pour être plus vulnérables à cet égard, leur application est donc restreinte.

Aspect économique

Investissements (base : 318 - 6 360 m³/d, 4ème trimestre, 1998, US Gulf) : 5 000 – 18 900 USD par m³/d.

	Effet unique	Effet double	Effet triple
Investissements de conversion (USD) ¹	0	1 300 000	1 900 000
Coût-utilité annuel (USD) ²			
Vapeur sous pression moyenne, 8,1 USD/t	91 100	91 100	91 100
Vapeur sous basse pression, 6,8 USD/t	931 600	465 200	377 500
Puissance, 0,04 USD/kWh	218 400	218 400	218 400
Eau de refroidissement, 0,018 USD/m ³	87 200	47 600	39 200
Combustible, 1,92 USD/net GJ	44 100	44 100	44 100
Coûts-utilité annuels totaux	1 372 400	866 400	770 300
Réduction de l'utilité annuelle	0	506 000	602 100
Notes :			
¹ Base estimée : United States Gulf Coast, troisième trimestre 1995			
² Basé sur le coût unitaire fourni par SRI International, Menlo Park, Calif. Décembre 1994			
Note : Des économies importantes sont réalisées pour la vapeur sous basse pression. Dans la majorité des raffineries, la vapeur sous basse pression est considérée comme étant « gratuite » car l'excédent est ventilé dans l'atmosphère.			

Tableau 4.2 : Aspect économique de la réduction d'énergie de l'unité de désasphaltage

Moteur de la mise en œuvre

La conversion en une unité à effets multiples réduit le coût-utilité.

Installations de référence

Une technique courante utilisée dans les raffineries ayant une production d'huile lubrifiante. Les unités à double effet représentent le type le plus prédominant des procédés d'extraction. Les unités construites entre 1950 et 1975 utilisaient un effet double et quelques-unes utilisaient un effet unique. Du fait de la hausse rapide du coût de l'énergie dans les années 70, la majorité des nouvelles unités construites depuis 1980 a été conçue avec (et les anciennes unités converties en) une évaporation à triple effet pour réduire le coût de l'énergie consommée.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [212, Hydrocarbon processing, 1998], [319, Sequeira, 1998]

4.3.2 Types de solvants utilisés dans l'unité d'extraction aromatique

Description

La sélection du type de solvants utilisés dans l'extraction aromatique a un impact sur la consommation d'énergie du système et sur l'utilisation de solvants moins toxiques (le furfural et le n-méthyl-pyrrolidone (NMP) peuvent être préférés aux solvants sélectifs plus toxiques comme le phénol et le dioxyde de soufre).

Avantages pour l'environnement

L'utilisation d'un solvant moins polluant (comme le NMP ou le furfural) est préférée. Par conséquent, on obtient une réduction des émissions de phénols et de dioxyde de soufre dans les effluents de la raffinerie.

L'avantage du NMP par rapport au furfural est une sélectivité plus élevée menant à un rendement du raffinat plus élevé et à un rapport de solvant plus bas qui entraînent tous les deux une consommation d'énergie réduite d'environ 30 à 40 %.

Effets croisés

Il est nécessaire de faire attention pour éviter une contamination des effluents aqueux par des solvants, en appliquant des techniques de récupération de solvant efficaces. Certaines contaminations d'effluents aqueux se produisent, il faut donc faire attention à ne pas bouleverser l'unité active de traitement des dépôts de la station d'épuration. Il est plus facile de dégrader le NMP dans la station d'épuration que le furfural, cependant le NMP est plus corrosif que le furfural propre.

Données d'exploitation

Les performances des techniques au NMP et au furfural sont similaires. Les unités d'extraction du furfural bien entretenues et bien exploitées fonctionnent aussi bien que les installations au NMP. Des quantités similaires de furfural, par rapport au NMP, sont requises lorsque les installations fonctionnent de façon correcte.

Applicabilité

Certaines difficultés techniques de l'applicabilité ou du changement de solvant sont les suivantes :

- le phénol est plus facile à récupérer que le furfural. Le furfural forme un mélange azéotropique différent avec l'eau, donc un changement direct de solvant dans une unité de phénol peut ne pas être possible, de plus grandes quantités de furfural sont utilisées par débit unitaire
- le remplacement du phénol par du NMP est également difficile. Le NMP a un point d'ébullition plus élevé (de 22 °C) et un point de fusion plus bas (de 64 °C) et pas d'azéotrope. Par conséquent, le furfural est généralement utilisé dans la production d'huiles de base à faible point d'ébullition (comme les distillats d'huile isolante pour transformateur électrique).

Des modifications majeures seraient nécessaires sur les unités existantes pour passer du furfural au NMP car les conditions de procédé sont différentes (remplacement des échangeurs de chaleur à huile chaude par un four pour atteindre la température requise dans la section de récupération du solvant).

Aspect économique

Dans certains cas, le changement de solvant utilisé n'entraîne pas de coûts supplémentaires significatifs. Dans d'autres cas, comme pour le passage d'une extraction aromatique de SO₂ à un autre solvant, il nécessite une unité complètement nouvelle. Une comparaison des coûts des principaux procédés de raffinage de l'huile de base est présentée ci-dessous.

	Furfural	NMP	Phénol
Solvants, relatif	1,0	2,3	0,60
Investissements	moyens	bas	élevés
Maintenance	moyenne	basse	élevée
Energie	élevée	basse	moyenne

Le passage du procédé au furfural à celui au NMP nécessite des calculs économiques car une modification majeure peut être requise. Par conséquent, la comparaison des économies d'énergie par rapport au coût d'amélioration doit être effectuée individuellement. Le passage du furfural au NMP nécessite un investissement significatif, incluant, mais ne se limitant pas à, une tour d'extraction, des chaudières, de la métallurgie, etc. Le coût de conversion d'une unité de phénol (277 m³ par jour d'exploitation) en une unité NMP (563 m³ par jour d'exploitation) est estimé à 0,9 millions EUR (coût incluant la capacité de stockage des produits de récupération et des solvants). D'autres estimations indiquent que le coût d'investissement d'un passage d'une unité de phénol à une unité de NMP est d'environ 70 % d'une unité entièrement neuve.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la consommation d'énergie et des émissions de phénols et de SO₂ dans la raffinerie.

Installations de référence

Techniques courantes.

Littérature de référence

[110, HMIP UK, 1993], [319, Sequeira, 1998], [268, TWG, 2001]

4.3.3 Récupération des solvants dans les unités de déparaffinage

Description

Des informations sur le procédé sont fournies dans la Section 2.3. Différentes techniques de prévention peuvent s'appliquer au procédé de déparaffinage du solvant :

- des vapeurs émanant des filtres à paraffine sont contenus dans le système de gaz inerte. Dans ce procédé, le gaz inerte circule et les vapeurs de solvant sont récupérées par réfrigération comme partie du procédé. L'incinération de solvants dans les chaudières devrait être réduite au maximum. Une alternative à la réfrigération est l'absorption sous pression des solvants dans l'huile (comme la charge fraîche ou le produit fini)
- les solvants utilisés dans ce procédé sont le propane et des mélanges de méthyl éthyl cétone (MEC) et de méthyl isobutyl cétone (MIBC). Le toluène ou les hydrocarbures chlorés doivent être évités.
- l'étape de récupération du solvant occasionne une eau contaminée par le solvant, qui doit être acheminée vers la station d'épuration.
- l'utilisation de gaz inerte à la place de la vapeur pour le stripage des dernières traces de solvants dans l'huile déparaffinée et dans les paraffines. Lorsque des solvants chlorés sont utilisés, cette procédure est généralement appliquée.

Avantages pour l'environnement

Maximiser la récupération des solvants utilisés dans les procédés de déparaffinage du solvant et réduire la contamination des eaux usées par du toluène ou par des hydrocarbures chlorés. Les avantages du stripage du gaz inerte dans le déparaffinage du solvant sont la réduction des besoins énergétiques dans les unités de raffinage du solvant, l'augmentation des rendements d'huiles déparaffinées, la réduction des rapports de dilution, la réduction des pertes de solvants, la baisse du différentiel de déparaffinage et des coûts de maintenance réduits.

Effets croisés

De grands systèmes de réfrigération sont utilisés et les pertes frigorigènes doivent être réduites au maximum. Une consommation d'énergie est nécessaire à la réfrigération/pression et pour produire de la chaleur. Il faut faire attention à éviter une contamination des effluents aqueux par des solvants car la majorité des solvants utilisés dans le déparaffinage de solvants posent des problèmes pour les micro-organismes aquatiques et les stations d'épuration. Des émissions fugaces de COV peuvent être générées lors de ce procédé.

Données d'exploitation

Utilités, classique par m ³ de charge		Unités
Combustible	1 856	MJ
Electricité	290	kW
Vapeur	171	kg
Eau de refroidissement (T = 25 °C)	36	m ³
Appoint en solvants	1,7	kg

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Une nouvelle unité de récupération de solvant coûte 66 000 USUSD par m³/jour (sur la base d'une capacité de débit de charge de 44 000 m³/jour, 1998 US Gulf Coast). Les données sur la mise en œuvre du stripage de gaz inerte dans les raffineries indiquent des périodes de recouvrement de l'investissement comprises entre 9 et 14 mois.

Moteur de la mise en œuvre

Ces techniques peuvent être utilisées dans les raffineries disposant d'unités de déparaffinage pour leur production d'huiles lubrifiantes afin de favoriser la réduction des pertes de solvant.

Installations de référence

De nombreuses raffineries produisant des lubrifiants disposent de ce type de procédé.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [19, Irish EPA, 1993], [319, Sequeira, 1998], [268, TWG, 2001]

4.3.4 Unité de retraitement de la paraffineDescription

L'hydrofinissage ou le traitement à l'argile peut être utilisé dans le traitement de la paraffine.

Avantages pour l'environnement

L'hydrofinissage de la paraffine offre plusieurs avantages par rapport au traitement à l'argile qui sont des coûts d'exploitation inférieurs et une réduction de la génération de déchets.

Effets croisés

Lorsque l'hydrotraitement est utilisé, de l'hydrogène est nécessaire. Les hydrosourcements consomment de l'énergie, de l'hydrogène et du catalyseur au nickel, au tungstène ou même au platine nécessaire à ce procédé. L'argile usée pose un problème d'élimination.

Données d'exploitation

Les rendements de l'hydrofinissage approchent les 100 % tandis que le rendement du produit traité à l'argile varie entre 75 et 90 % pour les cires microcristallines et jusqu'à 97 % pour les cires de paraffine légères.

La consommation d'hydrogène est d'environ 15 Nm³ par m³ de paraffine produite. La consommation d'argile varie de 2 à 45 kg/t de produit.

Applicabilité

L'hydrofinissage est pleinement applicable en particulier lorsque l'hydrogène est disponible. Cependant, dans certains cas, les procédés d'hydrofinissage ne peuvent pas atteindre certaines spécifications de qualité du produit très spéciales.

Aspect économique

Le coût d'investissement d'un procédé d'hydrofinissage de la paraffine s'élève à 1 million EUR pour une capacité de charge de 20 000 t/an.

Moteur de la mise en œuvre

L'hydrotraitement présente des coûts d'exploitations inférieurs.

Installations de référence

De nombreuses références existent.

Littérature de référence

[319, Sequeira, 1998], [268, TWG, 2001]

4.3.5 Nettoyage de l'huile de graissage

Description

Une courte description du procédé se trouve dans la Section 2.3. Les traitements à l'hydroraffinage ou à l'acide sulfurique et à l'argile sont des traitements utilisés dans le nettoyage de l'huile de graissage.

Avantages pour l'environnement

L'utilisation de l'hydrotraitement au lieu d'autres techniques de nettoyage réduit la génération de déchets.

Effets croisés

Les hydrotraitements consomment de l'énergie, de l'hydrogène et du catalyseur au nickel, au tungstène ou même au platine nécessaire à ce procédé.

Données d'exploitation

Dans des raffineries d'huile de graissage autonomes, les petites quantités de H₂S générées par l'hydrotraitement sont normalement incinérées car la construction d'une unité Claus ne se justifie pas économiquement.

Applicabilité

Pleinement applicable. Cependant, dans certains cas, les procédés d'hydrofinissage ne peuvent pas atteindre certaines spécifications de qualité du produit très spéciales.

Moteur de la mise en œuvre

Technique pouvant être utilisée dans les raffineries produisant de l'huile lubrifiante pour la production de lubrifiants nettoyants.

Installations de référence

Les traitements à l'acide sulfurique et à l'argile sont généralement utilisés dans les anciennes installations.

Littérature de référence

[19, Irish EPA, 1993], [268, TWG, 2001]

4.3.6 Stockage des produits et des intermédiaires d'huile de base

Description

Le stockage des intermédiaires et des produits provenant de la production d'huile de base a généralement lieu dans les unités de production d'huile de base.

Avantages pour l'environnement

Réduction des risques de fuite et des émissions de COV.

4.3.7 Stockage et évaluation comparative des solvants

Description

Les solvants utilisés dans l'extraction de solvants des composés aromatiques doivent être stockés dans des réservoirs couverts pour réduire au maximum les émissions fugaces de furfural, de NMP et de MEC/toluène. La pratique de l'évaluation comparative interne et/ou externe peut réduire la consommation de solvants.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de COV, prévention des fuites et réduction de la consommation de solvants. La prévention des fuites de solvants solubles dans l'eau réduit la contamination du sol et des nappes phréatiques.

Applicabilité

Ces techniques peuvent être considérées comme faisant partie du programme de réduction des COV (Section 4.23.6) ou du programme de prévention de la contamination du sol (Section 4.25.1).

Moteur de la mise en œuvre

Le toluène et le MEC doivent être mis sous azote de façon routinière, principalement pour réduire les risques d'incendie plutôt que pour prévenir les émissions de COV ; les solvants dont les points d'ébullition sont plus élevés, comme le furfural et le NMP sont moins susceptibles de dégager des COV et peuvent être mis sous azote principalement pour prévenir la décomposition par oxydation (furfural) ou pour réduire les odeurs désagréables.

Installations de référence

L'évaluation comparative des solvants et la prévention des fuites sont largement appliquées dans les raffineries.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000], [268, TWG, 2001]

4.3.8 Traitement du soufre dans les unités d'hydrogénation

Description

Les procédés d'hydrogénation génèrent du H_2S . Par conséquent, les dégagements gazeux contenant du H_2S sont récupérés dans une installation de récupération du soufre (voir Section 4.23.5) ou incinérés.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de soufre et de H_2S .

Effets croisés

La récupération par amines du H_2S consomme de l'énergie et des produits chimiques. Les unités de récupération du soufre consomment de l'énergie (voir Section 4.23.5). L'incinération nécessite du combustible.

Données d'exploitation

Voir Section 4.23.5

Applicabilité

Dans les raffineries d'huile de graissage autonomes, les petites quantités de H_2S générées dans le procédé sont généralement incinérées. La récupération du soufre est moins couramment appliquée dans les raffineries spécialisées.

Aspect économique

Voir Section 4.23.5. Les données provenant des raffineries de l'UE ont indiqué que la mise en œuvre d'une unité de récupération du soufre dans les raffineries de lubrifiants autonomes produisant plus de 2 tonnes de soufre par jour était rentable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions d'oxyde de soufre et de H_2S .

Installations de référence

Au moins une raffinerie européenne spécialisée dispose d'une unité de récupération du soufre qui récupère 99,1 % du soufre présent dans le gaz acide.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995], [268, TWG, 2001]

4.3.9 Stripage des eaux usées provenant de l'extraction aromatique

Description

Le stripage des eaux usées de l'extraction aromatique avant l'envoi vers la station d'épuration. D'autres techniques à prendre en compte sont la déshydratation/la décantation.

Avantages pour l'environnement

Réduit la teneur en composés de soufre et organiques des eaux usées produites lors de l'extraction aromatique. D'autres avantages sont des besoins énergétiques réduits, un rendement de l'huile déparaffinée accru, un différentiel de déparaffinage diminué, des rapports de dilution réduits, des pertes de solvants réduites et des coûts de maintenance réduits.

Effets croisés

Le stripage consomme de l'énergie.

Données d'exploitation

Le stripage consomme de l'énergie.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la consommation d'énergie et réduction des pertes de solvants.

Installations de référence

Appliquée dans certaines raffineries.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995], [319, Sequeira, 1998], [268, TWG, 2001]

4.3.10 Système à pétrole lourdDescription

Lorsque les unités de production d'huile de base disposent d'un seul système énergétique, l'introduction d'infrastructures de décontamination des gaz de combustion est plus rentable.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de SO_x, de NO_x et des particules émanant du système énergétique.

Effets croisés

Voir les différents effets croisés de la réduction du SO_x, NO_x et des particules dans la Section 4.23.

Données d'exploitation

Voir Section 4.23.

Applicabilité

Cette technique peut se révéler très difficile à appliquer dans les raffineries existantes.

Aspect économique

Voir Section 4.23.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de SO_x, NO_x et de particules émanant du système énergétique.

Installations de référence

Certaines raffineries de lubrifiants autonomes ont déjà appliqué ce concept pour réduire les émissions émanant du brûlage des combustibles liquides.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.4 Production de bitume**4.4.1 Stockage des produits asphaltés**Description

Le bitume doit être stocké dans des réservoirs de stockage corrects, normalement dans des conditions de chauffage et d'isolation. Le bitume n'est pas manipulé comme un solide car cela serait trop difficile et très intensif en main-d'œuvre. Le chargement et le déchargement du réservoir est généralement effectué comme suit : lorsque le réservoir est plein, l'azote ne coule pas dans le réservoir, et la pression est abaissée en laissant une partie du gaz s'échapper dans l'atmosphère. Lorsque le réservoir est vidé à faible vitesse, une petite quantité d'azote entre dans le réservoir. Cependant, lorsque la vitesse du déchargement

est plus rapide, des quantités plus importantes d'azote doivent être utilisées. Si le réservoir était équipé d'une sorte de système de nettoyage, il serait mécaniquement très simple et facile à nettoyer.

Avantages pour l'environnement

Pour des raisons de sécurité, les réservoirs de bitume sont équipés de ciel d'azote et de soupape de sûreté sous vide/sous pression. Ces soupapes nécessitent une maintenance à cause de la boue.

Effets croisés

Des composés hydrocarbures et de soufre peuvent se dégager des fuites (particulièrement dans les systèmes de distillats de tête) et des clapets de décharge de la pression et peuvent se dégager sous forme de gouttes liquides contenant des aérosols lors de la ventilation des opérations de chargement par le haut du pétrolier.

Données d'exploitation

On peut utiliser de l'électricité, du pétrole lourd et de la vapeur à basse pression pour le chauffage. L'échangeur de chaleur peut se trouver à l'intérieur du réservoir ou à l'extérieur du réservoir, auquel cas le bitume le traverse. La différence de température ne doit pas être trop élevée du fait de la température de surface et de la cokéfaction.

Applicabilité

Le stockage des produits en bitume est réalisé dans les raffineries qui produisent du bitume. Les techniques de prévention mentionnées sont généralement appliquées.

Moteur de la mise en œuvre

Pour des raisons de sécurité, les réservoirs de bitume sont équipés de ciel d'azote et de soupape de sûreté sous vide/sous pression.

Installations de référence

Certaines raffineries en Europe utilisent les techniques mentionnées ici.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.4.2 Techniques de contrôle des émissions dans l'air

4.4.2.1 Traitement des distillats de tête gazeux

Description

Le distillat de tête oxydant peut être acheminé vers un épurateur plutôt que de subir une trempe d'eau directe pour éliminer les contaminants avant l'incinération.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de H₂S, SO₂, SO₃, CO, COV, particules, fumées et odeurs.

Effets croisés

Eaux contaminées supplémentaires. L'eau de l'épurateur est sale et nécessite une séparation de l'huile et des matières solides avant d'être réutilisée comme eau de lavage du dessaleur et/ou pour un biotraitement. L'eau acide provenant de l'épurateur est acheminée vers un strieur d'eau acide dans lequel elle est séparée avant d'être réutilisée et/ou purifiée.

Applicabilité

Généralement appliquée aux distillats de tête provenant des systèmes de soufflage du bitume.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995]

4.4.2.2 Utilisation de la chaleur provenant des produits incondensables et des condensats

Description

- Les produits incondensables et les condensats provenant du séparateur, hydrocarbures et aqueux, peuvent être brûlés dans un incinérateur spécialisé, en utilisant un support combustible si nécessaire ou dans des appareils de production de chaleur industrielle.

- Les rejets à retraiter du distillat de tête oxydant peuvent aussi être traités lors du traitement des dépôts ou être recyclés dans le système de rejets à retraiter de la raffinerie.

Avantages pour l'environnement

Réduction de l'émulsion d'huile légère, d'eau et de particules. Un autre avantage environnemental est l'élimination des incondensables odorants toxiques difficiles à traiter ailleurs.

Effets croisés

Lors de la purification, les aérosols peuvent entraîner un colmatage. Des flux d'eaux contaminées supplémentaires. Dans une unité bien gérée, le SO₂ ou les odeurs émanant de l'incinération des incondensables de soufflage du bitume ne posent aucun problème.

Données d'exploitation

L'incinérateur doit fonctionner à une température d'au moins 800 °C et les chambres de combustion doivent disposer d'un temps de séjour d'au moins 0,5 seconde. La concentration en oxygène dans l'évacuation de la chambre de combustion doit être supérieure à 3 % v/v. Des brûleurs à faibles émissions de NO_x peuvent être installés dans ces incinérateurs.

Applicabilité

Largeement utilisée pour se débarrasser des émanations de bitume. Les incondensables et/ou les condensats peuvent être brûlés dans des appareils de production de chaleur industrielle. Cependant, ils doivent être traités ou épurés pour éliminer les composés de soufre ou les produits de combustion qui peuvent causer des odeurs et d'autres problèmes environnementaux.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des odeurs, des dépôts et des déchets huileux.

Installations de référence

De nombreuses unités d'oxydation du bitume disposent d'infrastructures associées pour manipuler les déchets gazeux et liquides.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995]

4.4.2.3 Traitement des flux de purge émanant du stockage et de la manipulation des matériaux en bitume

Description

Les techniques qui peuvent s'appliquer pour prévenir les émissions de COV et les odeurs sont :

- les gaz odorants ventilés durant le stockage des bitumes et l'opération d'emplissage/de mélange du réservoir peuvent être ventilés vers un incinérateur.
- l'utilisation de dépoussiéreurs électrostatiques de type humide et compact s'est révélée capable d'éliminer avec succès l'élément liquide de l'aérosol généré lors du chargement par le haut des pétroliers.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de composés de soufre, de COV, de particules, de fumées et d'odeurs.

Effets croisés

Consommation énergétique et dans le cas des DE par voie humide une génération de déchets.

Données d'exploitation

Dans les gaz résiduels d'une unité de nettoyage, une concentration en masse de COV d'un total de 150 mg/Nm³ peut être respectée. Dans les gaz résiduels d'une installation d'incinération, une concentration en masse de COV, donnée comme un total C, d'un total de 20 mg/Nm³ peut être respectée (Valeurs moyennes semi horaires qu'il est possible d'obtenir en opération continue).

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions et des nuisances.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995], [117, VDI, 2000]

4.4.2.4 Unités de réduction du dioxyde de soufre et de récupération du soufre

Description

Les techniques de réduction du SO_x et les unités de récupération du soufre sont des techniques visant à réduire les émissions de soufre. Elles sont documentées en détail dans la Section 4.23.5.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de soufre.

Effets croisés

Voir Section 4.23.5 pour les différentes techniques applicables.

Données d'exploitation

Voir Section 4.23.5 pour les différentes techniques applicables.

Applicabilité

La mise en œuvre de ces techniques est extrêmement liée au reste de la raffinerie. Dans les raffineries de bitume autonomes, son application est plus restreinte.

Aspect économique

Voir Section 4.23.5 pour les différentes techniques applicables.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de soufre.

Installations de référence

Ces techniques sont appliquées dans de nombreuses raffineries. On constate cependant un nombre moins important d'applications dans les raffineries de production de bitume autonomes.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.4.3 Techniques de contrôle des émissions dans les eaux uséesDescription

Les eaux usées du distillat de tête de l'unité d'oxydation accumulées dans le tonneau de récupération des condensats du distillat de tête peuvent être envoyées vers un stripeur d'eau acide avant d'être envoyées vers une station de traitement des eaux d'effluents.

Avantages pour l'environnement

Le stripage réduit le H₂S, l'huile, les composés aromatiques, les HAP volatiles, l'acide sulfurique et les produits d'oxydation odorants (cétones, aldéhydes, acides gras) dans les eaux usées acides, réduisant ainsi la charge du système central des eaux usées de la raffinerie.

Effets croisés

Augmentation de la charge d'huile et de particule pour le stripeur d'eaux acides.

Applicabilité

Généralement appliqué aux eaux usées générées lors du soufflage du bitume.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la charge polluante dans le traitement des eaux usées de la raffinerie.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995], [268, TWG, 2001]

4.4.4 Techniques de prévention de la génération de déchetsDescription

Dans les infrastructures de production de bitume, incluant le parc de stockage, des fuites peuvent se produire. Ces fuites génèrent généralement des déchets lorsqu'elles se mélangent à d'autres composants comme le sable.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la production de déchets.

Données d'exploitation

Cela peut être considéré comme faisant partie du programme de gestion des déchets décrit dans la Section 4.25.1.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des déchets et du nettoyage.

Installations de référence

De nombreuses raffineries appliquent ce type de systèmes.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.4.5 Système à pétrole lourd

Description

Lorsque les unités de production de bitume disposent d'un seul système énergétique, l'introduction d'infrastructures de décontamination des gaz de combustion est plus rentable.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de SO_x , de NO_x , de particules émanant du système énergétique.

Effets croisés

Voir les différents effets croisés de la réduction du SO_x , de NO_x et des particules dans la Section 4.23.

Données d'exploitation

Voir Section 4.23.

Applicabilité

Cette technique peut se révéler très difficile à appliquer dans les raffineries existantes.

Aspect économique

Voir Section 4.23.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de SO_x , de NO_x , de particules émanant du système énergétique.

Installations de référence

Certaines raffineries de bitume autonomes ont déjà appliqué ce concept pour réduire les émissions émanant du brûlage des combustibles liquides.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.5 Craquage catalytique

Plusieurs types de techniques sont considérés dans cette section. Le premier groupe de techniques (Sections 4.5.1 à 4.5.3) correspond aux types de procédés de craquage catalytique. Ces sections donnent les valeurs d'émission qui peuvent être obtenues sans utilisation de techniques de réduction (lorsque les données sont disponibles). Les sections restantes correspondent aux techniques au point de rejet applicables aux craqueurs catalytiques.

4.5.1 Mode de combustion totale dans un régénérateur

Description

Cette section fournit des informations sur les émissions émanant du craquage catalytique en lit fluidisé (FCC) lorsqu'il est réalisé dans des conditions favorables et du régénérateur en mode de combustion total. Les techniques opérationnelles qui affectent les émissions émanant du FCC sont aussi couvertes. Une description du procédé se trouve à la Section 2.5.

Avantages pour l'environnement

Certains modes de fonctionnement qui peuvent réduire les émissions de polluants émanant du FCC sont les suivants :

- Lorsqu'un FCC opère en mode de combustion totale, et avec un excédent d'oxygène supérieur à 2 %, la quantité de CO produite peut varier entre 35 et 250 mg/Nm^3 (valeur qu'il est possible d'atteindre en opération continue. Valeurs d'émissions comme valeurs moyennes semi-horaires).
- En mode de combustion totale, un promoteur d'oxydation du CO peut être ajouté au régénérateur pour catalyser l'oxydation du CO. Cependant, ce promoteur catalyse aussi l'oxydation de l'azote combustible dans le coke, augmentant les niveaux de NO_x (en particulier de NO). Le catalyseur au platine favorise aussi la génération de N_2O . Par conséquent, la quantité de promoteur de CO fait varier la relation entre les émissions de NO_x et les émissions de CO. Cependant, on peut obtenir des valeurs comprises entre 300 et 700 mg/Nm^3 (à 3 % de O_2).
- La réduction maximale de l'utilisation d'aération et de vapeur de purge peut entraîner une baisse des émissions de particules de manière significative. Les débits d'aération/de vapeur sont basés sur

l'atteinte d'une circulation stable du catalyseur dans les lignes de transfert du catalyseur entre le réacteur et le régénérateur

- Des procédures correctes de chargement et de pré-sulfuration, un bon contrôle de la température du réacteur et une bonne distribution du débit peuvent réduire les pertes de catalyseur.
- Le stripage du catalyseur avant la réaction ou avant la régénération aide à réduire la formation de coke
- L'ajustement de la température dans la colonne de montée par injection d'un flux recyclé au-dessus de la zone d'injection de la charge fraîche.
- La modification de la conception et de l'exploitation du régénérateur, pour éviter en particulier des pics de forte température qui ont tendance à accroître la formation de NO_x .

Effets croisés

Le craqueur catalytique est la source des émissions de SO_2 , de NO_x , de CO_2 , de CO, de poussières (particules), de N_2O , de SO_3 , de métaux, d'hydrocarbures (aldéhydes par exemple), et d'ammoniac, comme cela est décrit dans la Section 3.5. Par exemple, la conception élémentaire d'une unité de FCC inclut des cyclones à deux étapes dans le régénérateur, qui empêche le gros des fines du catalyseur utilisé de s'échapper du système. Cependant, des particules du catalyseur plus petites, certaines étant introduites avec le catalyseur frais et certaines étant créées par attrition dans le système de circulation, ne sont pas facilement retenues par le système de cyclone à deux étapes. Par conséquent, dans de nombreux cas, d'autres techniques de réduction peuvent être incluses pour compléter les techniques de réduction du procédé couvertes ici. Le tableau suivant présente un résumé des émissions les plus faibles de polluants dans l'atmosphère dues à un craqueur catalytique incontrôlé (aucune technique au point de rejet n'est utilisée pour réduire les émissions dans l'air).

MP	SO_x (comme SO_2)	CO	HC	NO_x (comme NO_2)	Aldéhydes	NH_3
0,267 – 0,976	0,286 – 1,505	39,2	0,630	0,107 – 0,416	0,054	0,155

Facteurs d'émission en kg/1 000 litres d'intermédiaires frais

Une réduction des températures de régénération dans des conditions habituelles (700-750 °C) n'aura pas un impact significatif sur les émissions de NO_x mais pourrait nécessiter une chaudière à CO et accroître la formation de coke. Un changement de la conception ou de l'exploitation de la régénération peut augmenter la concentration de CO.

Données d'exploitation

Les Données d'exploitation du procédé FCC sont fournies dans les Sections 2.5 et 3.5. Des Données d'exploitation supplémentaires relatives aux FCC sont fournies dans [325, Gary and Handwerk, ; 326, Nelson,]. Un procédé FCC d'une sévérité élevée permet des rendements plus élevés d'oléfines légères (C_3 , C_4) qui peuvent être utilisées pour l'alkylation, pour oxygéner la production ou pour la vente directe sur le marché. Cela est réalisé en augmentant la température à laquelle le procédé de craquage est effectué et en réduisant le temps de contact.

Applicabilité

Le mode de combustion totale est généralement appliqué aux intermédiaires de distillats sous vide. Seules les charges de carbones Conradson légères sont généralement traitées dans les unités de FCC.

Aspect économique

Coût de l'investissement des unités de FCC en EUR/(t/an)	Base du calcul
48 – 64	1,5 Mt/an de charges fraîches incluant le système de réaction/régénération et la récupération du produit. Excluant les installations extérieures, la récupération de l'énergie et la purification des gaz de combustion. (1998)
45 – 50	2,4 Mt/an de charges fraîches incluant le convertisseur, la colonne de fractionnement, la récupération de vapeur et le traitement aux amines mais pas l'installation de récupération de l'énergie ; le périmètre des installations, les matériaux directs et le travail, (1994)
Maintenance	2 - 3 % de l'investissement par an

Le coût d'exploitation de l'ajout d'un promoteur de CO à une unité de FCC de 1,5 Mt/an (génération de gaz de combustion d'environ 10 Nm³/an) fournissant un rendement d'environ 30 % (700 mg/Nm³) est de 0,5 million EUR/an. Une amélioration majeure d'une unité de FCC pour changer la conception et/ou l'exploitation coûte très chère et ne se justifie généralement pas uniquement sur des bases environnementales.

Moteur de la mise en œuvre

Il s'agit d'un procédé de production.

Installation(s) de référence

Technique courante. Environ 50 unités de FCC sont installées en Europe. Le craquage catalytique a largement remplacé le craquage thermique car il est capable de produire une quantité plus importante d'essence avec un indice d'octane plus élevé et moins de fioul lourd et de gaz légers. Le FCC est une opération classique dans les raffineries à complexité moyenne mais les unités de RCC deviennent de plus en plus prévalentes.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [113, Noyes, 1993], [117, VDI, 2000], [297, Italy, 2000] [136, MRI, 1997], [247, UBA Austria, 1998], [45, Sema and Sofres, 1991], [268, TWG, 2001]

4.5.2 Craquage catalytique de résidus (RCC)Description

Cette section fournit des informations sur les émissions émanant du craquage catalytique de résidus (RCC) lorsqu'il est réalisé dans des conditions favorables et du régénérateur en mode de combustion partielle. Les techniques opérationnelles qui affectent les émissions émanant du RCC sont aussi couvertes. Une description du procédé est fournie à la Section 2.5.

Avantages pour l'environnement

Possibilité de valoriser des résidus plus lourds qu'avec le FCC (comme le résidu sous vide ou les résidus à faible valeur ajoutée). Par conséquent, le RCC peut apporter un avantage environnemental positif en réduisant la génération de résidus dans la raffinerie qui autrement peuvent être dirigés vers le combustible de soute et autres combustibles lourds. Ces combustibles peuvent finalement être utilisés dans les procédés de combustion générant du SO₂, du NO_x et des métaux. D'autres avantages opérationnels du RCC sur le FCC aux conséquences environnementales sont :

- l'utilisation de régénération catalytique à deux étapes comme alternative à un refroidisseur catalytique afin de contrôler la chaleur libérée par la combustion de coke et la possibilité de traiter des charges jusqu'à 10 % w/w de carbone Conradson.
- le stripage du catalyseur avant la réaction ou avant la régénération aide à réduire la formation de coke
- l'ajustement de la température dans la colonne de montée par injection d'un flux recyclé au-dessus de la zone d'injection de charge fraîche.
- les avantages de la chaudière à CO et du détendeur utilisés dans le RCC sont analysés dans la Section 4.5.5.

Effets croisés

Certains intermédiaires peuvent nécessiter un hydrotraitement.

Applicabilité

Pleinement applicable. Le FCC peut être modifié en RCC. Les charges de carbones Conradson moyennes nécessiteraient une chaudière à CO et les charges plus lourdes un refroidisseur catalytique. La teneur en métal (Ni, V) doit être limitée ; la dé-métallisation/l'hydrotraitement des résidus peut étendre la gamme d'intermédiaires résiduaires. Il peut fonctionner avec un indice de carbone Conradson inférieur à 6 – 8 % et une teneur en métal totale inférieure à 20 ppm.

Installations de référence

Plusieurs exemples en Europe.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998]

4.5.3 Mode de combustion partielle dans le régénérateurDescription

Les régénérateurs de FCC fonctionnent en mode de combustion complète (considéré dans ce document comme le mode de fonctionnement de base) ou partielle. Dans le mode de combustion partielle, du CO est présent dans les gaz de combustion et il est consommé en aval du régénérateur dans la chaudière à CO, à la fois pour récupérer l'énergie produite dans la chaudière à CO et pour respecter les exigences environnementales. Ce système peut être considéré comme une régénération à deux étapes par rapport au mode de combustion totale, où une seule étape de régénération est présente. Une autre technique à prendre en compte est la modification de la conception et de l'exploitation du régénérateur, en particulier, pour éviter, des pics de forte température qui ont tendance à accroître la formation de NO_x.

Avantages pour l'environnement

L'utilisation du mode de combustion partielle avec une chaudière à CO génère moins d'émissions de CO et de NO_x par rapport à la combustion totale. L'utilisation d'une technique de chaudière à CO ou de régénération à température élevée peut réduire de façon significative les émissions de CO. Les émissions de CO obtenues varient de moins de 50 à 400 mg/Nm³ (à 3 % de O₂, moyenne quotidienne). Dans la chaudière à CO, l'ajout de gaz combustible dans la raffinerie est requis pour incinérer le CO (~900 °C). L'avantage d'une combustion partielle couplée à une chaudière à CO est des émissions de NO_x inférieures (100 – 500 mg/Nm³ (à 3 % de O₂, conditions normales), ainsi que d'ammoniac et d'hydrocarbures. Les émissions de SO_x et de particules ne sont pas affectées par ce mode d'opération.

Les facteurs d'émissions d'une unité de craquage avec un dépoussiéreur électrostatique et une chaudière à CO sont présentés ci-dessous.

Procédés	MP	SO _x (comme SO ₂)	CO	HC	NO _x (comme NO ₂)	Aldéhydes	NH ₃
FCC avec DE et chaudière à CO	0,020 – 0,428	0,286 – 1,505	Nég.	Nég.	0,107 – 0,416	Nég.	Nég.
Nég. : Négligeable							

Tableau 4.3 : Facteurs d'émissions du craquage (unités en kg/1 000 litres de charges fraîches)

Effets croisés

Le gaz combustible est nécessaire à l'incinération du CO. Si le combustible contient du soufre, des émissions de SO₂ peuvent se dégager. D'autres avantages sont des débits plus importants et une récupération de la chaleur/de l'énergie.

Données d'exploitation

Lorsqu'une chaudière à CO est installée, elle doit être soigneusement conçue et opérée pour réduire au maximum les dégagements de CO et de NO_x.

Applicabilité

Ce mode de combustion est entièrement applicable. En général, on peut dire que la charge ayant un niveau de carbone Conradson allant jusqu'à 2 – 3 % peut être traitée dans une unité de FCC « standard » sans chaudière à CO ainsi que dans une unité de FCC à combustion partielle. Un niveau Conradson de 2 à 5 % nécessiterait une chaudière à CO et, de 5 à 10 % un refroidisseur catalytique serait nécessaire. Il est à

noter que les niveaux ci-dessus ne sont donnés qu'à titre indicatif et dépendent également de la sévérité du craquage.

Aspect économique

Le coût de l'investissement nécessaire pour convertir une unité de FCC au mode de combustion totale en un mode de combustion partielle est d'environ 2,5 – 4 millions EUR. Une amélioration majeure d'une unité de FCC pour changer la conception et/ou l'exploitation coûte très cher et ne se justifie généralement pas uniquement sur des bases environnementales.

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production.

Installations de référence

Une chaudière à monoxyde de carbone est normalement une pratique standard dans les unités de craquage catalytique fluidisé aux Etats-Unis. De nombreux exemples aussi en Europe et dans le reste du monde.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000], [316, TWG, 2000], [268, TWG, 2001]

4.5.4 Hydrotraitement des charges

Description

L'hydrotraitement des charges fonctionne dans des conditions similaires à celles utilisées pour l'hydrotraitement des résidus de gasoil et atmosphériques (voir Sections 2.13 et 4.13).

Avantages pour l'environnement

L'hydrocraquage des charges peut réduire la teneur en soufre à un niveau inférieur à 0,1 - 0,5 % w/w (en fonction de l'intermédiaire). Suite à l'hydrotraitement, les émissions de SO₂ émanant du régénérateur peuvent être réduites jusqu'à 90 % (concentration des gaz de combustion de 200 à 600 mg/Nm³ (à 3 % de O₂) en fonction de l'intermédiaire) et les composés azotés peuvent être réduits jusqu'à 75 – 85 % (pourcentage inférieur pour le mode de combustion partielle). Il est à noter qu'un pourcentage de réduction des composés azotés n'entraîne pas de réduction équivalente du NO_x. Ce procédé réduit également les émissions de métaux (comme le Ni, V) dans l'air et prolonge la durée de vie du catalyseur du craqueur catalytique. Un autre avantage de cette technique est que l'oxydation des mercaptans hydrotraités n'est pas nécessaire. Cela réduit la quantité de substances caustiques utilisées et des émissions dans l'eau.

Effets croisés

Les effets croisés sont une augmentation de la consommation d'énergie et la hausse consécutive des émissions de CO₂, due principalement à l'hydrogène, comme cela est abordé dans la Section 3.14. Comme cela est traité dans la Section 4.13, les procédés d'hydrorafinage génèrent un catalyseur à éliminer et augmentent la production de H₂S avec des conséquences directes sur les unités de stripage de l'eau acide et de récupération du soufre (qui peuvent nécessiter un agrandissement ou un remplacement).

Données d'exploitation

L'installation d'un hydrocraqueur réduira la teneur en soufre des produits du craqueur catalytique et améliorera leur qualité, ils nécessiteront donc moins de traitement final. De l'hydrogène et de l'énergie sont nécessaires à ce procédé. L'eau utilisée dans les différentes sections catalytiques présente un rendement de 20 – 40 m³/h d'eau acide. Le rendement d'élimination du soufre obtenu par hydrorafinage dépend de la plage d'ébullition de la charge du craqueur catalytique. Plus la charge est lourde, plus la quantité d'énergie nécessaire est élevée pour atteindre le même rendement d'élimination du soufre.

Applicabilité

Pleinement applicable. Ce procédé est plus rentable lorsque des capacités d'hydrogène, de SEA et de SRU sont disponibles dans la raffinerie.

Aspect économique

Taille/capacité Ktonnes/an	Coût d'installation / d'investissement classique (millions EUR) Les coûts incluent les interconnexions nécessaires à l'installation existante à des fins d'intégration.	Coût d'exploitation millions EUR /an
1 250	65	n.d.
2 500	106	18
3 750	150	n.d.

Note : Le coût suppose qu'il y a un espace adéquat et une SRU (installations de récupération du soufre) et une capacité de stripping de l'eau acide. Si une production d'hydrogène supplémentaire était nécessaire, une nouvelle installation d'hydrogène pour un hydrotraiteur ou un hydrocraqueur d'une unité de FCC de 2 500 kt/an de charge coûterait généralement entre 60 et 75 millions d'euros.

Tableau 4.4 : Hydrotraitement d'une charge catalytique (les charges étant normalement des résidus atmosphériques et du gasoil sous vide)**Sources : [112, Foster Wheeler Energy, 1999]**

	Désulfuration de la charge de distillats	Désulfuration de la charge de résidus	Hydrosulfurage des intermédiaires pour réduire le NO _x
Capacité du procédé	1,5 Mt/an	1,5 Mt/an	1,5 Unité de FCC de 1,5 Mt/an avec chaudière à CO
Dépenses d'investissements (millions EUR)	80 - 100 ³ 45 - 50 ^{1,2}	200 - 300 ^{2,3}	80 - 100
Dépenses d'exploitation (million EUR /an)	4 - 9	15 - 25 ³ 30 - 50 ²	4 - 9

¹ excluant les infrastructures de production du H₂ et de manipulation du H₂S
² [45, Sema and Sofres, 1991]
³ [115, CONCAWE, 1999]

Moteur de la mise en œuvre

La mise en œuvre de cette technique est généralement motivée par la spécification du produit car des conversions plus élevées sont obtenues avec des intermédiaires hydrotraités. La majorité des produits par le craqueur catalytique sans hydrosulfurage préalable nécessite un traitement supplémentaire pour respecter les spécifications du produit. De plus, le gaz de combustion du régénérateur contribue de façon significative aux émissions de SO_x / NO_x générales de la raffinerie. La désulfuration ou l'hydrocraquage doux de la charge est une option pour réduire ces émissions.

Installations de référence

Nombreux exemples.

Littérature de référence

[296, IFP, 2000], [115, CONCAWE, 1999], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [247, UBA Austria, 1998], [297, Italy, 2000], [268, TWG, 2001]

4.5.5 Chaudière de récupération de chaleur et détendeur appliqués aux gaz de combustion du régénérateur FCCDescription

La récupération de la chaleur des gaz de combustion du régénérateur est dirigée vers une chaudière de récupération ou vers une chaudière à CO. La récupération de la chaleur de la vapeur du réacteur est dirigée vers la principale colonne de fractionnement par intégration de chaleur avec l'installation de gaz insaturés et par génération de vapeur avec la chaleur résiduaire provenant des flux de transfert du produit et des flux de tour de fractionnement. La vapeur produite dans la chaudière à CO équilibre normalement la vapeur consommée. L'installation d'un détendeur dans le flux de gaz de combustion provenant du régénérateur peut davantage augmenter le rendement énergétique. La Figure 4.1 présente un schéma simplifié de l'application d'une chaudière de récupération.

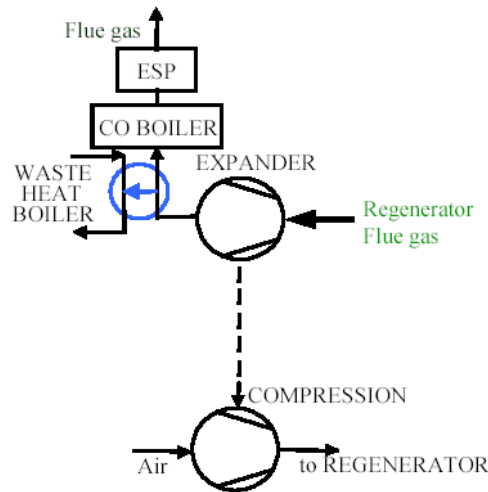


Figure 4.1 : Chaudière de récupération appliquée à un craqueur catalytique

Note : La chaudière à CO et le DE ne sont pas inclus dans cette section.

Avantages pour l'environnement

La chaudière de récupération récupère la chaleur émanant des gaz de combustion et le détendeur peut récupérer une partie de la pression à utiliser dans la compression de l'air nécessaire au générateur. Un exemple d'application d'un détendeur a économisé 15 MW_e pour le gaz de combustion généré par une unité de FCC d'une capacité de 5 Mt/an.

Effets croisés

Des quantités significatives de fines de catalyseur sont récupérées dans la chaudière de récupération (CR). Les CR les plus récentes ont des infrastructures qui éliminent en permanence les fines récupérées, mais les CR plus anciennes subissent normalement un soufflage de suie une fois par conversion catalytique. Lors de cette opération, les émissions de fines de catalyseur sont particulièrement élevées si l'unité n'est pas équipée d'une technique de réduction des particules.

Données d'exploitation

La récupération d'énergie sur le gaz de régénération réduit la charge de la chaudière à CO.

Applicabilité

Le remplacement de cet équipement peut être très difficile à cause des limites d'espace dans la raffinerie. Dans les unités de petite taille ou à faible pression, les détendeurs ne se justifient pas économiquement.

Aspect économique

L'application d'un détendeur au gaz du régénérateur peut coûter cher à cause des systèmes de particules supplémentaires sous les températures élevées qu'il nécessite. Les turbodétendeurs représentent un élément au coût élevé, tout comme les unités de récupération de chaleur.

Moteur de la mise en œuvre

Récupération d'énergie

Installation(s) de référence

La récupération d'énergie en utilisant un détendeur dans les gaz de combustion du régénérateur n'est appliquée que dans les unités les plus grandes, construites plus récemment.

Littérature de référence

[136, MRI, 1997], [268, TWG, 2001]

4.5.6 Sélection du catalyseur

Description

Les techniques à prendre en compte sont :

L'utilisation d'un catalyseur FCC de plus grande qualité, les rendements du procédé peuvent augmenter tandis que le catalyseur résiduaire peut être réduit et la fréquence de remplacement réduite.

L'utilisation d'un catalyseur résistant à l'attrition pour réduire la fréquence de remplacement du catalyseur et réduire les émissions de particules émanant du régénérateur.

Avantages pour l'environnement

Une bonne sélection du catalyseur utilisé dans le procédé FCC peut :

- augmenter jusqu'à 20 % le rendement du FCC, la production de coke peut diminuer et le catalyseur résiduaire peut être réduit.
- augmenter la recyclabilité du catalyseur
- réduire la teneur en particules des gaz de combustion avant traitement à 300 mg/Nm³.

Applicabilité

Un changement de catalyseur peut avoir un effet négatif sur la performance du FCC.

Aspect économique

Dépenses d'investissement : aucun.

Dépenses d'exploitation : négligeables.

Moteur de la mise en œuvre

Exigences du procédé.

Littérature de référence

[80, March Consulting Group, 1991], [115, CONCAWE, 1999]

4.5.7 Gestion des eaux usées dans une unité de FCC

Description

Certaines techniques à prendre en considération sont :

- a) Certaines conceptions de craqueur catalytique contiennent une section de lavage de distillats de tête en cascade conçue pour réduire au maximum l'utilisation d'eau.
- b) La réutilisation d'eaux usées générées dans l'unité de FCC de la raffinerie (par exemple les dessaleurs) ou finalement acheminées vers une station d'épuration.

Avantages pour l'environnement

Réduction de l'utilisation d'eau et réutilisation de l'eau dans la raffinerie.

Applicabilité

Les deux techniques sont pleinement applicables aux craqueurs catalytiques.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la consommation d'eau.

Installations de référence

Utilisée dans certains craqueurs catalytiques

Littérature de référence

[80, March Consulting Group, 1991]

4.5.8 Techniques de réduction des oxydes d'azote

Cette section inclut les techniques de réduction du NO_x qui peuvent être appliquées aux FCC.

4.5.8.1 Réduction sélective catalytique (RSC)

Description

Voir Section 4.23.3.

Avantages pour l'environnement

La concentration d'entrée du NO_x dans la RSC peut varier de 200 à 2 000 mg/Nm^3 @ 3 % de O_2 . Les concentrations d'entrée du NO_x dans la RSC varient avec le type de FCC utilisé (combustion partielle ou totale avec une chaudière à CO) avec le type de charge utilisée (les charges plus lourdes tendent à produire des émissions plus élevées). Une réduction de 85 à 90 % des émissions de NO_x avec la concentration de sortie du NO_x réduite à 30 – 250 mg/Nm^3 à 3 % de O_2 , en fonction de la concentration d'entrée. Ces rendements de réduction entraînent une réduction de 300 tonnes de NO_x par an pour un craqueur catalytique d'une capacité de 1,65 Mt/an. Un autre avantage est qu'une certaine oxydation du CO se produit également dans le procédé de RSC (environ 40 %).

Effets croisés

Utilisation de NH_3 (stockage/manipulation), risque d'émissions de NH_3 lors des opérations en dehors de la proportion stoechiométrique et en fonction de l'âge du catalyseur (inférieur à 2 – 10 mg/Nm^3) et régénération et élimination du catalyseur de la RSC. L'ammoniac nécessaire à cette technique peut être fourni par des stripeurs d'eaux acides à deux étapes (voir Section 4.24.2). Un autre inconvénient de la RSC est qu'un petit pourcentage de SO_2 est oxydé en SO_3 sur le catalyseur de NO_x et en conséquence, il peut potentiellement créer des problèmes d'opacité du panache.

Données d'exploitation

La performance du catalyseur devrait se détériorer avec le temps, principalement du fait de la poussière et du SO_x . Cependant, les exemples actuels ont montré des durées de vie bien supérieures à celles prévues (6 ans). Des informations fournies par les opérateurs indiquent que toutes les RSC appliquées au FCC n'ont pas fonctionné avec les charges de la conception menant à l'allongement des durées de vie du catalyseur. Une autre inquiétude des opérateurs est que le catalyseur de la RSC pourrait potentiellement être sali par des particules présentes dans le flux des gaz de combustion. Des Données d'exploitation plus générales sur les RSC sont fournies dans la Section 4.23.3.

Applicabilité

Comme la fenêtre de température est étendue (300 – 400 °C), elle est très flexible aux applications de remplacement. Cependant, un très grand espace est nécessaire à l'installation. Les applications de RSC requièrent souvent une nouvelle chaudière de récupération (combustion totale) ou une chaudière à CO (combustion partielle) si elles ne sont pas présentes. L'unité de deNO_x est de préférence intégrée à la chaudière de récupération. Comme la RSC fonctionne dans des conditions d'oxydation, elle ne peut pas être installée en amont d'une chaudière à CO (combustion partielle).

Aspect économique

Le Tableau 4.5 présente quelques exemples des Aspects économiques de l'application d'une RSC aux FCC.

Taille de l'unité de FCC (Mt/an)	Rendement (%)	Concentration de sortie de NO _x (mg/Nm ³)	Coût de l'installation (millions EUR)	Coût d'exploitation et de maintenance (millions EUR/an)	Coût d'élimination spécifique ⁽⁴⁾ (EUR/t de NO _x éliminé)
1,65	90	40	3,8 ⁽¹⁾	0,24 (SEK 2 millions) ⁽²⁾	2 103
1,5	85	120	6,3 - 13 ⁽³⁾	0,4 - 0,8	2 023
1,5	85	37,5	1,2 - 3,6 ⁽⁵⁾	0,12 - 0,48	2 042

1. Coût dans la monnaie d'origine entre parenthèses.
2. Incluant le réacteur de RSC, les infrastructures de stockage et d'injection de l'ammoniac et le remplissage initial du catalyseur
3. Le coût d'exploitation et de maintenance incluant l'ammoniac, la vapeur et le remplacement du catalyseur
4. Incluant la chaudière à CO
5. Utilisant l'analyse économique présentée dans les tableaux suivants
Coût d'une nouvelle installation

Tableau 4.5 : Aspect économique d'une RSC appliquée aux unités de FCC

Une évaluation économique plus détaillée d'une RSC dans une unité de FCC est présentée dans le Tableau 4.6.

		EUR/unité	EUR/an
Heures d'exploitation (h/an)	8 000		
Coût d'investissement (en millions d'euros)	1,45		
Facteurs de ressources pour les dépenses annuelles :			
Nombre d'années	15		
Taux d'intérêt (%)	6		
Remboursement annuel incluant les intérêts (EUR/an)	150 000		
Coût d'investissement proportionnel incluant les intérêts			150 000
Volume de catalyseur (m ³)	20		
Endurance (an)	8		
Renouvellement du catalyseur (m ³ /an)	2,5	15 000 €/m ³	
Renouvellement moyen du catalyseur (EUR/an)	36 300		
Catalytiseurs			36 300
Maintenance + usure	2		
(% des coûts d'investissement)			
Maintenance + usure (EUR/an)	29 000		
Maintenance + usure			29 000
Chute de pression (mbar)	8		
Energie nécessaire au réchauffement (MJ/h)	0	3,6€/GJ	0
Energie électrique (kWh/h)	88	0,065€/kWh	46 000
NH3 liquide (kg/h)	36,96	0,25€/kg	75 200
Coûts totaux			336 269

Notes : Dans une raffinerie avec un volume de rejet gazeux de 100 000 Nm³/h atteignant une réduction des émissions de NO_x de 1 000 mg/Nm³ par rapport à une teneur en oxygène réelle et pour une concentration de gaz propre inférieure à 200 mg de NO_x/Nm³.
La concentration d'entrée peut varier entre 200 et 2000 mg/Nm³ à 3 % de O₂. La concentration de sortie du NO_x est réduite entre 80 et 120 mg/Nm³ par la RSC.

Tableau 4.6 : Principaux facteurs de coûts d'une installation (gaz brut) de réduction sélective catalytique (RSC) après l'installation de FCC

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x. Une réduction de NO_x de 300 tonnes par an est obtenue dans une unité de FCC de 1,65 Mt/an lorsque 90 % de réduction de NO_x sont obtenus.

Installations de référence :

Au moins six unités de RSC sont en service dans les installations de FCC dans le monde et deux en Europe (Scanraff-Suède et Pernis-Pay-Bas).

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [254, UKPIA, 2000] [247, UBA Austria, 1998], [115, CONCAWE, 1999], [316, TWG, 2000], [136, MRI, 1997], [348, Ashworth Leining Group, 2001]

4.5.8.2 Réduction sélective non catalytique (RSNC)Description

Voir Section 4.23.3.

Avantages pour l'environnement

Ces systèmes réduisent les émissions de NO_x de 40 à 80 %. Les concentrations à la sortie peuvent être abaissées de moins de 200 à 400 mg/Nm^3 à 3 % de O_2 en fonction de la teneur en azote de l'intermédiaire. De l'urée peut être utilisée à la place de l'ammoniac. L'utilisation de l'urée présente l'avantage d'être plus soluble dans l'eau et réduit donc le risque de manipulation/stockage du NH_3 .

Effets croisés

Utilisation de NH_3 (stockage/manipulation), risque d'émissions de NH_3 lors des opérations en dehors de la proportion stœchiométrique. L'ammoniac nécessaire à cette technique peut être fourni par des stripeurs d'eaux acides à deux étapes (voir Section 4.24.2). L'utilisation d'urée génère plus de **dégagement** d'ammoniac (à partir de l'urée) et une certaine formation de N_2O .

Données d'exploitation

Des températures élevées (800 à 900 °C) des gaz de combustion est nécessaire.

Applicabilité

Elle est applicable dans les FCC à combustion partielle avec chaudière à CO ; la modification des chaudières à CO existantes est relativement simple. Elle est aussi applicable aux unités de combustion totale. Les exigences en terme d'espace sont principalement liées au stockage du NH_3 .

Aspect économique

Taille de l'unité de FCC (Mt/an)	Rendement (%)	Concentration d'entrée/de sortie de NO_x (mg/Nm^3 à 3 % de O_2)	Investissements (million EUR)	Coût d'exploitation (million EUR /an)	Coût d'élimination spécifique (4) (EUR/t de NO_x éliminé)
1,5	60	800 / >320	5,4 0,6 (1)	0,1 – 0,4	1 300
1,5	60 - 80	200 / 40-80	0.35 - 1.5 ⁽¹⁾	0,05 – 0,4	1 700

1. Les données de coût n'incluent pas le coût de la chaudière à CO

Tableau 4.7 : Aspect économique d'une unité de RSNC appliquée aux FCC

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x .

Exemples :

Elle a été appliquée au Japon dans une unité de FCC où une chaudière à CO dispose d'une fenêtre de température suffisante.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [316, TWG, 2000]

4.5.9 Technique de réduction des particules

La sélection d'un catalyseur peut être vue comme une technique de réduction des particules. Cette technique a été incluse dans la Section 4.5.6 avec d'autres effets possibles de remplacement du catalyseur.

4.5.9.1 Cyclones supplémentaires

Description

Des cyclones hautement spécialisés sont utilisés (cyclones à trois étapes et multi-cyclones), ils sont conçus pour convenir à l'arrangement, aux dimensions, aux contours, aux vitesses, aux pressions et aux densités des particules à éliminer. Il s'agit du premier choix naturel de dispositif de décontamination des particules : ce sont des cyclones classiques, installés à l'extérieur du générateur mais fonctionnant sur le même principe que les premiers et seconds cyclones internes. Il s'agit de dispositifs à vitesse élevée et le catalyseur récupéré est renvoyé à une trémie à poussière.

Avantages pour l'environnement

En réduisant la teneur en particules dans l'air, les émissions de métal sont réduites. En fonction des facteurs ci-dessus, les cyclones sont généralement efficaces pour éliminer les particules comprises entre 10 et 40 microns et plus. Les rendements se situent entre 30 et 90 %. Un niveau de performance moyen pour la séparation dans le cyclone uniquement se situe autour de 100 à 400 mg/Nm³. (La concentration à l'entrée varie entre 400 et 1000 mg/Nm³). Il n'est pas possible d'atteindre des concentrations plus faibles car les vitesses à l'entrée des cyclones se situent à un niveau qui entraîne une attrition, produisant des fines supplémentaires qui passent le cyclone. L'élimination des fines du catalyseur varie de 300 à 400 tonnes/an par unité. Les cyclones sont plus efficaces pour les particules plus grosses et ils ont été conçus essentiellement pour empêcher toute particule dont la taille est supérieure à 10 microns d'entrer dans les infrastructures en aval.

Effets croisés

Les fines de catalyseur récupérées sont considérées comme des déchets (300 à 400 tonnes/an par unité). Par conséquent, la pollution est transférée de l'air dans le sol.

Données d'exploitation

Elle génère une chute de pression dans les gaz de combustion. Bonnes performance et fiabilité dans de nombreuses unités de FCC.

Applicabilité

Applicable à n'importe quelle unité de FCC.

Aspect économique

Taille de l'unité de FCC (Mt/an)	Rendement (%)	Concentration de particules en aval (mg/Nm ³)	Investissements (millions EUR)	Coût d'exploitation (million EUR/an)
1,5	30 - 40	40 - 250	1 - 2,5	0,7
1,5	30 - 90	60 - 150 *	0,5 - 1,5	0,1
1,2	75	50 - 100 #	1,5 - 2,5	

Note : Les coûts d'exploitation n'incluent que les dépenses d'exploitation de trésorerie directes, c'est-à-dire qu'ils n'incluent pas la dépréciation de l'investissement, ni les frais financiers. Les coûts d'investissement se rapportent à la mise en place d'une nouvelle installation. L'aspect économique n'inclut pas le coût d'élimination des déchets générés.

* Concentration à l'entrée : 450 mg/Nm³ (fourchette de 300 à 600 mg/Nm³)

Concentration initiale : de 200 à 1000 mg/Nm³

Tableau 4.8 : Données économiques d'un troisième cyclone appliqué aux FCC

L'aspect économique de l'élimination des fines du catalyseur est d'environ 120 à 300 EUR par tonne, incluant le transport.

Moteur de la mise en œuvre

Pour améliorer le contrôle des émissions de particules. Les cyclones tertiaires peuvent aussi être utilisés pour protéger les équipements en aval comme les unités de récupération de chaleur ou d'énergie (par exemple les lames de détendeur).

Installations de référence

De nombreuses unités de FCC fonctionnent avec ces systèmes.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [80, March Consulting Group, 1991], [297, Italy, 2000], [115, CONCAWE, 1999]

4.5.9.2 Dépoussiéreurs électrostatiquesDescription

Une brève description du dépoussiéreur électrostatique se trouve à la Section 4.23.4.

Avantages pour l'environnement

Les niveaux classiques d'émissions de particules obtenus avec des dépoussiéreurs électrostatiques varient de 10 à moins de 50 mg/Nm³ de particules dans les gaz de combustion du régénérateur du FCC. Ce niveau se base sur le contrôle continu moyen, excluant le soufflage de suie. La fourchette dépend du type de catalyseurs, du mode de fonctionnement du FCC et si d'autres techniques de pré-traitement sont mises en œuvre avant le DE. Des mesures de réduction des particules dans le FCC avec dépoussiéreurs électrostatiques avec un rendement supérieur à 99,8 %. Le rendement ne dépend pas de la taille des particules ni de la vitesse des gaz de combustion et la chute de pression est très marginale. Suite à la réduction des particules, les métaux (Ni, Sb, V et leurs composants) peuvent être réduits à moins de 1 mg/Nm³ (donné comme Ni, Sb et V totaux) et, dans cela, le Ni et ses composants peuvent être réduits à moins de 0,3 mg/Nm³ (donné comme Ni). (Moyennes semi-horaires qui peuvent être atteintes en opération continue et avec soufflage de suie dans la chaudière à CO). Les émissions de particules émanant du FCC peuvent donc être réduites à 1,1 – 2,3 kg/h.

Effets croisés

Comme ces systèmes récupèrent les particules fines (principalement le catalyseur) provenant du FCC, la raffinerie peut nécessiter des infrastructures supplémentaires pour gérer les particules fines récupérées. Les DE consomment également de l'électricité.

Données d'exploitation

Les dépoussiéreurs électrostatiques entraînent une très légère chute de pression. La consommation d'énergie supplémentaire est relativement faible, mais ils consomment de l'électricité. Ils nécessitent aussi une maintenance importante pour maintenir un haut rendement de capture. Le contrôle continu des particules ne fait pas partie des systèmes de contrôle continu les plus fiables. Des informations fournies par une raffinerie de l'UE indiquent que l'utilisation de désulfuration profonde de l'intermédiaire a un impact important sur les propriétés électrostatiques des particules (car la teneur en soufre et en métaux est plus petite) réduisant la disponibilité du DE pour capturer ces particules. Dans ces cas-là, il a été rapporté que les meilleures valeurs qu'il est possible d'atteindre sont de 30 – 35 mg/Nm³.

Applicabilité

Comme les débits de FCC à traiter sont importants (un FCC de 1,5Mt/an génère 2,8 millions Nm³/jour) et comme les vitesses d'écoulement des gaz doivent être basses pour augmenter la capture des particules, ces systèmes requièrent beaucoup d'espace. Le DE peut être difficile à appliquer si des particules à forte résistivité électrique doivent être capturées.

Aspect économique

Taille de l'unité de FCC (Mt/an)	Rendement (%)	Concentration MP en aval (mg/Nm ³)	Investissements (million EUR)	Coût d'exploitation (million EUR/an) *
1,5	90	30	4 - 6	0,25 - 0,5
1,5	85 - 95	<50	3 - 5	0,25 - 0,5
1	95	10 - 20 *	5,5	Faible @
1,5	90 - 95	<50 #	4 - 6	0,25 - 0,5

Note : Les coûts d'exploitation n'incluent que les dépenses d'exploitation de trésorerie directes, c'est-à-dire qu'ils n'incluent pas la dépréciation de l'investissement, ni les frais financiers. Les coûts d'investissement se rapportent à l'installation d'une nouvelle installation.

* Concentration initiale : Fourchette de 250 à 300 mg/Nm³

Concentration initiale de 4000 mg/Nm³

@ élimination des fines non incluses

Tableau 4.9 : Donnée économique d'un DE appliqué aux FCCMoteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de particules.

Installations de référence

Plus de 10 raffineries européennes utilisent un DE dans leurs unités de FCC. Ils sont également utilisés dans de nombreuses raffineries aux Etats-Unis et au Japon.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [297, Italy, 2000], [117, VDI, 2000], [247, UBA Austria, 1998], [222, Shell Pernis, 1999], [115, CONCAWE, 1999], [268, TWG, 2001]

4.5.9.3 FiltresDescription

Une autre option pour les rejets gazeux du régénérateur sont les filtres (filtres à sac, céramiques ou en acier inoxydable).

Avantages pour l'environnement

Ils sont capables d'obtenir des niveaux de performance plus élevés (<1 - 10 mg/Nm³) que les cyclones et les dépoussiéreurs électrostatiques.

Données d'exploitation

Les filtres à sac sont sensibles aux températures (<200 °C), leur utilisation est donc limitée. Ils entraînent une forte chute de pression.

Applicabilité

Les filtres à sac ou en tissu peuvent être adaptés au flux de fond des cyclones à trois étapes. Cependant l'utilisation des filtres à sac n'est pas une option préférée dans les unités de FCC à cause de la chute de pression, du potentiel de « colmatage » des sacs, du grand espace requis et de leur incapacité à supporter des conditions de bouleversement.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de particules.

Installations de référence

Au moins une application réussie dans le FCC européen.

Littérature de référence

[80, March Consulting Group, 1991]

4.5.9.4 Contrôle et réutilisation des fines du catalyseurDescription

Des quantités significatives de fines du catalyseur sont souvent présentes autour des zones des trémies du catalyseur, du réacteur et de régénération de l'unité de FCC plus celles récupérées par les techniques de

réduction mentionnées ci-dessus. Les fines peuvent être récupérées et recyclées avant d'être lavées vers les égouts ou être emportées à l'extérieur des installations par le vent. Ces techniques peuvent être considérées comme des mesures d'entretien, incluses dans la Section 4.15. Certaines techniques à prendre en compte sont :

- le balayage par voie sèche des fines du catalyseur et envoi des solides pour être recyclés et éliminés comme déchets non toxiques.
- l'utilisation de conduites sous vide dans les zones poussiéreuses (et de flexibles d'injection à vide pour la récupération manuelle) qui vont vers une petite installation de filtres à sac pour récupération.
- les opportunités de recyclage des fines (production de ciment).

Avantages pour l'environnement

Réduit les émissions de particules.

Applicabilité

Pleinement applicable en particulier lors des procédés de chargement/déchargement du catalyseur.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la contamination du sol par les particules.

Installations de référence

Techniques déjà utilisées dans des raffineries aux Etats-Unis.

Littérature de référence

[80, March Consulting Group, 1991]

4.5.9.5 Elimination du catalyseur de l'huile de décantation de la boue

Description

Deux types de techniques ont été appliquées pour améliorer la séparation du catalyseur de l'huile de décantation de la boue dans le décanteur de boue utilisé dans le craqueur catalytique : a) un système incorpore des champs électriques sous haute tension pour polariser et capturer les particules du catalyseur contenu dans l'huile de décantation. b) La quantité de fines de catalyseur atteignant l'huile de décantation peut aussi être réduite au maximum en installant des cyclones à haut rendement dans le réacteur pour déplacer les pertes de fines du catalyseur de l'huile de décantation vers le régénérateur, où elles peuvent être récupérées par n'importe quelle technique de réduction des particules.

Avantages pour l'environnement

Le dépôt d'huile de décantation provenant du FCC peut contenir des concentrations significatives de fines de catalyseur. Ces fines empêchent souvent l'utilisation de l'huile de décantation comme intermédiaire et nécessitent un traitement qui génère un dépôt de catalyseur huileux. Les catalyseurs contenus dans l'huile de décantation peuvent être réduits au maximum en utilisant un système d'élimination du catalyseur d'huile.

Données d'exploitation

Les fines de catalyseur suspendues dans le flux de fond du séparateur sont recyclés et renvoyés au réacteur.

Applicabilité

Les hydrocyclones sont appliqués dans de nombreuses unités FCC.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la consommation de catalyseur et réduction du dépôt d'huile de décantation.

Installations de référence

Les hydrocyclones, utilisés pour l'élimination des fines de catalyseur, sont appliqués avec succès dans de nombreuses unités de FCC.

Littérature de référence

[316, TWG, 2000]

4.5.10 Techniques de réduction des oxydes de soufre

Cette section inclut les techniques de réduction des oxydes de soufre qui peuvent être appliquées aux FCC.

4.5.10.1 Additif de catalyseur DeSO_x

Description

Le dioxyde de soufre dans les dégagements gazeux du régénérateur d'une unité de FCC peut être réduit en utilisant un catalyseur (un oxyde métallique (par exemple Al/Mg, Ce)) qui transfère une portion significative du soufre associé au coke sur le catalyseur vers le réacteur, où elle est libérée sous forme de sulfure d'hydrogène. Le réacteur reste alors avec le produit de vapeur craqué à capturer dans le système d'épuration aux amines de la raffinerie et donc une conversion du soufre dans le SRU. Le DeSO_x est un procédé à 3 étapes : a) l'oxydation du SO_2 en SO_3 catalysée par cérium, b) l'adsorption du SO_3 produit dans le régénérateur pour donner un sulfate qui, en retournant au réacteur, c) retour à l'oxyde et dégagement de sulfure d'hydrogène dans l'écoulement de gaz produit à récupérer.

Avantages pour l'environnement

La quantité de SO_x éliminée dépend de la quantité d'additif DeSO_x ajoutée à l'unité, mais le rendement de l'élimination est généralement compris entre 20 et 60 % en mode de combustion totale. Cette technique peut éliminer jusqu'à 30 % du SO_x lorsqu'elle est utilisée en mode de combustion partielle. L'effluent classique en aval a une concentration en SO_2 de 1300 à 3000 mg/Nm^3 à 3 % de O_2 (concentration initiale de 4 250 mg/Nm^3 à 3 % de O_2 , soufre intermédiaire d'environ 2,5 %).

Effets croisés

Les inconvénients du procédé sont :

- l'additif DeSO_x est plus efficace en mode de combustion totale. Cependant, une combustion totale implique une quantité de SO_x et une formation de NO_x plus importante qu'en mode de combustion partielle.
- un rendement plus faible possible des produits provenant de l'unité de FCC
- la flexibilité d'exploitation de l'unité de FCC est réduite
- d'autres impacts sont une consommation d'énergie accrue et la possibilité de goulots d'étranglement dans les infrastructures manipulant le H_2S .

Applicabilité

Cette technique est sensible à la conception de l'unité, en particulier aux conditions du régénérateur. Elle opère plus efficacement dans des conditions d'oxydation totale, lorsque jusqu'à 50 % du soufre contenu dans les gaz de combustion peuvent être éliminés. La performance de l'unité, peut, cependant, être affectée et la fréquence de remplacement du catalyseur de transfert peut être significative.

Aspect économique

Il n'y a pas de coûts d'investissement majeurs requis pour cette option, sauf pour les équipements de dosage pour introduire l'additif dans le système catalyseur. Les dépenses d'exploitation se situent autour de 0,34 – 0,7 EUR/t (1 million EUR/an pour une unité de FCC de 1,5 Mt/an). Une autre référence donne un coût classique de 3 millions EUR/an (1997) pour le catalyseur pour un débit de gaz de 200 000 Nm^3/h (FCC de 2,3 Mt/an). Le coût dépend largement de l'unité, des émissions initiales de SO_2 et de la cible de SO_2 .

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions d'oxyde de soufre émanant du FCC.

Installation(s) de référence :

De nombreuses raffineries ont appliqué les additifs DeSO_x au catalyseur. La méthode est bien établie commercialement.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [297, Italy, 2000], [316, TWG, 2000]

4.5.10.2 Purification par voie humide

Description

Plusieurs procédés de purification par voie humide existent. Une brève description est incluse dans la Section 4.23.5.4.

Avantages pour l'environnement

Un procédé de purification par voie humide convenablement conçu fournira normalement un rendement d'élimination efficace des SO_2/SO_3 et des particules. Avec l'inclusion d'une tour de traitement supplémentaire, pour oxyder le NO en NO_2 , le NO_x peut être partiellement éliminé. Le Tableau 4.10 présente les niveaux d'émissions qu'il est possible d'atteindre et qui peuvent être attendus d'un épurateur par voie humide.

	Rendement (%)	Entrée (mg/Nm^3) à 3 % de O_2	Sortie (mg/Nm^3) à 3 % de O_2
SO_x	95 – 99,9	600 – 10 000	10 – 400
Particules	85 - 95	350 - 800	<10 – 35
NO_x	70	600	180
Hydrocarbures			50
Note : L'élimination des particules est étroitement liée à la conception et la chute de pression du système est une grande variable. Les épurateurs sont moins efficaces pour réduire les particules submicroniques.			

Tableau 4.10 : Niveaux d'émissions qu'il est possible d'atteindre avec les épurateurs humides

Technique	Réduction du rendement (%)	Entrée (mg/Nm^3) à 3 % de O_2 160 - 180 °C	Concentration de sortie de SO_2 (mg/Nm^3) à 3 % de O_2 120 °C
Wellmann Lord	98	2 000 – 7 000	100 - 700

Effets croisés

Le système de purification par voie humide crée des problèmes secondaires d'élimination des déchets de pâte aqueuse et augmente la consommation énergétique de la raffinerie. La purge de l'eau d'effluent contient du Na_2SO_4 . D'autres inconvénients sont le coût élevé des matières premières, comme la soude caustique, si le soufre et d'autres chargements sont élevés, ils peuvent nécessiter un réchauffement du gaz de combustion pour prévenir la brume de panache. Ces systèmes sont généralement sensibles à d'autres contaminants comme les particules, les sels et le trioxyde de soufre. D'autres impacts sont un possible goulot d'étranglement des infrastructures manipulant du H_2S (par exemple le SRU, les épurateurs aux amines), la production de sous-produit ainsi que l'approvisionnement et la manipulation des matières premières.

Système Wellmann Lord : consommation d'énergie accrue, sous-produit, approvisionnement et manipulation des matières premières, goulot d'étranglement des infrastructures de manipulation du H_2S possible.

Données d'exploitation

Ils sont flexibles et fiables. Les changements de fonctionnement au quotidien peuvent être facilement effectués. Ils génèrent une faible chute de pression, fonctionnent à basse température et ne créent pas de problèmes de dépôt de solides. Certains CO_2 seront aussi éliminés par les épurateurs par voie humide, réduisant la capacité du milieu à dissoudre le SO_2 . De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

Applicabilité

Ce sont des systèmes compacts et pleinement applicables. La capacité du système varie de 93 à 465 m^2 pour des unités de FCC aux débits de charge variant de 55,2 à 276 dm^3/s (1,5 à 7,5 Mt/an). Les tendances récentes incluent une oxydation forcée pour traiter le SO_2 dans le SRU, une réaction avec de la chaux pour produire du gypse, produit commercial pour lequel un marché existe. Une application induite de la centrale énergétique, équipée d'un FGD Wellmann-Lord. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

Aspect économique

Objectif du procédé	Capacité de l'unité de FCC (Mt/an)	Dépenses d'investissement (million EUR)	Dépenses d'exploitation (million EUR/an)
Réduction du SO ₂	1,5	10	2 - 5
Réduction des particules	1,5	4 - 6 2 - 5	2 - 5
Réduction du SO ₂	3	15 - 20	2 - 3
Réduction du SO ₂ (régénérative)	3	24 - 28	1,5
Réduction du SO ₂	5	13 *	Aucune donnée
Réduction du SO ₂ et de particules	0,5 - 4	3 - 15	Aucune donnée

* Les dépenses d'investissement incluent l'unité de traitement de la purge d'eau.

De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des oxydes de soufre et des particules dans les gaz de combustion.

Installations de référence

Une grande expérience d'exploitation existe. Cette technique est largement utilisée dans les installations d'unité de FCC aux Etats-Unis. Le système Wellman Lord a été appliqué avec succès aux centrales énergétiques. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

Littérature de référence

[181, HP, 1998], [269, Confuorto, 2000], [45, Sema and Sofres, 1991], [247, UBA Austria, 1998]

4.5.10.3 Purification VenturiDescription

Deux variantes existent, le venturi jet et le venturi haute énergie.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de particules. De plus, il peut aussi éliminer la majorité du dioxyde de soufre présent dans les gaz de combustion. Les cyclones tertiaires avec épurateur venturi dans le régénérateur de l'unité de FCC ont atteint des rendements de 93 % dans la réduction des émissions de SO₂ et de particules.

Effets croisés

Ils produisent des déchets solides et liquides et un panache de gaz humide.

Données d'exploitation

Ces systèmes sont généralement sensibles à d'autres contaminants comme les particules, les sels, le trioxyde de soufre, etc.

Applicabilité

Le venturi haute énergie est la conception généralement favorite des installations récentes. Largement appliqué pour le traitement des faibles flux d'émissions.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de soufre et de particules.

Installations de référence

La purification venturi, en utilisant un liquide alcalin, a été utilisée avec succès à une moindre échelle.

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999].

4.5.10.4 Epurateurs par voies sèche et semi-sèche

Description

Deux types de techniques existent : par voies sèche et semi-sèche. Le composant clé du procédé par voie semi-sèche est un sécheur par pulvérisation dans lequel le gaz de combustion chaud est en contact avec une pulvérisation de fines gouttes de lait de chaux. Le SO_2 est absorbé dans les gouttelettes, formant des produits de réaction qui sont séchés en une poudre fine par le gaz de combustion chaud. Les procédés par voies sèche et semi-sèche requièrent tous les deux des systèmes d'élimination de poussière, comme un dépoussiéreur électrostatique ou une filtration à sac. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

Avantages pour l'environnement

Réduction du SO_2 dans les gaz de combustion. Rendement du procédé : Elimination du soufre à 90 % avec un procédé par voie semi-sèche et d'environ 50 % avec un procédé par voie sèche. Un rendement du procédé par voie sèche de 50 % est obtenu avec de la chaux à une température relativement élevée (environ 400 °C) lorsque $\text{Ca/S}=1$ ou à 130 – 140 °C lorsque $\text{Ca/S}=2$. Le ratio Ca/S a une influence majeure. Avec un réactif comme le NaHCO_3 , le taux de réduction serait beaucoup plus élevé. Avec de la chaux, il est également possible d'avoir un traitement à 900 °C dans un réacteur suffisamment grand pour disposer d'un temps de séjour raisonnable. La réduction, dans ce cas, s'élève à 80 % lorsque $\text{CaS}=2,1$ et à 90 % lorsque $\text{Ca/S}=3$.

Effets croisés

Un dépôt de déchets solides se produit dans le cas où les produits de réaction ne peuvent pas satisfaire la qualité demandée par les consommateurs. D'autres inconvénients sont :

- de fortes chutes de pression dans les filtres à sacs s'ils sont utilisés
- une charge de poussière accrue dans l'écoulement des gaz ; nécessité d'une capture de la poussière
- des difficultés opérationnelles au niveau de l'équilibre eau/chaleur (sécheurs par pulvérisation seulement)
- une chute de pression significative possible dans l'installation d'élimination de la poussière, par exemple les filtres à sacs
- une génération de déchets solides : 1 tonne de réduction du SO_2 signifie environ 2,5 tonnes de déchets solides générés
- avec les épurateurs par voies sèche et semi-sèche, un mélange de CaSO_3 , CaSO_4 , cendres volantes et de chaux se produit.

Données d'exploitation

Ces systèmes sont généralement sensibles à d'autres contaminants comme les particules, les sels, le trioxyde de soufre, etc.

Applicabilité

Opère en fin de système à faible température. Les déchets générés peuvent être difficiles à réutiliser (pas de marché pour le gypse), et difficiles à éliminer dans une décharge (l'enfouissement souterrain sera sévèrement restreint dans un avenir proche)

Aspect économique

Le procédé par voie sèche est une solution relativement peu coûteuse. Les matières premières de ces procédés sont bon marché.

Le coût de l'investissement et les coûts d'exploitation sont généralement inférieurs à ceux d'une purification par voie humide. Le coût d'investissement s'élève à environ 15 – 20 millions EUR, et le coût d'exploitation à environ 2 – 3 millions EUR/an (coût de la chaux + élimination des déchets par enfouissement souterrain).

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999], [257, Gilbert, 2000], [45, Sema and Sofres, 1991], [297, Italy, 2000]

4.5.10.5 Purification à l'eau de mer

Description

Cette purification utilise la salinité naturelle de l'eau de mer pour éliminer le SO_2 . De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

Avantages pour l'environnement

Le taux de récupération du SO_2 peut atteindre jusqu'à 99 %. Dans le but de réduire les émissions de particules dans l'eau de mer, une technique de réduction des particules doit être incluse avant que les gaz de combustion ne soient traités dans l'épurateur à l'eau de mer. De cette façon, la purification à l'eau de mer peut être considérée comme un transfert de la pollution restante de l'air dans l'eau.

Effets croisés

Les particules contenant des métaux (comme le V, Ni, Sb) et autres polluants provenant des gaz de combustion sont transférés dans l'eau de mer. La teneur en soufre de l'eau de mer de l'effluent provenant du procédé lui-même n'augmente que d'environ 3 %.

Données d'exploitation

Le système nécessite une énergie électrique (pompes d'eau de mer, ventilateurs d'aération et ventilateur de gaz de combustion) et de l'eau de mer. Il est possible d'utiliser de l'eau de refroidissement usée, par exemple, lorsque l'eau de mer est utilisée comme eau de refroidissement. Le besoin en eau de mer est d'environ 15 000 à 20 000 m^3/h par tonne de soufre éliminé. Une attention spéciale doit être apportée pour réduire au maximum la corrosion et la maintenance en découlant.

Applicabilité

La faisabilité de l'application d'une purification à l'eau de mer dépend du site. Le procédé nécessite un accès à l'eau de mer en grandes quantités à un coût compétitif. Pleinement appliqué pour les combustibles contenant jusqu'à 1,5 % de soufre. Ce système est normalement appliqué après une technique de réduction des particules pour éviter une contamination de l'environnement marin par des particules (contenant des métaux).

Aspect économique

Les coûts annuels d'un épurateur à l'eau de mer dépendent de la taille et de l'entrée/sortie de SO_x . Le coût est comparable à celui des épurateurs par voie humide. Un coût d'investissement classique est de l'ordre de 60 EUR/production de kW_e nette de la centrale énergétique. Le principal coût d'exploitation se situe au niveau de l'énergie électrique nécessaire au fonctionnement de la technique.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de SO_2 .

Installations de référence

Système appliqué à certaines centrales énergétiques dans le monde et une application commercialement prouvée dans le FCC, Norvège.

Littérature de référence

[278, Alstom Power, 2000]

4.5.10.6 Procédé d'acide sulfurique sur gaz humide (WSA)

Description

Voir Section 4.23.5.4.

Avantages pour l'environnement

99 % de réduction du SO_2 et une certaine réduction de NO_x . Avec une RSC, une réduction simultanée de 95 % de NO_x .

Littérature de référence

[247, UBA Austria, 1998]

4.5.11 Techniques de réduction combinées

Description

Des procédés existent sur le marché qui incluent un DE, une RSC du NO_x, une oxydation catalytique du SO₂ et une production d'acide sulfurique. De plus amples informations sur cette technique sont fournies dans la Section 4.23.3.

Avantages pour l'environnement

Polluant	Rendement d'élimination	Concentration de sortie (mg/Nm ³)
SO ₂	>94 %	
NO _x	≥90 %	
Particules		< 10

Le système intégré produit aussi de l'acide sulfurique de 95 % w/w.

Effets croisés

Voir chacune des techniques particulières incluses dans ce procédé.

Données d'exploitation

Voir chacune des techniques particulières incluses dans ce procédé.

Applicabilité

Procédé qualifié pour traiter des concentrations très élevées de SO₂ dans les gaz de combustion.

Aspect économique

Capacité de conception de 1 000 000 Nm³/h.

Coût d'investissement de 100 millions EUR.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de SO₂, de NO_x et de particules.

Installations de référence

Appliqué au FCC et à la cokéfaction des gaz de combustion.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000]

4.5.12 Techniques de gestion des déchets

Description

Les déchets sont générés lors des procédés de FCC. La sélection du catalyseur utilisé dans le FCC, le contrôle des émissions de particules et une gestion correcte du produit et des résidus boueux des réservoirs peuvent réduire la génération de déchets. La mise en œuvre d'une performance d'évaluation comparative sur la génération de déchets peut aussi être une incitation à savoir comment et dans quelle mesure la quantité de déchets peut être réduite.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la génération de déchets.

Données d'exploitation

Ces techniques peuvent être considérées comme faisant partie du programme de gestion des déchets d'une raffinerie.

Applicabilité

Voir Section 4.5.6 pour la restriction à l'applicabilité de la sélection du catalyseur.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction du coût de gestion des déchets et des pertes de catalyseur.

Installations de référence

Appliquée dans de nombreuses raffineries.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.6 Reformage catalytique

Les deux premières techniques considérées sont des techniques de procédé et les autres sont des techniques de prévention ou de contrôle des émissions émanant des procédés de reformage catalytique.

4.6.1 Reformage catalytique continu

Description

Dans le procédé en continu, le catalyseur est généré continuellement et maintenu en activité élevée. Le catalyseur est régénéré dans un réacteur externe. De plus amples informations sont fournies dans la Section 3.6.

Avantages pour l'environnement

Ce procédé présente un rendement énergétique plus élevé que le procédé semi-régénératif du fait de la récupération de la chaleur des produits, des tours de fractionnement et de l'intégration à la distillation atmosphérique et sous vide.

Effets croisés

Il génère moins de dioxines que le procédé semi-régénératif au cours de la régénération du catalyseur. Pour de plus amples informations, voir Section 3.6.

Données d'exploitation

Il opère à des pressions inférieures (6 – 14 bars) et à la même température que les procédés semi-régénératifs. Il utilise des catalyseurs bimétalliques (Pt-Re, Pt-Sn). De l'hydrogène est également produit dans ces procédés. Le reformeur de régénération continue produit environ 350 Nm³ d'hydrogène par tonne d'intermédiaires. Comme le dépôt de coke et les rendements d'équilibre thermodynamique accrus du reformage sont tous les deux favorisés par un fonctionnement à basse pression, la capacité à maintenir des activités et des sélectivités de catalyseur élevées par une régénération continue du catalyseur constitue un avantage majeur de l'unité de type continu.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Le coût d'investissement basé sur une unité d'octanisation continue de 3 975 m³/d, les périmètres des installations, le coût de montage, 1998 Gulf Coast s'élève à : 10 000 USD par m³/d. Le coût de montage basé sur 3 180 m³/d était de USD48,3 millions USD (15 200 USD par m³/d). Il faut, en outre, ajouter les coûts du catalyseur équivalents à 2,6 millions USD. Les coûts correspondent au 4^{ème} trimestre, 1995, Etats-Unis, Gulf Coast.

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production. A l'avenir, le plus grand inconvénient sera la forte teneur en composés aromatiques (70 – 75 %) du produit du reformage catalytique continu. De nombreuses raffineries auront beaucoup de mal à obtenir les spécifications de l'essence de 35 % v/v pour les composés aromatiques à partir de 2005.

Installation(s) de référence

De nos jours, on ne construit plus que des unités de reformage catalytique continu.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [166, Meyers, 1997], [268, TWG, 2001]

4.6.2 Reformeur semi-régénératif

Description

Une brève description se trouve à la Section 2.6.

Avantages pour l'environnement

L'intégration de la chaleur est inférieure à celle des reformeurs continus. Cependant, de nombreuses unités semi-régénératives ont appliqué un meilleur échange d'effluent d'alimentation pour réduire au maximum la consommation d'énergie.

Effets croisés

Dans le reformage semi-régénératif, le catalyseur de l'unité est régénéré à des intervalles de 3 à 24 mois, en fonction de l'intensité du procédé. Le facteur d'émission de dioxines par tonne d'intermédiaires est beaucoup plus faible que celui de la régénération continue. Pour de plus amples informations, voir Section 3.6.

Données d'exploitation

Le réacteur fonctionne à une température variant entre 400 et 560 °C et les pressions sont de l'ordre de 20 à 50 bars. Ce type de procédé produit entre 130 et 200 Nm³ d'hydrogène par tonne d'intermédiaires.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Le coût de montage d'une unité semi-régénérative de 3 180 m³/d s'élève à 33 millions USD (10 400 USD par m³/d). Il faut, par ailleurs, ajouter les coûts du catalyseur de 3,4 millions USD. Les coûts correspondent au 4^{ème} trimestre, 1995, Etats-Unis, Gulf Coast.

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production.

Installations de référence

De nombreuses applications existent en Europe et dans le reste du monde.

Littérature de référence

[261, Canales, 2000], [166, Meyers, 1997]

4.6.3 Type de promoteur de catalyseur

Description

Des substances de destruction de l'ozone (comme le tétrachlorure de carbone) sont parfois utilisées au cours de la régénération du catalyseur du reformeur. Les émissions de ces substances doivent être évitées ou du moins réduites au maximum en utilisant des substituts moins toxiques ou en les utilisant dans des compartiments confinés.

Avantages pour l'environnement

Optimisation et réduction de l'utilisation des promoteurs de catalyseur et des substances de destruction de l'ozone.

Effets croisés

Du fait de l'utilisation de composés chlorés, la possibilité d'émissions de dioxines et de furannes durant la génération a été détectée. Se reporter à la Section 3.6.

Données d'exploitation

Les promoteurs doivent être manipulés dans des systèmes fermés.

Installations de référence

La majorité des raffineries utilisent maintenant des substances moins destructrices pour l'ozone comme le tétrachloroéthylène lors de la régénération du catalyseur de reformage.

Littérature de référence

[80, March Consulting Group, 1991]

4.6.4 Nettoyage des gaz de combustion de la régénération

Description

Les gaz de combustion du régénérateur contenant du HCl, du H₂S, et de petites quantités de fines de catalyseur, des traces de Cl₂, de SO₂ et de dioxines peuvent être envoyés vers l'épurateur avant d'être libérés dans l'atmosphère. Le stockage et la manipulation des chlorures organiques utilisés lors de la régénération peuvent aussi entraîner des dégagements. Dans certains reformeurs, un épurateur à filtre supplémentaire de Cl₂ (ZnO/NaCO₃ ou NaOH sur de l'alumine) est installé.

Avantages pour l'environnement

Réduction des particules et des acides volatiles (HCL, H₂S). Il a été rapporté que le filtre à Cl₂ piégeait également les dioxines.

Effets croisés

Les écoulements recirculés et de vidange provenant du lavage des gaz de combustion de régénération doivent être envoyés vers une station d'épuration. Du fait du faible pH des écoulements des eaux usées, une neutralisation peut être nécessaire avant le traitement biologique. L'utilisation d'un épurateur peut transférer quelques dioxines des émissions dans l'air aux émissions dans l'eau.

Applicabilité

Pleinement applicable. L'épurateur de Cl₂ a été utilisé dans les reformeurs continus.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des polluants de l'air.

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999], [268, TWG, 2001]

4.6.5 Dépoussiéreur électrostatique dans les gaz de combustion de régénération

Description

Les gaz de combustion du régénérateur contenant du HCl, du H₂S, et de petites quantités de fines de catalyseur, des traces de Cl₂, de SO₂ et de dioxines, peuvent être envoyés vers un dépoussiéreur électrostatique avant d'être libérés dans l'atmosphère. Pour d'autres activités, comme la ventilation au cours de la régénération ou le remplacement du catalyseur et le nettoyage de l'installation, ils peuvent être envoyés au DE.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la teneur en particules dans les gaz de combustion provenant du régénérateur.

Effets croisés

Voir Section 4.23.4.2.

Applicabilité

Les émissions émanant des sections de régénération continue requièrent une attention spéciale. L'utilisation de ce type de systèmes dans les unités semi-régénératives est moins étendue car presque aucun mécanisme n'existe pour la génération de fines de catalyseurs.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de particules durant la régénération du catalyseur.

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999], [268, TWG, 2001]

4.6.6 Formation de dioxines dans les unités de reformage catalytique

Description

En se rapportant aux Sections 3.6 et 4.6 sur le reformage catalytique, les dioxines se forment généralement dans les trois types de reformage catalytique (continu, cyclique et semi-régénératif) au cours de la régénération du catalyseur.

Lorsque les gaz de combustion du régénérateur sont traités dans un épurateur à eau (voir Section 4.6.4), les dioxines se sont révélées détectables dans les eaux usées provenant de l'épurateur, mais n'ont pas été détectées après la station d'épuration, probablement à cause des effets de dilution.

Dans d'autres cas, l'utilisation d'autres techniques, comme les filtres à lit fixe, a abouti à une réduction combinée de chlore et de dioxines. Dans certains cas, le charbon actif a été utilisé pour éliminer les dioxines. D'autres techniques qui ont été utilisées sont la recirculation des gaz de ventilation de la régénération. Cependant, pour cette dernière, la façon de réduire les émissions de dioxines n'est pas claire.

L'étude des émissions de dioxines émanant des reformeurs et de la façon dont les conditions de régénération peuvent affecter ces émissions peut être une bonne technique pour commencer à comprendre et à résoudre le problème.

Avantages pour l'environnement

Connaissance du problème et contrôle des émissions de dioxines.

Effets croisés

Certaines dioxines émanant des gaz du régénérateur peuvent être transférées dans l'eau au moyen d'une purification.

Moteur de la mise en œuvre

Connaissances sur la formation des dioxines dans la régénération des catalyseurs.

Installations de référence

Certaines raffineries de l'UE ont déjà appliqué et contrôlé les émissions de dioxines émanant des reformeurs catalytiques. Les techniques comme l'épurateur de chlore et la recirculation des vents n'ont pas été rapportées comme ayant été appliquées aux reformeurs semi-régénératifs.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.7 Procédés de cokéfaction

Les quatre premières techniques considérées dans cette section concernent les procédés de cokéfaction. Les informations fournies visent à faciliter l'évaluation de la façon dont les procédés de cokéfaction peuvent fonctionner correctement d'un point de vue environnemental. Les autres techniques concernent le nettoyage du gaz de coke, l'utilisation du procédé de cokéfaction pour détruire les résidus/dépôts solides et, finalement, la réduction de la pollution générée par les procédés de cokéfaction.

4.7.1 Cokéfaction retardée

Description

Une description de ce procédé se trouve à la Section 2.7. Les techniques qui peuvent s'appliquer à la cokéfaction retardée pour prévenir les émissions sont les suivantes :

1. les vapeurs incondensables générées dans les procédés de cokéfaction ne doivent pas passer dans le réseau-torche
2. les surpressions provenant des fûts de coke doivent passer dans la tour de trempe
3. les techniques permettant au **train d'immobilisation** de la tour de trempe du fût de coke de prendre en compte la ventilation des émissions finales vers un **collecteur de torche** avec une élimination possible de la seconde tour et du bassin d'aspersion de purge de déconcentration
4. l'utilisation de l'eau dans une unité de cokéfaction retardée est traitée dans la Section 4.7.7
5. la vapeur générée dans ce procédé peut être utilisée pour chauffer les autres procédés de la raffinerie

6. le procédé de cokéfaction retardée a en lui-même un faible niveau d'intégration de la chaleur. La chaleur nécessaire au maintien des fûts de coke à la température de cokéfaction est fournie en chauffant la charge et le flux recyclé dans un four. Cependant, les résidus atmosphérique et/ou les résidus sous vide peuvent alimenter directement l'unité de cokéfaction retardée sans refroidissement intermédiaire, ce qui aboutit à un niveau d'intégration de la chaleur élevé entre les différentes unités et économise un volume de capital considérable sur les échangeurs de chaleur
7. l'utilisation de gaz de cokéfaction. Le rendement énergétique de l'unité de cokéfaction peut être encore augmenté si le gaz de coke est brûlé dans une turbine à gaz d'une unité à cycle combiné. Des informations supplémentaires sur l'application des gaz combustibles de raffinerie dans des unités à cycle combiné sont fournies à la Section 4.10.

Avantages pour l'environnement

Des réductions des émissions de COV, une récupération des produits et une réduction des émissions de H₂S sont obtenues en appliquant certaines des techniques mentionnées ci-dessus. La réutilisation de l'eau est aussi favorisée par l'application de ces techniques.

Données d'exploitation

Certaines Données d'exploitation sur les unités de cokéfaction retardée sont fournies à la Section 3.7.

Applicabilité

La cokéfaction retardée est pleinement applicable. Elle est normalement appliquée lorsque la production de coke de pétrole dispose d'un marché ou lorsqu'un coke de grande qualité est requis pour produire des anodes destinées à l'industrie des métaux non ferreux.

Aspect économique

Un investissement classique pour une unité complète de cokéfaction retardée (sur la base de 1 Mt/an de charge de résidus sous vide de distillation directe, Etats-Unis, Gulf Coast 1998, coke de grade de combustible, incluant la récupération de chaleur) s'élève à : 136 250 – 218 000 USD par t/an.

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production.

Installations de référence

De nombreux procédés de cokéfaction retardée existent en Europe et dans le reste du monde. La cokéfaction retardée est la technique la plus couramment utilisée dans le secteur de la raffinerie.

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999], [19, Irish EPA, 1993], [118, VROM, 1999]

4.7.2 Cokéfaction fluide

Description

Une description de ce procédé est fournie à la Section 2.7. Une autre technique qui peut être utilisée pour prévenir les émissions ou augmenter l'intégration d'énergie dans la cokéfaction fluide est l'utilisation de gaz de cokerie dans une turbine à gaz d'une unité à cycle combiné. Des informations supplémentaires sur l'application des gaz combustibles de raffinerie dans des unités à cycle combiné sont fournies à la Section 4.10.

Avantages pour l'environnement

Facteurs d'émissions pour la cokéfaction (unités en kg/1 000 litres de charges fraîches)

Procédés	MP	SO _x (comme SO ₂)	CO	HC	NO _x (comme NO ₂)	Aldéhydes	NH ₃
Unités de cokéfaction fluide non contrôlée	1,5	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Cokéfaction fluide avec DE et chaudière à CO	0,0196	n.d.	Nég.	Nég.	n.d.	Nég.	Nég.
Nég. : Négligeable							

Données d'exploitation

Ce système fonctionne dans des conditions de lit fluidisé.

Applicabilité

Pleinement applicable. Bien que le coke provenant de la cokéfaction fluide soit d'un grade plus élevé que le coke provenant de la cokéfaction retardée, il ne convient pas aux applications spécialisées (comme les électrodes de carbone et de graphite).

Aspect économiqueInvestissements (Etats-Unis, Gulf Coast, 1996): 10 000 – 13 200 USD par m³/d.Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production.

Installations de référence

Certains exemples existent dans le monde.

Littérature de référence

[136, MRI, 1997]

4.7.3 Procédé de calcinationDescription

Une brève description de ce procédé se trouve à la Section 2.7. Certaines techniques peuvent s'appliquer au procédé de calcination pour prévenir les émissions. Certaines d'entre elles jugées bénéfiques sont les suivantes :

1. Les fours peuvent être directement alimentés par du gaz de coke ou des fines de coke, évacuant les matières volatiles et les brûlant dans le four.
2. Le flux chaud de gaz résiduels provenant de la calcination du coke de pétrole dans des *fours rotatifs* contient de grandes quantités de particules, qui – probablement après la récupération de chaleur des gaz résiduels – sont séparées grâce à des dispositifs de filtres adaptés, comme des multi-cyclones à rendement élevé, des filtres à sac et des dépoussiéreurs électrostatiques (voir aussi Chapitre 4.7.8.2). Lors de la calcination dans des *fours à soles étagées*, les techniques de réduction des particules ne sont généralement pas utilisées à cause des émissions comparativement faibles des gaz résiduels.
3. Les gaz non brûlés dans l'unité de calcination sont brûlés dans un incinérateur, puis passent dans une chaudière de récupération avant d'être libérés dans l'atmosphère via le système de récupération de poussière.
4. Le coke calciné se déverse dans le refroidisseur rotatif où il est refroidi par injection directe d'eau. Les dégagements gazeux provenant du refroidisseur subissent un nettoyage des gaz par multi-cyclones et par épurateur à l'eau.
5. Les fines récupérées par les techniques de réduction de la poussière doivent être acheminées vers un silo équipé de filtres d'air évacué. Les fines récupérées par le cyclone peuvent être recyclées dans le produit, être utilisées dans la raffinerie ou être vendues comme produit.

Avantages pour l'environnement

Certaines des techniques mentionnées ci-dessus augmentent l'intégration de la chaleur de l'unité de calcination, réduisant la consommation de combustible dans la raffinerie. D'autres abaissent simplement la quantité de particules émises dans l'atmosphère, réutilisant les fines de coke générées au cours du

procédé de calcination. Les valeurs d'émission des installations de production de coke de pétrole qu'il est possible d'obtenir en opération continue sont présentées dans le Tableau 4.13. Ces valeurs peuvent être obtenues en appliquant les techniques mentionnées ci-dessus.

Composant d'émission	Valeurs atteignables en opération continue Valeurs d'émissions comme valeurs moyennes semi-horaires mg/Nm ³ à 3 % de O ₂
Emissions de particules (poussière)	20 - 100
Composants des particules (poussière) : Ni, V et leurs composants (donné comme Ni et V total)	3 - 15
NO _x (comme NO ₂)	450 - 875
SO _x (comme SO ₂)	1 000 – 3 000 (aucune technique de réduction du SO ₂ incluse)
CO	100
Hydrocarbure (donné comme carbone total)	20

Tableau 4.11 : Valeurs des émissions des installations de production de coke de pétrole (calcination de coke brut)

Données d'exploitation

Certaines Données d'exploitation des unités de calcinations du coke de pétrole sont fournies dans les Sections 2.7 et 3.7.

Applicabilité

Appliquée au coke produit par des unités de cokéfaction retardée et des unités de cokéfaction fluide.

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production. Pour certaines applications, le coke brut produit par l'unité de cokéfaction retardée doit être *calciné* avant d'être utilisé ou vendu.

Installations de référence

De nombreux exemples existent en Europe et dans le monde. Les fours à soles étagées ont été largement appliqués à l'incinération de déchets. Une majorité d'infrastructures qui calcine le coke utilise un four rotatif. Les deux dernières infrastructures de calcination construites dans le monde sont équipées de fours rotatifs.

Littérature de référence

[117, VDI, 2000], [147, HMIP UK, 1995], [268, TWG, 2001], [347, Services, 2001]

4.7.4 Flexicoking

Description

Une brève description de ce procédé de production se trouve à la Section 2.7. Certaines techniques qui peuvent être appliquées pour prévenir les émissions émanant de l'unité de flexicoking sont :

1. Le procédé de flexicoking présente un niveau élevé d'intégration de la chaleur. La seule source de chaleur dans un procédé de flexicoking est le gazogène, où le coke est partiellement oxydé. Le reste de chaleur du gaz de l'unité de cokéfaction est récupéré en générant de la vapeur. Le rendement énergétique peut être encore augmenté si le gaz de coke est brûlé dans une turbine à gaz d'une unité de cycle combiné. Voir Section 4.10.
2. Comme la coupe de coke à partir des fûts n'est pas nécessaire, les émissions et la génération d'effluents sales sont évitées, par rapport à la cokéfaction retardée. De plus, les composants de soufre du gaz de coke sont faciles à éliminer. 84 à 88 % w/w de la charge d'hydrocarbure sont récupérés sous forme de produit hydrocarbure, le reste est converti en CO, CO₂ et H₂O.
3. Le gaz de coke du réchauffeur passe par un cyclone réglé pour éliminer les particules de coke les plus grosses et est ensuite refroidi par génération de vapeur sous haute pression et en préchauffant l'eau d'alimentation de la chaudière. Environ 75 % des fines de coke qui passent à travers les cyclones du réchauffeur à deux étapes sont récupérés dans les cyclones tertiaires. La majorité des fines de coke qui échappent aux cyclones tertiaires est purifiée dans l'épurateur venturi. Les boues aqueuses provenant de l'épurateur venturi subissent un stripping vapeur pour éliminer le sulfure d'hydrogène et l'ammoniac absorbé.

Avantages pour l'environnement

1. Augmente le rendement énergétique du procédé de flexicoking.

2. Génère moins d'eau que la cokéfaction retardée
3. Préviend les émissions de sulfure d'hydrogène et d'ammoniac.

Données d'exploitation

Des Données d'exploitation sur les unités de flexicoking sont fournies dans la Section 2.7 et 3.7.

Applicabilité

Pleinement applicable. Cependant, comme les produits issus du flexicoking sont différents de ceux issus des autres procédés de cokéfaction (par exemple il n'y a pas de production de coke), la mise en œuvre de cette option doit généralement prendre en compte les exigences du produit.

Aspect économique

Investissements (base Etats-Unis, Gulf Coast, 1996) : USD15 100 – 19 500 par m³/d (généralement).

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production.

Installations de référence

De nombreux exemples existent en Europe, aux Etats-Unis et dans le reste du monde.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [271, Martinez del Pozo, 2000]

4.7.5 Utilisation de boues et/ou de déchets huileux comme intermédiaires dans l'unité de cokéfaction

Description

Dans les raffineries équipées d'une unité de cokéfaction, les dépôts huileux, les dépôts provenant du traitement des eaux usées et les déchets peuvent être détruits dans l'unité de cokéfaction (retardée, fluide ou flexicoking). Dans le cas où du coke serait produit, la qualité du coke produit doit rester acceptable (acceptable en terme d'utilisation supplémentaire comme combustible dans/en dehors de la raffinerie ou comme matériau à d'autres fins). De nombreux dépôts huileux peuvent être envoyés dans une unité de cokéfaction où ils deviennent partie des produits de raffinerie. Dans le cas d'une unité de cokéfaction retardée, le dépôt peut être injecté dans le fût de coke avec l'eau de trempe, ou injecté dans le contacteur de la purge de déconcentration de l'unité de cokéfaction.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la quantité de dépôts et/ou déchets produits dans la raffinerie. En principe, toute raffinerie équipée d'une unité de cokéfaction est capable de réduire sa production de dépôts huileux à « zéro » sauf en cas d'exigences de coke de haute qualité qui limitent son utilisation.

Effets croisés

Généralement, une réduction de la qualité du coke produit.

Applicabilité

La quantité de dépôts ou de déchets qui peut être envoyée dans l'unité de cokéfaction est limitée par les spécifications de qualité du coke qui peuvent limiter la quantité de matières solides dans le coke. Cependant, les opérations de cokéfaction peuvent être modernisées pour augmenter la quantité de dépôts qu'elles peuvent gérer.

La quantité de matières solides injectée dépend de la teneur en extrait sec de la boue, variant généralement entre 10 et 15 %. Des charges volumiques dépassant 82 kg de matières sèches sans huile par tonne de coke ont été établis. On peut obtenir des charges volumiques plus élevées. A ce niveau de charge volumique, le coke est au-dessous des spécifications de grade de l'anode mais dans les spécifications de grade du combustible. Les unités de cokéfaction sont généralement un système de retraitement intégré au procédé attractif pour les dépôts huileux, à condition que le rapport dépôt sur charge reste inférieur à 1 – 2 %, selon la qualité de coke requise. Si ce rapport n'est pas atteint, ni l'opérabilité ni la qualité du coke ne sont affectées.

Si les dépôts provenant du traitement des eaux usées sont inclus comme intermédiaires de l'unité de cokéfaction, une partie de l'eau doit être éliminée (par exemple par évaporation sous vide ou dans le système de purge de déconcentration) pour maximiser la quantité de résidus.

Aspect économique

Des applications classiques recyclent de 2 à 16 t/d de matières sèches sans huile pour un coût total du programme de 0,6 – 2,5 millions EUR/an.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la génération de déchets dans la raffinerie.

Installations de référence

L'utilisation de dépôts comme intermédiaires a augmenté de manière significative ces dernières années et est actuellement réalisée par la majorité des raffineries.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995]

4.7.6 Nettoyage des gaz de cokéfactionDescription

Une fois que les gaz de cokerie ont été nettoyés pour éliminer les particules et récupérer une partie de sa chaleur, il est chauffé et passe sur un lit catalytique dans le convertisseur de COS, où le COS est converti en H_2S . Le gaz est alors refroidi et la majorité de l'eau est condensée. Le H_2S contenu dans le gaz de coke est récupéré grâce à une unité de traitement aux amines pour une récupération finale du soufre (voir traitement aux amines des gaz combustible de la raffinerie dans la Section 4.23.5.1). Les gaz de cokerie propres à faible teneur en soufre peuvent être brûlés dans des chaudières ou des fours ou être vendus comme gaz à faible valeur calorifique. La figure suivante présente un schéma de ce procédé.

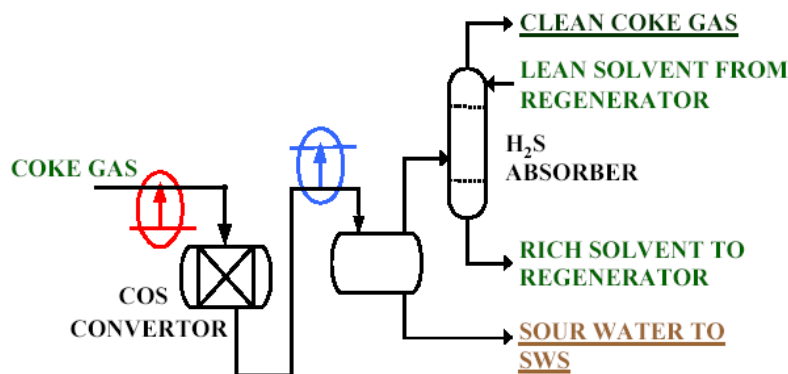


Figure 4.2 : Traitement des gaz de cokéfaction

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de H_2S (moins de 100 ppm v/v) et de COS.

Effets croisés

Utilisation accrue du système de purification aux amines et consommation d'énergie accrue du convertisseur de COS.

Données d'exploitation

Pour la purification aux amines, voir Section 4.23.5.1.

Applicabilité

La purification aux amines est appliquée à tous les types d'unités de cokéfaction et aux convertisseurs de CO dans les unités de flexicoking.

Aspect économique

L'aspect économique de l'absorption aux amines du H_2S se trouve dans la Section 4.23.5.1.

Moteur de la mise en œuvre

Nettoyage des gaz de cokerie. Le gaz de coke constitue une source principale de gaz de la raffinerie (après l'élimination de la poussière, la conversion du COS et le traitement aux amines pour l'élimination du H_2S).

Installations de référence

Ces systèmes se trouvent dans de nombreuses unités de cokéfaction.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999]

4.7.7 Utilisation de l'eau dans le procédé de refroidissement/coupe

Description

L'eau utilisée dans les opérations de coupe/refroidissement est continuellement recirculée avec un soutirage vers le traitement des eaux usées de la raffinerie. La décantation et la filtration par un filtre sous vide permettent la réutilisation de cette eau, aboutissant à « une boucle d'eau fermée ». Pour l'eau d'appoint de la boucle de trempe et de coupe, divers flux d'effluents peuvent être utilisés. A cette fin, les effluents traités pourraient être utilisés. L'eau récupérée dans n'importe quel condenseur, et utilisée pour le drainage du coke brut humide, doit être réutilisée pour la trempe ou la perforation du fût de coke. Ce type de refroidissement n'est utilisé dans aucun autre procédé de la raffinerie à cause des préoccupations environnementales. De plus amples informations sur le refroidissement direct (trempe) sont fournies dans la Section 2.8.

Avantages pour l'environnement

Réduit la consommation d'eau dans la raffinerie.

Effets croisés

Le procédé de coupe et de refroidissement aboutit à des émissions de vapeur (partiellement recyclées dans la principale colonne de fractionnement), à des pertes d'énergie significative, à une utilisation d'eau importante et à une pollution de l'eau importante. Le soutirage de l'eau de coupe dans le dessaleur peut potentiellement ajouter des matières solides aux effluents, il est donc préférable de conserver les eaux de l'unité de cokéfaction séparées.

Données d'exploitation

La quantité d'eau d'appoint requise dépend des pertes par évaporation et de la vidange vers d'autres procédés ou vers la station d'épuration et s'élève à environ 10 – 20 m³/h pour une unité de cokéfaction retardée de 10⁶ t/an.

Applicabilité

Applicable lorsque la cokéfaction retardée est utilisée. La réutilisation de l'eau est sujette aux restrictions de qualité du coke.

Moteur de la mise en œuvre

Technique généralement utilisée dans le procédé de cokéfaction retardée.

Installations de référence

De nombreux exemples d'application existent dans le monde.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.7.8 Manipulation et stockage du coke

Description

Plusieurs techniques sont adaptées à la réduction des émissions de particules qui peut se produire lors de la manipulation du coke (brut et calciné) :

1. A condition que le coke brut soit conservé humide, la manipulation entre le déversement et la trémie d'alimentation de l'unité de calcination ne pose pas de problème. Il est possible que des parties de la cuvette réceptrice sèchent, bien que cette possibilité soit limitée car le coke est très humide et est couvert par des hydrocarbures résiduels qui tendent à maintenir l'ensemble collé. La construction de brise-vents autour de la cuvette peut être envisagée. Une conception soignée est essentielle, car une mauvaise conception peut aggraver la situation. Une fermeture complète de la cuvette et des infrastructures de manipulation associées est une autre possibilité. Les cuvettes sont très grandes et une telle fermeture coûterait cher. Un programme de surveillance doit être adopté pour évaluer si cette option est en fait nécessaire ou souhaitable.
2. Couper le coke dans un concasseur à double cylindres, par exemple, et le convoier vers un silo de stockage intermédiaire. Les wagons sur rails sont alors chargés à partir du silo de stockage. Cette approche récupérerait, filtrerait et éliminerait l'eau du coke avant le stockage

3. Pulvériser sur le coke une très fine couche d'huile, qui fait adhérer les fines de poussière au coke. L'utilisation d'huile est limitée par son acceptabilité par un traitement ultérieur. L'option de l'huile a l'avantage ajouté de réduire les problèmes de déchargement
4. Courroies de convoyage couvertes et dépressurisées
5. Systèmes d'aspiration pour extraire ou récupérer la poussière
6. Utilisation d'un système de purge de déconcentration à chaud fermé
7. Les zones de chargement pourraient être fermées et une pression positive/négative maintenue, s'évacuant à travers les filtres à sac. Comme alternative, les systèmes d'extraction de la poussière peuvent être incorporés aux équipements de chargement.
8. Les fines récupérées dans les cyclones sont acheminées par air comprimé vers un silo équipé de filtres d'air évacué. Des systèmes de récupération de la poussière sont fournis pour la manipulation, le stockage et le chargement, au moyen de filtres à sac. Les fines récupérées sont recyclées pour stockage par le biais de moyens fermés.

Avantages pour l'environnement

Élimine les dégagements de particules dans l'air (contenant des métaux) émanant de cette partie du procédé au cours des opérations de routine et émanant du stockage du coke. Le niveau de dégagement de particules qu'il est possible d'atteindre lors de la manipulation de matières solides est de 25 mg/Nm³ (valeur basée sur une surveillance continue moyenne).

Données d'exploitation

Par ailleurs, le silo de stockage fournit une capacité tampon pour les fluctuations du procédé et permet un chargement contrôlé des wagons sur rails.

Applicabilité

3. Le déshuilage du coke est parfois pratiqué dans les unités de cokéfaction fluide et de calcination, mais est rarement appliqué dans les unités de cokéfaction retardée.
8. Cette technique est principalement applicable aux unités de calcination, de cokéfaction fluide et de flexicoking.

Aspect économique

Le coût d'investissement d'un système de stockage est estimé à environ 30 millions EUR pour une unité de cokéfaction classique d'une capacité de 1,5 Mt/an.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la quantité déversée de coke. Si le coke de pétrole est coupé directement des unités de cokéfaction aux wagons de trémie sur rail, cela peut causer un débordement des wagons, dégradant la qualité du coke déversé et augmentant la quantité de matières solides entrant dans le système de traitement des eaux usées. Réduction des émissions de particules provenant du système de stockage de l'unité de cokéfaction.

Installations de référence

De nombreux exemples disponibles dans les raffineries européennes.

Littérature de référence

[261, Canales, 2000], [80, March Consulting Group, 1991], [117, VDI, 2000], [268, TWG, 2001]

4.7.9 Techniques de réduction des émissions dans l'air

Ce chapitre définit les unités d'utilisation possible des techniques de réduction et décrit les techniques utilisées pour la réduction des polluants dans l'air.

4.7.9.1 Réduction des particules dans les procédés de cokéfaction

Description

Les gaz de combustion et le gaz de coke provenant des procédés de cokéfaction contiennent normalement des particules de coke (incluant des métaux). Des systèmes de récupération de la poussière sont alors utilisés dans certaines parties des procédés de cokéfaction.

1. Nettoyage des gaz de coke.
2. Nettoyage du gaz produit lors du refroidissement du coke

3. Les rejets gazeux incinérés provenant de l'unité de calcination produisent aussi des fines de coke. Les gaz de combustion chauds passent dans une chaudière de récupération et subissent un nettoyage du gaz par un système de récupération de la poussière.

Outre la technique de réduction des particules utilisée dans le FCC (cyclones ou DE de la Section 4.5.9) qui peut également être utilisée ici, des filtres à sacs peuvent aussi être utilisés dans ces procédés.

Avantages pour l'environnement

Les niveaux de dégagement de particules qu'il est possible d'atteindre (valeurs basées sur une surveillance continue en moyenne) émanant des unités de calcinations et des refroidisseurs varient entre 10 et 100 mg/Nm³.

Effets croisés

Voir Section 4.5.9.

Données d'exploitation

Voir Section 4.5.9. L'application d'un DE pour le contrôle des émissions de particules émanant de l'unité de calcination du coke de pétrole a connu quelques difficultés à atteindre la partie inférieure de la fourchette. La principale raison est que le coke est un très bon conducteur d'électricité, et qu'en conséquence, sa surface est très difficile à charger électriquement, il est donc difficile à attraper par un DE.

Applicabilité

Voir Section 4.5.9. Les cyclones à rendement élevé sont plus faciles à appliquer que les DE.

Aspect économique

Des filtres à sacs peuvent être utilisés à un coût d'environ 5 millions EUR. Les cyclones des chaudières des unités de calcination coûtent 225 000 EUR (1999). Les Aspects économiques des autres types de systèmes ne sont pas disponibles. Une étude économique menée dans une raffinerie de l'UE en 1992 a indiqué que le coût d'un DE pour une unité de calcination était élevé.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit les émissions de particules émanant de l'unité de calcination.

Installations de référence

De nombreux exemples sont disponibles dans les raffineries européennes équipées de procédés de cokéfaction.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995] [60, Balik and Koraido, 1991], [297, Italy, 2000], [272, Shawcross, 2000], [117, VDI, 2000], [268, TWG, 2001]

4.7.9.2 Technique de réduction du SO₂

Description

Des oxydes de soufre sont émis lors des procédés de cokéfaction, en particulier lors des procédés de calcination. La principale option de réduction des dégagements de dioxyde de soufre émanant du procédé est l'utilisation d'intermédiaires dont la teneur en soufre est la plus faible possible. En pratique, des charges à faible teneur en soufre sont généralement utilisées pour des raisons de qualité du produit, car une partie substantielle du soufre reste dans le produit. Cependant, cette option n'est pas toujours possible et les émissions de SO₂ peuvent être significatives, en particulier au cours du procédé de calcination. Pour contrôler les émissions d'oxyde de soufre, les techniques de réduction qui peuvent être utilisées dans un FCC peuvent aussi être utilisées dans ce procédé (Sections 4.5.10 et 4.23.5.4) à l'exception de l'additif de catalyseur de DeSO_x.

Avantages pour l'environnement

On obtient une concentration de SO₂ de 25 – 300 mg/Nm³ lorsque les techniques mentionnées dans la Section 4.5.10 sont utilisées.

Effets croisés

Section 4.5.10

Données d'exploitation

Section 4.5.10

Applicabilité

Normalement appliquée aux gaz de combustion de l'unité de calcination.

Aspect économique

Section 4.5.10

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de SO₂.

Installations de référence

Certains exemples de ces techniques peuvent être vus dans certaines raffineries européennes et dans le monde.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000] and references in Section 4.5.10

4.7.9.3 Techniques de réduction combinées

Les types de techniques utilisées dans le FCC peuvent être utilisées dans l'unité de cokéfaction. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.5.11.

4.7.10 Techniques de prévention des émissions dans l'eau

Ce chapitre analyse les moyens de prévenir les émissions dans les effluents. Les techniques utilisées dans le nettoyage final des eaux générées par les procédés de cokéfaction sont fournies dans la Section 4.24.

4.7.10.1 Traitement des eaux usées

Dans les procédés de cokéfaction, de l'eau acide est générée (condensats de vapeur). Ensuite, toute l'eau provenant du procédé de cokéfaction est envoyée au strieur d'eau acide (Section 4.24.2) avant d'être envoyée à la station d'épuration.

4.7.10.2 Séparation des fines de pétrole/de coke provenant de l'eau de la coupe de cokeDescription

L'alternative de prévention de pollution proposée était d'équiper la cuvette d'assèchement, où les fines de pétrole/de coke sont récupérées, d'un séparateur à plateau incliné pour augmenter le rendement de séparation.

Avantages pour l'environnement

Les fines de coke et l'eau générées par l'opération de coupe de coke s'écoulent dans une cuvette d'assèchement creusée dans le sol où les matières solides et l'eau sont séparées par gravité. Une étude de raffinerie a indiqué que plus de vingt-cinq tonnes par an de fines de coke provenant du séparateur s'étaient introduites dans le système d'égout.

Aspect économique

Les économies de coût annuel associées à une récupération du produit (coke) accrue et à une réduction de la séparation huile/eau étaient d'environ 300 000 EUR (raffinerie de 7,5 Mt/an)

Moteur de la mise en œuvre

Réduit les fines de cokes qui pénètrent dans le système d'égout.

Littérature de référence

[60, Balik and Koraido, 1991]

4.7.11 Techniques de réduction de la contamination du sol

4.7.11.1 Contrôle et réutilisation des fines de coke

Description

Les fines de coke sont souvent présentes autour de l'unité de cokéfaction et des zones de stockage du coke. Les fines de coke peuvent être récupérées et recyclées avant d'être envoyées vers les égouts ou d'être emportées à l'extérieur des installations par le vent. Les techniques de récupération sont le balayage par voie sèche des fines de coke et l'envoi des matières solides pour être recyclées et éliminées comme déchets non toxiques. Une autre technique de récupération implique l'utilisation de conduites sous vide dans les zones poussiéreuses (et de flexibles d'injection à vide pour la récupération manuelle) qui sont dirigées vers une petite installation de filtres à sac pour récupération.

Avantages pour l'environnement

Contamination du sol par des particules de coke (incluant des métaux) réduite. Les fines de coke peuvent être recyclées pour utilisation en combustible ou être vendues (par exemple pour la production de ciment).

Effets croisés

Consommation d'électricité par les conduites/flexibles d'injection à vide.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la contamination du sol.

Installation(s) de référence :

Techniques déjà utilisée dans des raffineries aux Etats-Unis.

Littérature de référence

[60, Balik and Koraido, 1991]

4.8 Systèmes de refroidissement

Selon le processus IPPC, un BREF horizontal sur les systèmes de refroidissement industriel a été produit. Les sujets suivants qui présentent une certaine pertinence pour les raffineries sont déjà décrits et analysés dans ce BREF.

1. Réduction de la consommation d'énergie directe
2. Réduction des besoins en eau
3. Réduction des entraînements
4. Réduction des émissions dans l'eau
5. Réduction des émissions dans l'air
6. Réduction des émissions de bruit
7. Réduction du risque de fuite
8. Réduction du risque biologique

La description et l'analyse incluent une discussion extensive sur les avantages environnementaux des systèmes, les effets croisés, les données d'exploitation, l'applicabilité et l'aspect économique. Pour éviter une répétition, cette section sur le refroidissement ne traite, par conséquent, que des sujets non couverts par le BREF horizontal.

4.8.1 Séparation des eaux de refroidissement et des eaux du procédé

Description

Comme les eaux du procédé sont normalement plus contaminées que les eaux de refroidissement, il est important de maintenir la séparation des deux. Elles ne peuvent être mélangées que dans les cas où les eaux de refroidissement nécessitent un traitement (systèmes de recirculation), et alors seulement au point correct (après le traitement primaire des eaux du procédé).

Avantages pour l'environnement

Elle réduit la contamination de l'eau de refroidissement par les huiles provenant des autres eaux. Elle augmente la récupération de l'huile par l'installation des eaux usées.

Effets croisés

Aucun effet croisé n'a été trouvé.

Applicabilité

La station d'épuration doit être de taille à gérer le flux d'eau de procédé et le flux d'eau de refroidissement. La séparation peut coûter très cher dans certaines parties des installations existantes.

Moteur de la mise en œuvre

Eviter la contamination de l'eau de refroidissement par les eaux de procédé, qui sont généralement plus contaminées. Certains des sujets traitant de pollution de l'eau provenant des systèmes de refroidissement ont déjà été étudiés dans les procédés OSPAR et HELCOM (région de la mer du Nord et de la mer baltique).

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], OSPAR, HELCOM recommandations.

4.8.2 Refroidissement de l'airDescription

Voir Sections 2.8 et BREF sur le refroidissement.

Avantages pour l'environnement

L'avantage majeur de l'utilisation des refroidisseurs d'air est qu'aucun milieu supplémentaire n'est requis.

Effets croisés

Tend à produire plus de bruit que l'eau de refroidissement. La production de bruit due au ventilateur du refroidisseur d'air est de 97 – 105 dB (A) à la source.

Données d'exploitation

Un inconvénient majeur est qu'un espace important est normalement requis par rapport aux refroidisseurs d'eau (5 à 30 m²/MW_{th}). Il requiert de l'électricité mais un coût de maintenance minimale.

Applicabilité

Le refroidissement de l'air peut être suffisant pour les besoins de refroidissement de certaines parties des procédés de raffinerie. Les conditions ambiantes limitent les niveaux de température qui peuvent être atteints. Les conditions climatiques (climats chauds ou températures inférieures à 0 °C) limitent généralement son utilisation. Cependant, le lieu de l'installation est indépendant de la disponibilité d'eau. Ils ne peuvent pas se situer près de bâtiments car un court-circuitage de l'air peut se produire.

Aspect économique

Les refroidisseurs d'air peuvent coûter cher. Coût de maintenance minimal.

Installations de référence

De nombreux exemples existent dans les raffineries européennes.

Littérature de référence

[316, TWG, 2000], [119, Bloemkolk and van der Schaaf, 1996]

4.8.3 Prévention des fuites d'huile dans l'eau de refroidissementDescription

Les pertes d'huiles par fuites peuvent être réduites au maximum via une surveillance continue et une sorte de système de Détection de fuite et de Réparation (similaire à la référence aux VOC dans la Section 4.23.6.1). Au plus simple, il comprend une surveillance de l'accumulation d'huile au niveau des séparateurs d'eau de refroidissement. Si une accumulation est observée, alors il sera nécessaire de suivre le système pour identifier la source de la fuite pour qu'une mesure correctrice soit prise. Des plans détaillés du système sont essentiels pour cette activité. Une identification de l'huile peut aussi accélérer l'identification de la fuite. Un affinage supplémentaire consiste à installer de l'huile dans les appareils de surveillance de l'eau à divers points du système d'eau de refroidissement. Cela permet aux fuites d'être

détectées rapidement et de prendre des mesures. Pour que cette procédure soit efficace, un évidement des échangeurs de chaleur sera nécessaire. De plus amples informations sont fournies dans le BREF sur les systèmes de refroidissement.

Avantages pour l'environnement

Prévention des fuites d'huile dans l'eau de refroidissement

Moteur de la mise en œuvre

Détecte et répare les fuites d'huile dans l'eau de refroidissement.

Littérature de référence

[316, TWG, 2000], [119, Bloemkolk and van der Schaaf, 1996]

4.9 Dessalage

4.9.1 Bonnes pratiques de dessalage

Description

Une brève description des dessaleurs est fournie dans la Section 2.9. Plusieurs bonnes conceptions de dessalage ont été incluses dans cette section :

1. Les dessaleurs à étapes multiples et l'utilisation combinée de champs CA et CD entraînent des rendements de dessalage élevés et des économies d'énergie.
2. Recycler, dans les dessaleurs à étapes multiples, une partie de l'eau d'effluent de saumure des seconds dessaleurs dans le précédent dessaleur réduit au maximum la quantité d'eau de lavage
3. Utiliser un dispositif de mélange à faible cisaillement pour mélanger l'eau de lavage du dessaleur et le pétrole brut.
4. Eviter les turbulences dans les zones de dessaleur en utilisant une pression d'eau plus faible.

Avantages pour l'environnement

Une efficacité des dessaleurs accrue peut réduire l'utilisation d'eau de lavage. D'autres avantages environnementaux seraient limités à des économies d'énergie, s'il y en a, liées à un champ électrique plus efficace.

Données d'exploitation

Les procédés à deux étapes atteignent un rendement de 99 % ou plus (plus de 99 % des sels/matières solides sont éliminées du pétrole brut). Ce haut niveau de rendement apporte des avantages au procédé car il permet une moindre corrosion des unités de distillation atmosphérique.

Applicabilité

Le dessalage à deux étapes ou même à trois étapes est utilisé si la teneur en sel du pétrole brut est supérieure à 0,02 % w/w ou si des résidus lourds subissent un traitement catalytique supplémentaire.

Moteur de la mise en œuvre

Augmente l'efficacité du procédé de dessalage.

Littérature de référence

[113, Noyes, 1993], [297, Italy, 2000], [268, TWG, 2001]

4.9.2 Renforcement de la séparation hydrocarbures/eau avant le déversement dans la station d'épuration

Description

Les techniques qui peuvent s'appliquer sont :

1. Transfert de l'effluent d'eau des unités de dessalage vers le fût de décantation où une séparation supplémentaire entre l'huile et l'eau peut être obtenue. L'huile peut être directement récupérée dans le système de produits de récupération.
2. Choix de contrôleurs de niveau d'interface optimum. En tant que fonction de la gravité et de la gamme spécifiques des pétroles bruts traités, il est possible de prendre en compte les détecteurs de niveau les plus précis parmi les pistons auxiliaires, les capteurs capacitifs ou les détecteurs d'onde radio. La précision du contrôle du niveau d'interface est fondamentale pour le bon fonctionnement du dessaleur.

3. Une bonne amélioration de la séparation eau-huile peut être atteinte en utilisant des agents de « mouillage », dont le but est de déshuiler les contaminants solides qui sont généralement responsables d'un entraînement significatif d'huile dans l'eau.
4. L'utilisation de produits chimiques désémulsifiants spécifiques, non inflammables, sans risque d'utilisation, biodégradables et non toxiques pour favoriser la coalescence des gouttelettes d'eau.

Avantages pour l'environnement

Les systèmes décrits ci-dessus renforcent la séparation huile/eau, réduisant la charge d'huile dans le traitement des eaux usées et la recyclant dans le procédé et accentuent les réductions de génération de dépôts huileux (voir Section 4.9.3). Avec l'application de la technique mentionnée ci-dessus, 10 à 20 % d'huile en moins est envoyée dans les séparateurs API. La seconde peut séparer de 5 à 10 % de l'huile de la phase d'eau.

Effets croisés

Certaines des techniques proposées nécessitent l'utilisation de produits chimiques.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Renforce la séparation d'huile/d'eau.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000]

4.9.3 Renforce la séparation de matière solide/d'eau-huile

Description

Les matières solides entrant dans l'unité de distillation du pétrole brut ont des chances d'attirer finalement plus d'huile et de produire des émulsions supplémentaires et des dépôts. La quantité de matières solides éliminées de l'unité de dessalage doit, par conséquent, être maximisée. L'objectif est donc de réduire au maximum les matières solides quittant le dessaleur avec le pétrole brut. Un certain nombre de techniques peuvent être utilisées :

1. Utiliser un dispositif de mélange à faible cisaillement pour mélanger l'eau de lavage du dessaleur et le pétrole brut.
2. Utiliser de l'eau sous faible pression dans le dessaleur pour éviter les turbulences
3. Remplacer les jets d'eau par des racleurs de boue. Ils entraînent moins de turbulences lors de l'élimination des matières solides déposées
4. La phase aqueuse (suspension) peut être séparée dans un séparateur à plateau pressurisé. Alternativement, la combinaison d'un dessaleur à hydrocyclones et d'un déshuileur à hydrocyclones peut être utilisée.
5. Evaluer l'efficacité d'un système de lavage des dépôts. Le lavage des dépôts est une opération en lot visant à remuer la phase aqueuse dans le dessaleur pour suspendre et éliminer les matières solides accumulées dans le fond de la cuve. Cette opération de nettoyage augmente le rendement des dessaleurs lors d'un fonctionnement normal, en particulier pour les cycles de fonctionnement longs.

Avantages pour l'environnement

Avec l'application des techniques mentionnées ci-dessus, la teneur en huile dans les dépôts générés peut être diminuée et la séparation des dépôts et de la phase aqueuse peut être renforcée.

Effets croisés

L'application de ces techniques augmente la génération de dépôts dans la raffinerie. Pour une teneur en dépôts de fond du pétrole brut de 0,015 % w/w, 1 500 t/an de dépôts peuvent théoriquement être récupérés dans une raffinerie de 10 Mt/an.

Applicabilité

Lorsque les résidus, les sédiments et l'eau sont cruciaux dans les unités de procédé en aval, les dessaleurs sont équipés d'une chasse d'eau pour éliminer les matières solides déposées.

Moteur de la mise en œuvre

Renforce la séparation des matières solides et de l'huile et de la phase aqueuse.

Installation(s) de référence :

Les dessaleurs équipés de capacité de déballastage sont rares. Les dessaleurs de résidus atmosphériques sont également peu nombreux, mais ce nombre est en augmentation du fait de la complexité croissante des raffineries en matière de conversion des résidus. Dans quelques raffineries, les dessaleurs sont équipés de chasse d'eau (voir conception de la Figure 2.10).

Littérature de référence

[297, Italy, 2000]

4.9.4 Réutilisation de l'eau dans le dessaleurDescription

Le procédé de dessalage joue un rôle important dans la gestion des eaux usées d'une raffinerie (voir Section 4.15.7). L'eau utilisée dans d'autres procédés peut être réutilisée dans le dessaleur. Par exemple, si de l'eau acide strippée est utilisée comme eau de lavage du dessaleur, l'ammoniac, les sulfures et les phénols qu'elle contient peuvent être, dans une certaine mesure, réabsorbés par le pétrole brut.

Les flux d'eau de procédé suivants peuvent convenir à une utilisation comme eau de lavage de dessaleur :

1. L'eau accumulée dans le fût des distillats de tête de l'unité de distillation de pétrole brut, généralement 1 – 2 % w/w sur la charge de pétrole brut provenant de l'injection de vapeur
2. Les condensats de vapeur (non strippés) provenant des sécheurs de gasoil lourd et léger et des distillats de tête de l'unité de distillation sous vide (environ 3,5 % w/w de la charge)
3. L'eau acide strippée et aussi d'autres flux d'eau de procédé sans matières solides. L'eau de l'épurateur ou de la trempe est sale et nécessite une séparation de l'huile et des matières solides avant biotraitement et/ou avant d'être réutilisée comme eau de lavage du dessaleur. L'eau acide est acheminée vers un stripeur d'eau acide où elle est strippée avant d'être réutilisée et/ou purifiée dans les infrastructures de traitement des eaux d'effluent.
4. Des flux ralentis provenant de l'eau de refroidissement et des chaudières.

Avantages pour l'environnement

En utilisant de l'eau de cette façon, la raffinerie pourrait réduire la charge hydraulique des unités de traitement des eaux usées et réduire la consommation d'eau.

Effets croisés

Le recyclage des flux d'eau qui peuvent former des émulsions doit être évité, car il entraîne une détérioration de la séparation huile/phase aqueuse dans le dessaleur, qui à son tour mène à un entraînement d'huile excessif dans l'eau.

Données d'exploitation

Dans la majorité des cas, l'eau de l'épurateur sera transportée par canalisation non flexible jusqu'au réservoir de stockage de l'eau de dessaleur sans avoir été préalablement strippée.

Applicabilité

Des exemples d'effluents qui peuvent former des émulsions dans le dessaleur sont : les unités de soufflage du bitume, les hydrocraqueurs, les unités de cokéfaction (les fines stabilisent les émulsions), d'autres infrastructures de conversion profonde (des sulfures des métaux insolubles qui peuvent stabiliser les émulsions) et des unités d'alkylation HF (dépôts de fluorure corrosifs). Cette option est pleinement applicable aux nouvelles raffineries et est plus difficile à appliquer aux raffineries existantes. L'utilisation de cette option est également limitée lorsque la salinité des eaux usées atteint des valeurs qui auraient un impact négatif sur l'unité de traitement biologique.

Aspect économique

Les coûts de récupération, de traitement, de pompage et de canalisation de ces eaux doivent être pris en compte.

Moteur de la mise en œuvre

La raffinerie pourrait réduire la charge hydraulique des unités de traitement des eaux usées et réduire la consommation d'eau.

Littérature de référence

[79, API, 1993], [268, TWG, 2001]

4.9.5 Stripage de la saumure du dessaleur

Description

Stripage de la saumure du dessaleur pour éliminer les hydrocarbures, les composants acides et l'ammoniac avant d'envoyer la saumure au traitement des eaux usées. Les hydrocarbures récupérés peuvent être mélangés à plusieurs flux de raffinerie. Une injection d'acide peut aussi être employée pour renforcer le stripage de l'huile contenue dans les émulsions.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la teneur en hydrocarbures, en soufre et en ammoniac des eaux usées générées dans le dessaleur. Par exemple, les émissions de phénol peuvent être réduites de 90 % et les émissions de benzène de 95 %.

Applicabilité

Le pré-traitement de la saumure du dessaleur est normalement appliqué lors du traitement d'un pétrole brut très lourd. Une raffinerie d'une capacité de 8,7 Mt/an produit un flux d'eaux usées dans l'unité de pétrole brut de 1,3 m³ par minute contenant 90 kg/jour de phénols. Le déversement d'eau provenant des dessaleurs contient un maximum de 20 ppm de benzène, et la quantité d'eau de lavage du dessaleur est équivalente à 4 – 8 % v/v de la charge de pétrole brut. Ce déversement provenant des fonds du stripeur, avec des niveaux de benzène d'environ 20 ppb, est alors acheminé vers le système de traitement des eaux usées. Une cuve de déshuilage de la saumure est installée avant la colonne de stripage pour décanter tout entraînement d'huile libre provenant du dessaleur. Pour la raffinerie mentionnée ci-dessus, les phénols peuvent, avec ce système, être réduits à une émission annuelle de 3,29 kg.

Littérature de référence

[113, Noyes, 1993], [79, API, 1993]

4.10 Système énergétique

Comme cela est mentionné dans la « Portée », ce document n'analyse par les techniques de production d'énergie qui utilisent des combustibles traditionnels. En d'autres termes, les émissions, la consommation, les effets croisés, etc., liés aux combustibles commerciaux (gaz naturel, fioul, etc.) sont fournis dans le BREF sur les installations de combustion de grande taille (>50MWth)

Le système énergétique est une activité importante d'un point de vue environnemental. Bien que les installations produisant de la chaleur constituent une partie essentielle et intégrale de la majorité des procédés de raffinage, les systèmes tendent à être très similaires et sont par conséquent traités dans la section horizontale. Cette section inclut donc une analyse détaillée des systèmes énergétiques qui sont spécifiques aux raffineries, c'est-à-dire uniquement les techniques énergétiques qui s'appliquent (partiellement ou totalement) aux combustibles de raffinerie. Lorsqu'une raffinerie utilise un combustible commercial qui peut être acheté sur le marché libre (comme le gaz naturel, le fioul), les niveaux d'émission qui peuvent être atteints par une certaine technique énergétique (comme les turbines à gaz, les chaudières) sont fournis dans le BREF sur les installations de combustion de grande taille. Les techniques de réduction de la consommation énergétique d'un procédé ou d'une activité sont traitées dans chacune des autres sections de ce document car la réduction de la consommation énergétique est considérée comme étant un avantage environnemental. Cependant, des questions, comme la façon dont le système énergétique peut être intégré dans une raffinerie et la façon dont les différents procédés/activités peuvent partager l'énergie, sont traitées dans cette section.

Les campagnes d'amélioration de la combustion, l'installation de concepts alternatifs (turbines à gaz, cogénération, détendeurs, intégration de la chaleur améliorée) et un passage à des combustibles de combustion plus propres sont quelques exemples des techniques à prendre en considération pour déterminer les MTD. Par exemple, un passage du combustible liquide de raffinerie au gaz naturel comme combustible de raffinerie réduira non seulement les émissions de SO₂ mais aussi les particules (incluant des métaux) et le NO_x. Toutes les mesures de réduction de la consommation énergétique aboutiront à une réduction de toutes les émissions dans l'air, y compris celles de CO₂. Cette section a par conséquent été structurée en quatre catégories de techniques. La première inclut les systèmes de gestion de l'énergie, y compris les techniques générales de réduction de la consommation énergétique. La seconde inclut les techniques à prendre en compte lors du choix et du nettoyage des combustibles pouvant être utilisés dans la raffinerie. La troisième contient les techniques de production d'énergie qui peuvent entraîner une bonne performance environnementale en utilisant le type de combustible différent et les infrastructures

nécessaires à l'application de ces techniques. La dernière inclut les techniques de réduction visant à contrôler les émissions dans l'air qui sont applicables aux systèmes énergétiques.

Le Tableau 4.12 résume et présente la façon dont les principaux polluants peuvent être affectés par les techniques qui ont été considérées dans cette section.

Section	Techniques à prendre en considération dans le système énergétique	CO ₂	NO _x	MP	SO ₂	Eaux usées	Résidus	Energie
1	Gestion de l'énergie	↓	↓	↓	↓			↓
2	Combustibles de raffinerie : types et nettoyage		↓	↓	↓		↓	↑
3	Techniques de production d'énergie	↓						↓
4	Techniques de réduction des oxydes d'azote		↓					↑
5	Technique de réduction des particules			↓		↑		↑
6	Techniques de réduction des oxydes de soufre				↓	↑	↑	↑
	↓ Réduction ↑ Hausse							

Tableau 4.12 : Effet possible sur les principaux polluants des techniques à prendre en considération pour déterminer les MTD dans le système énergétique

4.10.1 Gestion de l'énergie

Une conception et une gestion des systèmes énergétiques correctes constituent des aspects importants de la réduction de l'impact environnemental d'une raffinerie, en gardant à l'esprit la nature hautement intégrée et interdépendante de la majorité des procédés. L'objectif habituel est d'équilibrer continuellement les variables de production et de consommation de combustibles dans les procédés et les infrastructures au coût économique et environnemental le plus bas possible. Cette section doit être considérée comme une intégration de toutes les techniques proposées ci-dessous, car une hausse du rendement énergétique d'une raffinerie peut être obtenue grâce à une technique de conservation de l'énergie et à des techniques d'intégration/de récupération de la chaleur.

4.10.1.1 Augmenter le rendement énergétique

Description

Certaines techniques d'amélioration et de calcul du rendement énergétique d'une raffinerie sont mentionnées ci-dessous.

a) La correspondance continue de la consommation au plus bas coût doit être accomplie à tous les niveaux de l'organisation et doit être assurée à l'échelon le plus élevé de la direction. En adoptant un système de gestion correct, cela peut être réalisé de la même façon que dans un certain nombre d'autres domaines, en particulier le domaine de la sécurité. En principe, la série du système ISO 14000 ou le SMEA [285, Demuynck, 1999] fournit un cadre de travail adéquat pour développer un système de gestion de l'énergie adéquat. Afin d'assurer une amélioration continue, un compte-rendu formel des données relatives à la consommation d'énergie peut être élaboré pour les autorités. Les audits énergétiques font partie d'un tel système et il est, de plus, recommandé, à des fins d'amélioration continue, que les raffineries tirent des leçons des meilleures pratiques en participant aux activités de classement/d'évaluation comparative. Un plan d'investissement annuel sur la réduction de la consommation énergétique est aussi à inclure comme technique à prendre en compte dans la détermination des MTD.

b) Une autre façon d'équilibrer la production et la consommation est d'essayer d'améliorer le rendement énergétique de la raffinerie. Les raffineries plus efficaces utilisent mieux l'énergie produite dans la raffinerie. Pour évaluer cela, plusieurs méthodologies existent, y compris l'index de rendement énergétique de Salomon (le plus détaillé), la consommation énergétique spécifique et (moins précis et plus simple) l'index liant la consommation énergétique à la quantité d'intermédiaires traités (méthodes décrites brièvement dans la Section 3.10.1). Les données Salomon sont aussi disponibles dans cette

section sous une forme qui n'a de sens que dans son contexte, et il est nécessaire de comprendre certains concepts de base (évaluation comparative) propres au système Salomon.

Les techniques d'augmentation du rendement énergétique sont fournies dans les sections suivantes de ce chapitre.

Avantages pour l'environnement

Une hausse du rendement énergétique d'une raffinerie a un impact direct sur la réduction des émissions dans l'air et indirect sur la génération d'eaux usées et de déchets. Une consommation moindre de combustibles ou une conservation accrue d'énergie, augmentant ainsi la probabilité que l'alimentation en gaz de la raffinerie sera suffisante pour l'ensemble de la raffinerie.

Effets croisés

Certaines difficultés ont été identifiées dans la collecte des données sur le rendement énergétique de Salomon auprès des raffineries. La principale raison est que ces données sont jugées confidentielles par les raffineries et par le prestataire de l'étude de marché (Solomon Associates). De plus, Solomon Associates n'a pas fourni de données au GTT sur la méthodologie utilisée pour calculer ces chiffres. Par ailleurs, toutes les raffineries n'ont pas participé à cet exercice d'évaluation comparative pour différentes raisons (comme le coût, la confiance en leurs données n'était pas élevée). En outre, toutes les raffineries ne participent pas tous les ans.

Applicabilité

Pleinement applicable. La large fourchette de consommation énergétique dans les raffineries signifie que, dans certaines raffineries, une réduction considérable de la consommation énergétique peut être réalisée. Un effort concerté et bien géré basé sur une approche intégrée de la réduction de l'utilisation d'énergie, des opérations améliorées, d'un bon entretien, d'une gestion adéquate et d'un investissement sélectif, est une bonne pratique qui mérite d'être mise en avant dans ce contexte.

Aspect économique

La consommation énergétique peut représenter 50 % des coûts d'exploitation totaux des raffineries. Par conséquent, une réduction de la consommation énergétique ou une augmentation de l'efficacité de la raffinerie, réduit le coût total d'exploitation.

Moteur de la mise en œuvre

Une hausse de la performance énergétique de la raffinerie est généralement mise en œuvre dans les raffineries car cela réduit leur coût d'exploitation.

Installations de référence

De nombreuses raffineries ont mis en place un système de gestion de l'énergie, et ces raffineries publient des rapports annuels sur la performance de la consommation énergétique et participent à une évaluation comparative de la consommation énergétique. Les études de marché dans le monde sur la grande diversité de raffineries (configuration/capacités) sur la base des capacités de distillation équivalentes, se sont révélées utiles pour aider les raffineries à comparer leurs performances.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [316, TWG, 2000]

4.10.1.2 Techniques de conservation de l'énergie

Description

Un effort concerté et bien géré, basé sur une approche intégrée de la réduction de l'utilisation d'énergie, des opérations améliorées, d'un bon entretien, d'une gestion adéquate et d'investissements sélectifs, est une bonne pratique qui mérite d'être mise en avant dans ce document. La liste des techniques à prendre en compte dans la détermination des MTD dans le secteur de la raffinerie est la suivante. Comme on peut le constater, certaines sont, d'une manière ou d'une autre, liées.

Description de la technique	Performance et remarques
Se concentrer sur la gestion de l'énergie	S'assurer que les décisions sont prises sur la base d'un processus intégré
Promouvoir un système de compte-rendu de la consommation énergétique	Mesurer les progrès et s'assurer que les objectifs sont atteints
Promouvoir un schéma d'incitations aux économies d'énergie	Favoriser l'identification des zones d'amélioration
Mener régulièrement des audits énergétiques	S'assurer que les activités sont conformes aux instructions
Elaborer un plan formel de réduction de la consommation énergétique	Définir des objectifs et une stratégie d'amélioration
Mener des campagnes d'amélioration de la combustion	Identifier les éléments qu'il est possible d'améliorer (comme le rapport air/combustible, la température de la cheminée, la configuration du brûleur, la conception du four)
Participer à des activités de classement/d'évaluation comparative dans le domaine de la consommation énergétique	Vérification par un organisme indépendant
Revoir l'intégration entre les unités et les systèmes et au sein des unités et des systèmes	L'intégration de la chaleur entre les unités de la raffinerie peut ne pas être optimale. Etudes « Pinch »

Avantages pour l'environnement

Toutes les mesures de réduction de la consommation énergétique aboutiront à une réduction de toutes les émissions dans l'air, y compris celles de CO₂. Toute mesure de conservation de l'énergie a un impact sur la pollution du fait de la consommation marginale de combustible.

Applicabilité

Particulièrement applicable aux raffineries ayant une consommation énergétique spécifique élevée. La large fourchette de consommation énergétique propres aux raffineries (par un facteur 4, voir Section 3.10) signifie que dans certaines raffineries, une réduction considérable de la consommation énergétique peut être réalisée.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000], [118, VROM, 1999]

4.10.1.3 Intégration/récupération de la chaleur

Description

Des mesures d'amélioration de l'intégration et de la récupération de chaleur dans la raffinerie à mettre en œuvre pour augmenter l'efficacité peuvent être (cette liste n'est pas exhaustive) :

- adopter des mesures générales de réduction des émissions de CO₂ de la raffinerie, comme une intégration de la chaleur optimisée et une amélioration de l'efficacité du four avec une combustion contrôlée par ordinateur. Cela mènera à une réduction de la consommation de combustible par tonne de pétrole brut traité.
- installer une chaudière de récupération dans les réchauffeurs
- installer des détendeurs/récupération d'énergie
- des zones d'échangeur de chaleur étendues dans les échangeurs de chaleur où des flux froids sont préchauffés par des flux de produits chauds directement à partir des procédés
- une alimentation directe de « demi-produits » dans les procédés sans refroidissement ni stockage. Il est toujours utile, du point de vue de la conservation énergétique, de récupérer la chaleur résiduaire des produits chauds de l'unité de distillation de brut, par exemple en les injectant ensuite directement dans les unités en aval, plutôt que de les refroidir pour les stocker et de les injecter ensuite dans les unités en aval à partir des capacités de stockage
- équilibrer les systèmes de vapeur et de gaz combustible de raffinerie
- utiliser des pompes et des compresseurs à efficacité élevée
- utiliser des pompes à chaleur
- température du film abaissée et turbulence accrue sur les surfaces de transfert de chaleur
- livraison de chaleur résiduaire aux bâtiments adjacents L'identification et l'utilisation ou les opportunités de synergie en dehors de la raffinerie (comme le chauffage municipal/industriel, la génération d'énergie) peuvent réduire les besoins de refroidissement de la raffinerie et réduiront la consommation de combustibles dans d'autres endroits

- appliquer un contrôle du procédé avancé pour optimiser l'utilisation d'énergie
- isoler les bâtiments et les unités du procédé (réduction maximale des pertes de chaleur par radiation thermique)
- optimiser la production énergétique (dans 4.10.3)
- optimiser les taux de recyclage du gaz, les températures d'exploitation et les niveaux de pression et de tension de vapeur
- minimiser ou même éviter la production de produits de récupération et la nécessité de les retraiter
- maintenir les surfaces d'échange de chaleur propres ou les nettoyer régulièrement (bon entretien)
- réparer les fuites et les purgeurs de vapeur fuyants
- augmenter les zones de surface d'échangeur de chaleur des nouvelles sections des installations existantes (ou « unités complémentaires »). Dans le cas où plusieurs unités complémentaires ont été ajoutées aux installations existantes : réacheminer les flux du procédé intermédiaire et redéfinir le nombre des niveaux de tension de vapeur et les besoins en vapeur.

Avantages pour l'environnement

L'intégration de la chaleur des systèmes de procédé assure qu'une proportion substantielle de la chaleur nécessaire à divers procédés est fournie par échange de chaleur entre les flux à chauffer et les flux à refroidir. Dans une raffinerie, il est important de maximiser l'intégration de chaleur dans une installation pour réduire au maximum les besoins de réchauffement et de refroidissement. De cette façon, des quantités substantielles de produits peuvent être vendues au lieu d'être brûlées. Les techniques d'intégration/de récupération de chaleur entraînent une réduction des émissions de CO₂, de NO_x, de particules et de SO₂ (voir Section 3.10.3 pour les émissions dans l'air émanant du système énergétique).

Effets croisés

L'échange de chaleur entre les procédés implique un transfert des troubles d'un procédé à un autre. Cela peut affecter la sécurité, des systèmes de contrôle de la stabilité peuvent donc être nécessaires.

Applicabilité

La chaleur résiduaire est abondante dans les raffineries, tout comme la vapeur de tension basse/moyenne et de basse température. Tout effort pour récupérer la chaleur résiduaire comme vapeur de tension basse/de basse température est inutile s'il n'y a pas d'utilisation supplémentaire de la vapeur additionnelle produite. Les options pour utiliser cette chaleur doivent être soigneusement quantifiées et qualifiées. Les échangeurs de chaleur nécessitent de l'espace. L'identification et l'utilisation ou les opportunités de synergie en dehors de la raffinerie sont parfois difficiles et nécessitent un engagement non seulement de la part de la raffinerie mais aussi de l'autre partie.

Aspect économique

Il est économiquement logique de maximiser l'intégration de la chaleur dans une installation et, en conséquence, de minimiser les besoins de réchauffement et la charge du système de refroidissement. L'intégration/la récupération de chaleur offre une occasion d'économiser sur les coûts énergétiques (50 % du coût d'exploitation total des raffineries), mais le coût des échangeurs de chaleur et des canalisations doit être pris en compte lors de l'analyse de l'intégration de chaleur.

Moteur de la mise en œuvre

L'aspect économique car elle réduit la consommation de combustible.

Installations de référence

Techniques largement appliquées dans les raffineries.

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], [118, VROM, 1999], [268, TWG, 2001]

4.10.1.4 Gestion de la vapeur

Description

Plusieurs techniques ont été envisagées :

- la vapeur utilisée pour le stripage, la génération de vide, la pulvérisation et le traçage est généralement perdue dans les eaux usées ou dans l'atmosphère. La vapeur utilisée pour la génération d'énergie électrique et/ou mécanique et pour le réchauffement est généralement récupérée sous forme de condensat dans les systèmes HP, MP et BP et récupérée dans le réservoir de stockage des condensats. La réduction de la quantité de stripping vapeur est une option permettant de réduire la génération des eaux usées. Le stripage de la vapeur est normalement utilisé pour respecter les spécifications de point d'éclair et pour améliorer le fractionnement initial et la distribution des rendements. Afin de réduire les charges d'eaux usées dans les stripeurs d'eau acide et les traitements chimiques dans les systèmes de distillats de tête, on pourrait envisager une coupe latérale des produits bruts, en particulier les coupes plus légères, en utilisant des épulseurs de coupe latérale rebouillie au lieu des stripeurs de vapeur. Cependant, la majorité de la vapeur est utilisée pour stripper le fond de la colonne, qui ne pourrait pas être rebouilli autrement, la réduction de vapeur condensée serait donc de toutes façons limitée ; par ailleurs, le stripage fonctionne beaucoup mieux dans des conditions de flux de vapeur que dans des conditions de rebouillage, car la fraction la plus volatile est distillée
- lorsque du gaz inerte comme du N_2 est disponible à un prix économique, il peut représenter une alternative à la vapeur pour les opérations de stripage, en particulier pour les extrémités plus légères
- optimiser la production de chaleur par récupération de la chaleur résiduaire dans les chaudières de récupération (CR ou cogénération) émanant des gaz de combustion chauds (comme des cheminées) et des flux de produits chauds (se rapporte aux techniques présentées dans la Section 4.10.1.3).

Avantages pour l'environnement

La réduction du stripping vapeur réduit la génération d'eaux usées. La réduction de l'utilisation d'énergie dans la production de vapeur entraînera une réduction des besoins énergétiques et par conséquent une réduction des émissions dans l'air.

Moteur de la mise en œuvre

Moteur environnemental.

Installations de référence

Des applications existent dans certaines raffineries.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000]

4.10.2 Combustibles de raffinerie: types et nettoyage

Comme mentionné ci-dessus, ce document présente une analyse détaillée uniquement des combustibles de raffinerie produits dans la raffinerie. Tandis que l'utilisation de combustibles commercialisables comme le GPL, le fioul commercial et le gasoil dans les raffineries est une technique à prendre en compte et qui peut être incluse dans ce chapitre du BREF, une telle utilisation est analysée en détail dans le BREF LCP [317, BEPRIP, 2002], qui donne aussi les niveaux d'émission qu'il est possible d'atteindre en utilisant ces combustibles.

4.10.2.1 Augmentation de l'utilisation de gaz

Description

Une alternative permettant de réduire les émissions de SO_2 , de NO_x , de CO_2 et de métaux émanant d'une raffinerie serait de remplacer ou de diminuer l'utilisation de combustible liquide de raffinerie par du GPL - souvent produit sur place -, par des gaz combustibles de raffinerie (produits par certaines techniques de conversion) ou par du gaz naturel. Cette hausse de l'utilisation de gaz est généralement accompagnée d'un système d'équilibre et de contrôle de la recirculation des gaz de combustion entre les limites de pression adaptées pour donner la flexibilité du système, avec des appoints disponibles grâce aux combustibles propres comme le GPL ou le gaz importé. Dans ces cas, des contrôles de pointe pour optimiser la performance de la recirculation des gaz de combustion sont nécessaires.

Avantages pour l'environnement

Un passage complet à une raffinerie 100 % au gaz réduirait les émissions de SO_2 jusqu'à 99 %, les émissions de CO_2 de 30 à 38 % et les émissions de NO_x de 30 à moins de 50 %. Les dégagements de

métaux lourds seraient aussi diminués. De plus, l'utilisation de gaz génère très peu de poussière et de très faibles émissions de SO_2 , car les gaz de raffinerie sont généralement nettoyés dans les épurateurs aux amines (voir section suivante). Les émissions de soufre sont significativement inférieures lorsque du gaz combustible de raffinerie propre est utilisé à la place d'un distillat comme le gasoil automobile, c'est-à-dire de 10 à 20 fois mieux que les fiouls classiques à faible teneur en soufre (1 %). Du fait des faibles concentrations en SO_2 dans les gaz de combustion des chaudières au gaz, les températures d'émission à la cheminée peuvent être abaissées à 150 °C (la corrosion du point de rosée est moins une contrainte, voire plus du tout). Une température des gaz de combustion inférieure représente une différence en terme de rendement énergétique et une réduction inhérente des émissions de CO_2 . Les combustibles gazeux dégagent généralement moins de NO_x par unité d'énergie par rapport aux combustibles liquides, en particulier les combustibles liquides de raffinerie. Pour les combustibles gazeux, généralement seul le NO_x thermique est adapté. Le brûlage d'huile entraîne normalement des niveaux plus élevés de dégagements de NO_x pour plusieurs raisons, en particulier du fait du NO_x combustible provenant de la teneur en azote, de la nécessité d'équilibrer les dégagements de NO_x et de particules et des exigences fréquentes de conception de combustion au gaz. Des informations plus détaillées sur les valeurs d'émission qu'il est possible d'atteindre sont fournies dans le Tableau 4.15 et le Tableau 4.21.

En résumé, les avantages d'un passage à une raffinerie alimentée 100 % au gaz sont :

- les émissions de SO_2 seront réduites à zéro dans l'unité unique et, pour la raffinerie globale, elles seront données par les émissions émanant d'autres sources (celles émanant du gaz de raffinerie, de la SRU, de l'unité de FCC, de la torche, etc. sont très faibles).
- les émissions de particules y compris les métaux lourds seront réduites
- le NO_x sera réduit à des niveaux classiques de la combustion au gaz naturel avec des techniques de production d'énergie et, par conséquent, les autres sources comme les craqueurs catalytiques deviendront des émetteurs prédominants dans la raffinerie
- on atteint une réduction des émissions de CO_2 principalement du fait de la faible teneur en carbone du gaz, de sa valeur calorifique plus élevée et de l'efficacité plus élevée qu'il est possible d'atteindre (les gaz de cheminée peuvent être encore refroidis davantage).

Effets croisés

Il est reconnu que le remplacement du combustible résiduaire par du gaz entraînera un surplus supplémentaire de résidus, qui doit être pris en compte pour toute solution intégrée dans un système de combustible d'une raffinerie. Il est possible que ces combustibles résiduaires soient mal brûlés hors de la raffinerie, les émissions alors produites peuvent donc être considérées comme un transfert des émissions vers l'extérieur de la raffinerie. De plus, la conversion des fractions lourdes en produits légers et les objectifs des spécifications de teneur en soufre plus faible des combustibles nécessitent une énergie supplémentaire considérable. Cela entraînera une hausse inévitable des émissions de CO_2 . En première approximation, les émissions de NO_x peuvent être amplifiées par l'utilisation d'hydrogène et de combustibles résiduaires contenant de l'azote fixé dans le combustible. Les combustibles à forte teneur en hydrogène entraînent des températures de flamme plus élevées, qui provoquent généralement des niveaux de NO_x plus élevés. Bien que tout l'azote combustible ne finisse pas sous forme d'émissions de NO_x , les contributions du NO_x combustible peuvent varier de non existantes, comme dans le cas d'équipements alimentés au gaz naturel, à plusieurs fois la contribution de NO_x thermique des équipements pour les combustibles de raffinerie. Le gaz combustible de raffinerie peut contenir des amines (composés azotés) et d'autres composés. De plus amples informations sur les techniques de conversion des fractions lourdes en gaz combustible de raffinerie sont fournies dans la Section 4.10.3.5, les sections sur la cokéfaction et les procédés d'hydroconversion.

Données d'exploitation

Le passage du combustible liquide au combustible gazeux nécessiterait des modernisations du procédé et des connexions au réseau d'approvisionnement en gaz.

Applicabilité

Certains gaz sont utilisés localement, c'est-à-dire dans le procédé d'origine ou dans un procédé adjacent, mais la majorité des raffineries utilisent une canalisation de distribution du gaz de combustion recirculé courante dans laquelle la majorité du gaz de combustion recirculé est injectée et transférée aux utilisateurs de gaz. Dans une raffinerie moderne, la canalisation de distribution du gaz de combustion recirculé est soigneusement « équilibrée » en termes d'offre et de demande ; la flexibilité nécessaire est obtenue par contrôle de la production (c'est à dire débit du reformeur, évaporation du GPL). Le lien au réseau-torche de la raffinerie est important et le gaz de combustion recirculé inclura normalement du gaz reçu de la récupération de gaz de torchère. Il peut aussi libérer les excédents de gaz dans la torche si la pression limite supérieure est dépassée. L'application des concepts de conservation de l'énergie (voir Section 4.10.1) peut aider les raffineries à satisfaire leurs besoins grâce à du gaz de raffinerie produit en interne.

Aspect économique

Le coût du passage au gaz peut atteindre 30 millions EUR par an pour une raffinerie de 10Mt/an.

Utilisation du GPL au lieu du fioul : L'investissement approximatif est faible (quelques unités de reburning) et le coût d'exploitation approximatif est de 120 EUR par an par tonne de combustible (coût différentiel entre le GPL et le fioul). Cependant, les coûts d'exploitation peuvent varier de manière significative, en fonction de la saison, de l'année et du prix du GPL sur le marché.

Utilisation du gaz naturel au lieu du fioul : L'investissement approximatif d'une installation est d'environ GBP 4 millions. Le coût d'exploitation approximatif peut varier de moins de 50 EUR par an par tonne à plus de 100 EUR par tonne (coût différentiel entre le gaz naturel et le fioul). De même, le coût d'exploitation peut varier de manière significative, en fonction de la saison, de l'année et du marché.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de CO₂, de NO_x, de SO₂ et de particules (y compris les métaux).

Installations de référence

La quantité de gaz de raffinerie et de gaz naturel brûlée par les raffineries européennes représente généralement 60 à 100 % (en termes de mégawatts brûlés). Cependant, les données provenant des raffineries européennes uniques montrent que la quantité de fioul lourd brûlé peut approcher les 60 %.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [292, HMIP UK, 2000], [317, BEPRIP, 2002], [249, BMUJF, 1999], [268, TWG, 2001]

4.10.2.2 Décontamination des gaz combustibles de raffinerieDescription

Certains gaz combustibles de raffinerie peuvent ne pas contenir de soufre à la source (c'est-à-dire émanant des procédés de reformage catalytique et d'isomérisation) ou peuvent contenir du soufre à la source (la plupart des autres procédés, c'est-à-dire émanant des procédés de distillation de brut, de craquage et de tous les procédés d'hydrodésulfuration). Dans ce dernier cas, les écoulements de gaz sont normalement traités par une purification aux amines pour éliminer le H₂S avant d'être libéré dans le système de gaz combustibles de raffinerie. De plus amples informations sur les épurateurs aux amines sont fournies dans la Section 4.23.5.1.

Avantages pour l'environnement

Les gaz combustibles de raffinerie traités aux amines peuvent être contrôlés à des niveaux de 20 à 200 mg de H₂S/Nm³, ce qui permettra d'atteindre un niveau de dégagement compris entre 5 et 25 mg/Nm³ de SO₂ à 3 % de O₂ dans les gaz de combustion.

Effets croisés

Possibilité de goulot d'étranglement dans le système de purification aux amines. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.1.

Données d'exploitation

Voir Section 4.23.5.1.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Voir Section 4.23.5.1.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit la teneur en soufre des gaz de combustion de raffinerie.

Installations de référence

Le traitement des gaz combustibles de raffinerie dans les épurateurs aux amines est couramment utilisé dans toutes les raffineries.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000]

4.10.2.3 Hydroraffinage des combustibles liquides de raffinerie

Description

La teneur en azote, en soufre, en particules et en métaux du combustible utilisé dans les raffineries est déterminée par le pétrole brut qui est utilisé à la raffinerie et par les unités de procédé qu'il traverse. Les flux de combustible liquide de raffinerie proviennent des divers procédés comme les unités de distillation du pétrole brut, la distillation sous vide, le craquage thermique, le craquage catalytique et l'hydrocraquage des résidus. À l'exception de ce dernier, la teneur en soufre de ces résidus peut uniquement être contrôlée par le choix de l'intermédiaire. En général, le combustible liquide de raffinerie peut être composé de l'une ou de plusieurs des fractions mentionnées ci-dessus et la teneur en soufre peut largement varier. Le Tableau 4.13 présente la teneur en soufre de différentes fractions adaptées à l'utilisation comme combustible liquide de raffinerie.

Fraction adaptée à l'utilisation comme combustible liquide de raffinerie	Origine du pétrole brut	S (%)	N (%)	Teneur en métal (%)
Résidus atmosphériques	Mer du Nord	0,6 – 1,1	0,03 – 0,32	0,03 – 0,06
Résidus atmosphériques	Moyen-Orient	2,3 – 4,4		0,04 – 0,06
Résidus sous vide	Mer du Nord	1,1 – 1,8	0,18 – 0,58	
Résidus sous vide	Moyen-Orient	3,6 – 6,1		0,07 – 0,13
Résidus craqués	Moyen-Orient	3,5 – 6,5		

Tableau 4.13 : Teneur en soufre, en azote et en métal de fractions adaptées à l'utilisation comme combustibles liquides de raffinerie

L'hydroraffinage des combustibles peut réduire la teneur en soufre, en azote et en métal des fractions de raffinerie. L'hydroraffinage des combustibles liquides peut réduire la teneur en soufre à 0,03 – 1 %. Pour de plus amples informations sur les hydroraffinages, voir la Section 2.13. Cette technique constitue un changement opérationnel de pré-combustion, traitant la charge avant qu'elle ne soit utilisée.

Avantages pour l'environnement

L'hydroraffinage de charge des combustibles réduit la teneur en azote, en soufre et en métal de la charge, qui à son tour réduit les émissions de SO₂, de NO_x et de particules. Il a été calculé que, en passant à un fioul à teneur en soufre de 1 % ou moins, les raffineries du RU peuvent réduire les émissions de SO₂ de 19 à 64 %. Un autre avantage du passage au combustible à faible teneur en soufre est qu'il réduit la perte de chaleur dans la cheminée de gaz de combustion (investissement dans des échangeurs de chaleur supplémentaires ou en surface d'échangeur de chaleur à entreprendre) car la corrosion du point de rosée est réduite au maximum ou n'est plus une contrainte.

Effets croisés

L'hydroraffinage des combustibles est un procédé très intensif en énergie. De plus, des eaux d'effluent et des déchets (catalyseur usé) sont générés (voir Section 3.13).

Données d'exploitation

Des informations sur la performance et la consommation des hydroraffinages sont fournies dans les Sections 2.13 et 3.13.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Un hydrosulfurage sévère est très coûteux, augmentant le coût du combustible liquide de raffinerie. Le Tableau 4.14 présente un exemple de coût de procédé de désulfuration du combustible liquide de raffinerie.

Capacité de la raffinerie	5 Mt/an
Combustibles utilisés dans la raffinerie	120 000 t/an de combustibles liquides de raffinerie 180 000 t/an de combustibles liquides de raffinerie
Volume des gaz de combustion émis	$1,68 \times 10^9$ Nm ³ /an
Emissions de soufre	5 000 mg/Nm ³ (pour les combustibles liquides de raffinerie avec 3 % de S) représentant 8 400 t/an 750 mg/Nm ³ avec hydrosulfurage
Rendement de la désulfuration	Jusqu'à 85 %
Investissement (EUR)	100 à 300 millions
Coûts d'exploitation (EUR/an)	20 à 50 millions

Tableau 4.14 : Aspect économique de la désulfuration de combustible liquide de raffinerie

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de soufre et d'oxyde d'azote.

Installations de référence

La quantité de gaz de raffinerie brûlé par des raffineries par rapport au combustible liquide, en termes de mégawatts brûlés, est généralement de 60 % de gaz de raffinerie pour 40 % de combustible liquide de raffinerie. Cependant, les données provenant des registres publics en 1996 au RU montrent que, dans certaines raffineries, la quantité de fioul lourd brûlé peut approcher les 60 %.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [292, HMIP UK, 2000], [118, VROM, 1999], [248, Ademe, 2001]

4.10.3 Technique de production d'énergie

Tous les types de techniques de production d'énergie existant dans les raffineries sont inclus ici. Cependant, les niveaux d'émission associés à chaque technique sont différents de ceux inclus dans le Chapitre 3 de ce document, car seuls de bons niveaux de performance sont inclus dans cette section. Les techniques de prévention des émissions qui découlent de ces techniques de production d'énergie sont également incluses.

4.10.3.1 Fours et chaudières

Description

Les mesures primaires prises en compte dans cette section pour les fours et les chaudières sont (voir aussi BREF LCP) :

- l'installation de préchauffeurs d'air de combustion, qui augmenteraient l'efficacité du four de manière significative (plus de 5 %)
- l'optimisation du fonctionnement du four, et donc de l'efficacité de combustion, par un contrôle avancé des opérations variables (rapport air/combustible pour le mélange de combustibles, évitement des pertes sensibles de chaleur en optimisant l'excédent d'air).
- une conception du réchauffeur/de la chaudière à rendement thermique élevé avec de bons systèmes de contrôle (comme le rejet d'oxygène)
- une réduction maximale des pertes de chaleur par radiation ou dans les rejets gazeux (comme une réduction maximale des pertes de chaleur dans les gaz non brûlés (H₂, CO)) ou dans les résidus non brûlés (perte au feu)
- un contrôle continu de la température et de la concentration d'O₂ dans les gaz de combustion pour une optimisation de la combustion. Le contrôle du CO peut aussi être envisagé
- une pression élevée de la chaudière
- un préchauffage du combustible alimentant les chaudières
- un préchauffage de l'eau d'alimentation de la chaudière par de la vapeur (voir aussi la Section 4.10.3.2)
- une prévention de la condensation des rejets gazeux sur les surfaces
- une réduction maximale des besoins propres grâce à des pompes à efficacité élevée, à des événements et à d'autres équipements
- une optimisation des conditions de combustion (dans la Section 4.15.2)

- Les techniques de contrôle des émissions de CO sont :
 - une exploitation et un contrôle corrects
 - une livraison constante de combustibles liquides dans le système de chauffage secondaire
 - un bon mélange des rejets gazeux
 - une post-combustion catalytique.

Avantages pour l'environnement

Les chaudières et les fours chauffés génèrent des émissions substantielles de CO₂, de SO₂, de NO_x et de particules, en particulier lorsque du fioul lourd est utilisé. Les chaudières à gaz génèrent très peu de poussière et de très faibles émissions de SO₂, lorsque les gaz de raffinerie sont nettoyés dans les épurateurs aux amines. Les émissions de NO_x sont également bien inférieures à celles des chaudières au mazout. Du fait des faibles concentrations en SO₂ dans les gaz de combustion des chaudières au gaz, les températures d'émission à la cheminée peuvent être abaissées à 150 °C. Une température des gaz de combustion inférieure représente une différence en termes de rendement énergétique et une réduction inhérente des émissions de CO₂.

Le Tableau 4.15 et le Tableau 4.20 présentent les niveaux d'émission qu'il est possible d'atteindre lorsque des mesures primaires sont mises en œuvre dans les fours et les chaudières pour chacun des polluants de l'air. D'autres mesures, comme une faible teneur en NO_x, une désulfuration des gaz de combustion et autres sont couvertes plus loin dans ce chapitre. Les valeurs dans les tableaux sont données en mg/Nm³ en opération continue (valeurs semi-horaires) et basées sur un volume de 3 % d'oxygène dans les gaz résiduels, sauf indication contraire. Gaz : les valeurs inférieures de la fourchette fournie ci-dessous se rapportent à la combustion au gaz naturel. Combustible liquide de raffinerie : résidus thermiques craqués, résidus sous vide, etc.

	Gaz	Combustible liquide de raffinerie
Fours de procédé	5 – 80	20 - 100
Chaudières	5 – 80	20 - 100
Moteurs	10 – 150	

Tableau 4.15 : Emissions de CO attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux

	Gaz	Combustible liquide de raffinerie
Fours de procédé	2,75 – 3	3,2 – 3,3
Chaudières	2,75 – 3	3,2 – 3,3
Valeurs en kg de CO ₂ par kg de combustible Voir le Tableau 3.47.		

Tableau 4.16 : Emissions de CO attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux

	Gaz	Combustible liquide de raffinerie	
		0,3 % de N	0,8 % de N
Fours de procédé	70 - 150	280 - 450	280 - 450
Chaudières	100 - 300	300 - 450	350 - 600
Moteurs	250 - 400		

Tableau 4.17 : Emissions de NO_x attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux

	Gaz	Combustible liquide de raffinerie
Fours de procédé	<5	20 - 250
Chaudières	<5	20 - 250

Tableau 4.18 : Emissions de particules attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux

Métaux (As, Pb, Cd, Cr, Co, Ni, V et leurs composants) (donné comme la somme des éléments)	Gaz	Combustible liquide de raffinerie
Fours de procédé	0	5 - 10
Chaudières	0	5 - 10

Tableau 4.19 : Emissions de métaux attendues des fours et des chaudières avec un brûleur et une conception optimaux

	Gaz	Combustible liquide de raffinerie		
		0,2 % de S	1 % de S	3 % de S
Fours de procédé	5 - 100	350	1 700	5 000
Chaudières	5 - 100	350	1 700	5 000

Tableau 4.20 : Emissions de SO_x prévues des fours et des chaudières

Effets croisés

Les préchauffeurs d'air augmentent généralement la production de NO_x.

Données d'exploitation

Les réchauffeurs et les chaudières au gaz atteignent normalement des rendements thermiques de plus de 85 %. Si le préchauffeur d'air est appliqué et que les produits de combustion (gaz de combustion) sont refroidis à proximité de leur point de rosée, le rendement thermique peut atteindre 90 – 93 %.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Besoins du procédé en chaleur et en vapeur.

Installations de référence

Chaque raffinerie contient plusieurs fours et chaudières de différentes tailles.

Littérature de référence

[117, VDI, 2000], [195, The world refining association, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [317, BEPRIP, 2002], [249, BMUJF, 1999], [297, Italy, 2000], [118, VROM, 1999], [268, TWG, 2001]

4.10.3.2 Production et réutilisation de l'eau d'alimentation de chaudière (EAC)

Description

Les techniques à prendre en considération pour la production et la réutilisation de l'EAC sont :

- 1) le réservoir de condensats est généralement équipé d'un système de détection d'huile et d'un dispositif d'écumage de l'huile
- 2) pour éviter la corrosion dans les systèmes de condensats et de vapeur, les dioxydes d'oxygène et de carbone sont éliminés dans des désaérateurs, et des éliminateurs d'oxygène et des inhibiteurs de corrosion sont ajoutés. Pour un conditionnement supplémentaire de l'EAC, des agents de dispersion, alcalins et parfois anti-moussant sont dosés
- 3) une réduction maximale des pertes de chaleur par les gaz de combustion (gaz non brûlés, comme le H₂, le CO), par les résidus (perte au feu), par les cendres et les mâchefers, par radiation thermique
- 4) un préchauffage de l'eau d'alimentation de la chaudière (dans le désaérateur) grâce à la chaleur résiduaire
- 5) une réduction des besoins propres en énergie dans la production de l'EAC
- 6) une production de l'eau d'alimentation de chaudière : les techniques courantes sont l'échange d'ions, la microfiltration et l'osmose inverse. Contrairement aux techniques d'échange d'ions, les procédés de membrane ne génèrent pas d'eaux usées contenant de grandes quantités de sels. Les techniques qui génèrent des résidus recyclables devraient être préférées (comme les dépôts contenant du fer). L'utilisation préférée de produits chimiques non toxiques pour la préparation de l'eau, qui sont facilement dégradés par les microorganismes. L'utilisation d'agents de floculation sans huile minérale. L'utilisation de produits chimiques sans composés organiques chlorés ou avec une faible teneur en composés organiques chlorés. Rejet des composés suivants : l'EDTA (et composés homologues) et leurs sels : les acides amino-poly-carboniques et leurs sels ; les composés organométalliques ; les chromates, les nitrites, les polyélectrolytes organiques avec une teneur en monomère supérieure à 0,1 % w/w. Le traitement des eaux usées provenant de la préparation de l'eau d'alimentation de la chaudière dans une station d'épuration bien conçue, en particulier dans le cas de

- régénérats qui contiennent de grandes quantités de NH_3 dérivé de la récupération de condensat en appliquant l'échange d'ions. [317, BEPRIP, 2002]
- 7) un conditionnement de l'eau d'alimentation de la chaudière : une bonne exploitation est une opération combinée avec dosage d'oxygène : le pH est ajusté dans un milieu alcalin par addition d'ammoniac et une petite quantité d'oxygène est ajoutée. Avec cette mesure, l'addition d'hydrazine (qui est considérée comme une substance carcinogène), peut être évitée et la demande en ammoniac diminue. De plus, une couche protectrice de magnétite et d'hématite se forme sur la surface interne des canalisations, qui devient moins dure, et fait alors baisser la chute de pression dans les canalisations et augmente la demande énergétique des pompes. Les eaux usées provenant du conditionnement de l'eau doivent être neutralisées et traitées dans une station d'épuration bien conçue [317, BEPRIP, 2002].
- 8) un réchauffement répété de la vapeur

Avantages pour l'environnement

Le condensat de l'EAC à une teneur en polluant très faible. La réduction de l'utilisation réelle de l'eau du fait d'une réutilisation constitue l'avantage environnemental le plus significatif.

Effets croisés

Un biotraitement peut être nécessaire si des inhibiteurs anti-moussants sont utilisés. Les inhibiteurs de corrosion ne sont pas biodégradables dans la station d'épuration.

Données d'exploitation

L'EAC ne doit pas être recyclée, ni acheminée vers le dessaleur.

Applicabilité

Lorsque la réutilisation de l'eau du condensat comme eau d'alimentation du désaérateur ou pour préchauffer l'EAC est appliquée, dans certains cas, lorsque le condensat et le désaérateur sont situés loin l'un de l'autre, son intégration n'est pas toujours possible pour des raisons économiques.

Aspect économique

La disponibilité spécifique au site et l'aspect économique déterminent le choix de la source de l'EAC.

Moteur de la mise en œuvre

La production d'EAC est nécessaire à la production de vapeur dans les chaudières.

Installations de référence

La production d'EAC est, dans une certaine mesure, réalisée dans les raffineries.

Littérature de référence

[327, Broughson,], [317, BEPRIP, 2002], [316, TWG, 2000], [268, TWG, 2001]

4.10.3.3 Turbines à gaz

Description

Une description des turbines à gaz est fournie dans le BREF LCP [317, BEPRIP, 2002]. Une brève description est aussi fournie dans la Section 2.10. Certaines techniques qui peuvent s'appliquer aux turbines à gaz afin de réduire les émissions dans l'air sont listées ci-dessous :

- injection de vapeur
- turbines à gaz avec rejet gazeux comme air de combustion
- transformation optimisée de la vapeur en énergie électrique (différence de pression la plus élevée possible dans la turbine à vapeur, génération de vapeur sous température et pression élevées, réchauffement multiple de la vapeur)
- d'autres techniques primaires comme les brûleurs à bas NO_x par voie sèche sont incluses dans les sections suivantes (voir la Section 4.10.4 à 4.10.6).
- utilisation de turbines à efficacité élevée, en optimisant, par exemple, la conception des turbines, et réduction de la tension de vapeur de sortie dans la turbine à contre-pression autant que possible d'un point de vue technique.

Avantages pour l'environnement

Le Tableau 4.21 résume les niveaux d'émission qui peuvent être obtenus avec l'application des techniques ci-dessus dans des turbines à gaz.

Polluant	Gas ¹ en g/GJ	Combustible liquide de
----------	--------------------------	------------------------

	(mg/Nm ³)	raffinerie (mg/Nm ³)
CO	(< 30)	< 50
CO ₂	n.d.	n.d.
NO _x (comme NO ₂) à 15 % de O ₂	15 – 130 ³ (30 - 200) 240 – 700 ³ sans mesure primaire	250 – 450 200 avec injection d'eau
Particules (à 15 % de O ₂)	(<2)	<10 - 100 sans réduction <5 - 30 sans réduction
SO _x (comme SO ₂)	n.d.	n.d.
1 la fourchette la plus basse se rapporte à la combustion au gaz naturel		
2 Gasoil/jet oil		
3 La fourchette dépend du type de turbine à gaz		

Tableau 4.21 : Emissions dans l'air attendues des turbines à gaz avec une conception optimaleEffets croisés

L'injection de vapeur produit généralement des émissions de CO et d'hydrocarbures plus élevées. De la vapeur devrait être produite si elle n'est pas disponible dans la raffinerie.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Injection de vapeur appliquée à une turbine de 85 MWe de production. Des émissions incontrôlées de NO_x de 500 mg/Nm³ à 15 % de O₂. Abaissées à 50 – 80 mg/Nm³ à 15 % de O₂. Coût d'investissement (1998) de 3,4 millions EUR (incluant le coût de production de la vapeur). Coût d'exploitation : 0,8 million EUR (exclut les charges de capital).

Moteur de la mise en œuvre

Technique de procédé utilisée pour la production d'électricité.

Installations de référence

De nombreux exemples existent dans les raffineries. Un certain nombre de raffineries ont installé, ou installent actuellement, des turbines à gaz à cycle mixte, conçues pour produire de la vapeur et de l'énergie pour la raffinerie. Cela est généralement réalisé pour remplacer tout ou une partie de l'installation de chaudières au fioul, pour réduire les coûts d'exploitation et pour diminuer la dépendance en d'autres générateurs d'énergie.

Littérature de référence

[45, Sema et Sofres, 1991], [118, VROM, 1999], [115, CONCAWE, 1999].

4.10.3.4 Centrales de cogénération (CHP)Description

Une brève description est fournie à la Section 2.10.

Avantages pour l'environnement

Pour la combinaison de raffinerie/générateurs d'autres énergies, la consommation d'énergie et les émissions de CO₂ seront réduites par l'application d'un concept de cogénération. Au niveau des générateurs d'autres énergies, la consommation de combustibles et toutes les émissions associées seront réduites mais, à la raffinerie, la consommation de combustible et les émissions peuvent augmenter. Une raffinerie qui génère ses propres vapeur et électricité (pas d'import depuis le générateur d'autres énergies) peut tirer avantage de la cogénération (renforcée). Dans ces cas, l'effet environnemental de la réduction de l'utilisation de combustible et de ses émissions associées revient complètement à la raffinerie.

Effets croisés

Aucun effet croisé n'a été identifié.

Données d'exploitation

La majorité des turbines nécessite un mélange de combustibles particulièrement stable afin de s'assurer de la stabilité de la flamme et ces turbines sont élémentairement conçues pour brûler du gaz naturel. Les composants de gaz combustibles de raffinerie peuvent varier considérablement, en particulier lorsqu'un surplus d'hydrogène est produit, comme lorsqu'une unité d'hydrorafinage est temporairement hors service, entraînant un excès d'hydrogène envoyé au système de gaz combustible. Cependant, ces

problèmes peuvent généralement être résolus, jusqu'à une limite d'environ 70 % d'hydrogène dans le combustible.

Applicabilité

Généralement applicable. Le concept de cogénération de vapeur et d'énergie peut aussi s'appliquer aux chaudières chauffant par exemple des combustibles liquides de raffinerie. Il peut être conçu pour générer de la vapeur sous haute pression et pour laisser la pression chuter dans un détendeur/turbogénérateur. Les économiseurs et l'optimisation du contrôle de l'air dans le combustible sont aussi des techniques applicables aux centrales de cogénération.

Moteur de la mise en œuvre

Production de vapeur et d'énergie à utiliser dans la raffinerie ou en dehors de cette dernière.

Installations de référence

Certaines raffineries ont installé, ou installent actuellement, des turbines à gaz à cycle mixte ou de chaleur et d'électricité combinée (cogénération), conçues pour produire de la vapeur et de l'énergie pour la raffinerie. Cela sert généralement réalisé pour remplacer tout ou une partie de l'installation des chaudières au fioul, pour réduire les coûts d'exploitation et pour diminuer la dépendance en d'autres générateurs d'énergie.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999]

4.10.3.5 Gazéification des huiles lourdes ou du coke (CCGI)

Description

Le cycle combiné à gazéification intégrée (CCGI) est une autre technique et son but est de produire de la vapeur, de l'hydrogène (optionnel) (voir Section 2.14) et de l'énergie électrique à partir d'une diversité de types de combustibles de faible grade avec une efficacité de conversion la plus élevée possible. De plus amples informations sont fournies dans la Section 2.10.

Avantages pour l'environnement

Les gaz de synthèse produits dans ce procédé ont une teneur en soufre variant de 0,01 à 0,05 % et pourraient être utilisés comme gaz combustibles de raffinerie pour la production d'hydrogène, de combustible et de produits chimiques. L'eau contenant des particules de suie est filtrée et le gâteau de filtration est soumis à un procédé de brûlage contrôlé. Le procédé est en principe autothermique, la chaleur de combustion étant suffisante pour évaporer la teneur en humidité du gâteau de filtration.

Le CCGI est un procédé hautement intégré et efficace qui peut fournir de l'énergie, de l'hydrogène et de la vapeur. De plus, il offre en principe une évacuation acceptable pour les résidus lourds et les intermédiaires ou même les dépôts de raffinerie, à condition que ces derniers correspondent à moins de 1 % de la charge. Les systèmes de décontamination des gaz chauds présentent un potentiel d'augmentation de l'efficacité du système et des coûts du système plus bas. Les émissions atteintes dans l'atmosphère à partir de ce système sont : 50 mg/Nm³ de SO₂, 65 mg/Nm³ de NO_x à 3 % de O₂, 5 mg/Nm³ de particules et de 10 à 30 mg/Nm³ de monoxyde de carbone.

Les émissions émanant du CCGI indiquent une baisse significative par rapport aux centrales classiques de vapeur/énergie. La concentration en SO₂ dans les dégagements de la raffinerie est réduite de 80 % mais les émissions de CO₂ augmentent.

L'utilisation de flux de sous-produit et de résidus pour satisfaire les besoins en combustibles des raffineries ne peut pas être uniquement rentable, mais est aussi bénéfique à l'environnement grâce à l'utilisation de ce qui autrement serait un flux de déchets de raffinerie et qui serait brûlé sans récupération de la teneur énergétique.

Effets croisés

Dans certains cas, des difficultés peuvent se présenter dans le brûlage du gaz à faible valeur calorifique produit. L'effluent d'eau est normalement acheminé vers une station d'épuration de la raffinerie. Il peut contenir des quantités significatives de métaux comme du V, du Cr ou du Ni et des HAP.

Données d'exploitation

Les besoins de l'infrastructure pour les procédés de gazéification varient entre 1 800 et 4 900 kWh/t d'énergie et 1 140 kg/t de consommation de vapeur. Le produit de suie est d'environ 50 à 75 % w/w de

résidus de V_2O_5 , qui peuvent être vendus aux récupérateurs de métal. Le complexe CCGI est aussi équipé de tous les systèmes auxiliaires nécessaires, incluant l'eau de refroidissement (système mixte avec un circuit ouvert d'eau de mer pour les utilisateurs importants et avec un circuit fermé d'eau propre pour les autres utilisateurs), la demie-eau, l'air, l'azote, les réseaux de gaz combustibles et d'eau, les extincteurs d'incendie, une torche, une capacité de stockage, une distribution électrique, des bâtiments, etc.

Le CCGI est une technique à forte flexibilité lors des opérations de démarrage, d'interruption et de charge partielle, en fonction du niveau d'intégration des différentes sections. Généralement, les systèmes qui utilisent des équipements d'échangeur de chaleur sont plus efficaces que ceux utilisant un refroidissement par trempe ; cependant, l'investissement nécessaire au système avec échangeur de chaleur est plus élevé et un risque de salissure existe. La manipulation de la suie et du gâteau de filtration doit être effectuée avec soin pour éviter la poussière (même à 80 % d'humidité) à cause des propriétés toxiques des résidus.

Applicabilité

Cette technique peut être considérée comme une approche alternative à l'élimination du soufre en utilisant un hydrosulfurage de charge (voir Section 4.10.2.3). Au cours des opérations habituelles de raffinerie, les gazogènes de la centrale de CCGI peuvent convertir presque tous les résidus de raffinerie (résidus atmosphériques, résidus sous vide, brais viscoréduits ou thermiques, etc.) en chaleur et en énergie. Ces intermédiaires peuvent avoir une teneur en soufre élevée.

Aspect économique

Le Tableau 4.22 présente les aspects économiques de deux exemples de CCGI appliqués dans des raffineries européennes.

Capacité de la raffinerie	5	Mt/an
Certaines caractéristiques de la raffinerie sont :		
Combustibles utilisés dans la raffinerie	120 000 de combustibles liquides 180 000 de combustibles gazeux	t/an
Volume des gaz de combustion générés dans la raffinerie	$1,68 \times 10^9$	Nm ³ /an
Emissions de SO _x (comme SO ₂) avant application du CCGI	5 000 (pour les combustibles liquides de raffinerie avec 3 % de S)	mg/Nm ³
Quantité d'émission de SO _x émise	8 400	t/an
Efficacité du procédé mesurée en teneur en soufre du combustible gazeux	0,01	%
Investissement	200 - 400	(millions EUR)
Coût d'exploitation	20 - 40	millions EUR/an

Taille de la centrale de CCGI	280	MW
Rendement net de cogénération	47,2	%
Investissement	648	(millions EUR)
Caractéristiques des intermédiaires utilisés	Densité : 1,05 – 1,1	kg/dm ³
	Viscosité : 100 - 3500	cts à 150 °C
	Soufre : 3,5 - 7	%
	Métaux : 300 - 800	ppm
	Pouvoir calorifique : 8 800 – 9 200	kcal/kg

Tableau 4.22 : Aspects économiques de deux exemples de centrales CCGI dans des raffineries européennes

Installation(s) de référence :

Le concept de CCGI en tant que tel est une application technique assez récente dans les centrales énergétiques. Les principales sections d'une centrale CCGI, c'est-à-dire la gazéification, la séparation de l'air, le nettoyage du gaz et le cycle combiné sont des techniques bien connues qui ont déjà été utilisées pour des applications différentes et avec des intermédiaires différents. L'intégration (le « I » de CCGI) est, cependant, une idée plus récente. La gazéification du pétrole est un procédé qui a été appliqué pendant de nombreuses années. La gazéification des résidus lourds, selon les principes de la CCGI, est plutôt récente. Au moins quatre centrales de CCGI sont déjà en service dans les raffineries européennes et quelques autres sont en phase de conception/construction. La gazéification du charbon, en appliquant également le concept de CCGI, est aussi récente et quelques centrales sont en service.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [297, Italy, 2000], [320, Italy, 1996]

4.10.3.6 Chaudière à lit fluidisé

Description

Une méthode alternative d'élimination des huiles résiduelles lourdes ou du coke de pétrole est la combustion dans une chaudière à lit fluidisé avec injection de calcaire pour la capture du soufre.

Avantages pour l'environnement

Environ 90 % de la teneur en soufre du combustible sont capturés et environ 50% du calcium du calcaire sont utilisés dans l'absorption du soufre.

Effets croisés

Le sulfate de calcium en résultant, l'oxyde de calcium non converti, le nickel et le vanadium présents dans le combustible sont libérés par la chaudière sous forme de résidus solides qui peuvent être utilisés comme granulats pour routes ou éliminés dans une décharge.

Cependant, de tels schémas ont une performance de capture du soufre inférieure à celle de la gazéification et ils ne proposent pas l'option de production d'hydrogène. Il pourrait aussi y avoir des objections environnementales à l'exploitation minière, au transport du calcaire et à l'élimination des résidus. C'est pour cela que la gazéification peut être en général plus attirante à long terme.

Applicabilité

Une combinaison de chaudières à lit fluidisé et de désasphaltage du solvant en amont ou d'une cokéfaction retardée peut être une solution rentable pour les raffineries ayant une capacité d'unité de FCC existante et des manques en vapeur/énergie.

Aspect économique

Généralement moins cher que la gazéification.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la génération de déchets solides.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999]

4.10.4 Techniques de réduction et de contrôle des oxydes d'azote

Les techniques de réduction des émissions de NO_x entrent dans deux grandes catégories. Les techniques primaires incluent des techniques de contrôle du NO_x, comme les changements opérationnels de précombustion et les modifications de combustion. Les techniques secondaires incluent les traitements des gaz de post-combustion ou les techniques de réduction du NO_x. De plus amples informations sur les techniques de réduction du NO_x sont fournies dans la Section 4.23.3. Les techniques primaires et secondaires sont traitées dans cette section. Les types de techniques de réduction et de contrôle du NO_x à prendre en compte dans les systèmes énergétiques sont résumés dans le Tableau 4.23.

Types de techniques	Réchauffeurs en fonctionnement	Chaudières	Turbines à gaz
Mesures primaires (techniques de contrôle)	brûleurs à bas NO _x Brûleurs ultra bas NO _x Reburning	Recirculation des gaz de combustion Brûleurs ultra bas NO _x Brûleurs bas NO _x Reburning	Chambres de combustion bas NO _x par voie sèche Injection de vapeur Injection d'eau Chambres de combustion bas NO _x
Mesures secondaires (techniques de réduction)	RSC RSNC	RSC RSNC	RSC

Tableau 4.23 : Techniques de réduction et de contrôle du NO_x considérées comme étant appliquées dans les systèmes énergétiques

4.10.4.1 Brûleurs bas NO_x

Description

Les brûleurs bas NO_x, qu'ils soient à air étage ou à combustible étage, visent à réduire le pic de température, la concentration en oxygène dans la zone de combustion primaire et le temps à température élevée, diminuant ainsi le NO_x formé thermiquement. L'étagement de l'addition de combustible peut aussi fournir un effet de « reburning », réduisant encore plus le NO_x. Les brûleurs bas NO_x ajoutent une recirculation interne des gaz de combustion aux fonctionnalités des brûleurs bas NO_x, entraînant des réductions de NO_x supplémentaires.

Avantages pour l'environnement

Les brûleurs bas NO_x atteignent des performances de réduction du NO_x de 40 à 60 % pour les combustibles gazeux et de 30 à 50 % pour les combustibles liquides. Les brûleurs bas NO_x appliqués aux appareils de production de chaleur industrielle et aux chaudières peuvent atteindre une réduction de l'ordre de 60 à 75 % des émissions de NO_x. Le Tableau 4.24 présente un résumé des niveaux d'émission qu'il est possible d'atteindre et qui sont constatées lorsque différents types de combustibles sont chauffés avec différents types de techniques de combustion et lorsque des brûleurs bas NO_x sont appliqués.

Type de combustible	Réchauffeurs à tirage naturel et forcé	Chaudières	Turbines à gaz
Gaz combustibles de raffinerie	30 - 150 (15 - 50)	30 - 150 (15 - 50)	n.d.
Combustibles liquides de raffinerie (0,3 % de N)	100 - 250 (25 - 70)	100 - 250 (25 - 70)	n.d.
Combustibles liquides de raffinerie (lourd)	150 - 400	150 - 400	n.d.

Note : Les unités sont en mg/Nm³ à 3 % de O₂ (entre parenthèses en mg/MJ)

Tableau 4.24 : Emissions de NO_x atteintes avec des brûleurs bas et ultra bas NO_x pour différents types d'équipements

Effets croisés

Pour la combustion de l'huile, il y a un lien direct entre le NO_x et les particules, c'est-à-dire que la réduction de NO_x quand la température de la flamme diminue entraînera une augmentation des particules. Pour les brûleurs à fioul bas NO_x, comme pour les brûleurs à fioul traditionnels, une réduction supplémentaire du NO_x thermique entraîne une augmentation des particules de carbone. Les émissions de CO augmentent aussi.

Données d'exploitation

Le brûlage du gaz de raffinerie avec des brûleurs ultra bas NO_x dans des conditions de tirage normal et forcé peut présenter des signes d'instabilité à certains points, en particulier lorsque le débit moyen et l'excédent d'air sont faibles. Il faut faire attention au cours de l'installation de ces brûleurs. Il est fortement recommandé de tester le brûleur pour étudier les limites de combustion avant l'installation sur le site pour une opération fiable et pour s'assurer que cette technique est applicable à ce cas particulier.

Applicabilité

L'application est directe pour les nouvelles installations de réchauffeurs et de chaudières. Certains combustibles liquides ne conviennent pas à la dernière génération de brûleurs bas NO_x et certains réchauffeurs plus anciens sont équipés de grands brûleurs à intensité élevée qui ne peuvent pas être remplacés par de nouveaux brûleurs bas NO_x . La mise en conformité des brûleurs bas NO_x dépend de la conception du four et peut être simple, difficile ou, du fait du volume accru de flamme, impossible sans changer de four. Par exemple, la longueur accrue des brûleurs bas NO_x peut restreindre l'applicabilité dans les fours construits au-dessus du sol. La réduction de NO_x dans les fours et les chaudières plus anciens peut aussi être moins efficace, principalement du fait de la nécessité d'éviter l'impact de la flamme sur les tubes de four.

Aspect économique

Les tableaux suivants présentent les aspects économiques de plusieurs applications de brûleurs bas et ultra bas NO_x dans différentes raffineries.

	Contrôle du NO_x dans les réchauffeurs et les chaudières en fonctionnement, brûlant du gaz de raffinerie mélangé dans les brûleurs bas NO_x	Chaudières brûlant du fioul résiduaire dans les brûleurs bas NO_x	Réchauffeurs brûlant du fioul résiduaire dans les brûleurs bas NO_x
Réduction à ppm à 3 % de O_2	30	150	150
Investissement (1998) (million EUR)	0,2 – 0,6	0,3 – 0,9	0,3 – 0,9
Coût d'exploitation par an (sans les charges de capital) (million EUR)	Nul	Nul – 0,02	Nul – 0,02

Capacité de la raffinerie	5	Mt/an
Consommation de combustibles	120 000 (combustibles liquides de raffinerie) 180 000 (gaz combustibles de raffinerie)	t/an
Volume des gaz de combustion	3×10^9	Nm^3/an
Efficacité des brûleurs bas NO_x	10 - 50	%
Emissions de NO_x (comme NO_2)	100 - 250	mg/Nm^3
Investissement	0,5 – 1,0	(million EUR)

Appliqué à	Investissements	Informations supplémentaires
Reburning d'un four de pétrole brut classique consistant en 40 brûleurs à tirage forcé	3,3 millions EUR (2 millions GBP)	Incluant la modernisation générale des systèmes d'air et de combustibles de combustion et des systèmes de contrôle qui seront probablement effectués en même temps par un raffineur
Remplacement de brûleurs classiques par des brûleurs bas NO _x	0,3 à 0,9 million EUR pour chaque brûleur	
Remplacement des brûleurs dans les deux réchauffeurs de pétrole brut	4,2 millions EUR (35 millions SEK) (1998)	
Mise en conformité		Requiert normalement des changements majeurs de la structure du sol du four et des contrôles qui augmentent considérablement le niveau d'investissement

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x.

Installations de référence

De nombreux exemples d'application existent dans les raffineries.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [45, Sema et Sofres, 1991], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [107, Janson, 1999], [348, Ashworth Leining Group, 2001]

4.10.4.2 Chambres de combustion bas NO_x par voie sècheDescription

De plus amples informations sont fournies dans le BREF LCP.

Avantages pour l'environnement

90 % de réduction des émissions de NO_x dans les applications de turbine au gaz naturel.

Type de combustible	Réchauffeurs en fonctionnement	Chaudières	Turbines à gaz
Gaz combustibles de raffinerie	n/a	n/a	50 - 100 (40 - 60)
Fioul léger	n/a	n/a	n/a
Fioul lourd	n/a	n/a	n/a

Note : Données en mg/Nm³ à 15 % de O₂ (g/GJ). n/a : non applicable.

Tableau 4.25 : Emissions de NO_x atteintes avec des chambres de combustion bas NO_x par voie sèche pour différents types d'équipements

Applicabilité

Applicable aux turbines à gaz. Les chambres de combustion bas NO_x par voie sèche ne sont pas disponibles pour les turbines à gaz alimentées par du gaz mélangé de raffinerie qui contient plus de 5 à 10 % v/v d'hydrogène.

Aspect économique

L'investissement s'élève à 2,2 millions EUR (1998) et le coût d'exploitation est nul pour une turbine produisant 85 MW_e.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [316, GTT, 2000]

4.10.4.3 Recirculation des gaz de combustionDescription

La recirculation des gaz de combustion externes est appliquée aux chaudières et aux réchauffeurs pour augmenter l'effet du diluant, et donc réduire la température de combustion. Généralement, 20 % des gaz de combustion disponibles émanant de la cheminée de la chaudière sont canalisés pour être mélangés à de l'air de combustion frais.

Avantages pour l'environnement

L'utilisation de gaz de combustion recirculé comme partie de l'air de combustion peut réduire encore plus la formation de NO_x .

Type de combustible	Réchauffeurs en fonctionnement	Chaudières	Turbines à gaz
Gaz combustibles de raffinerie	n/a	n/a	n/a
Fioul léger (LCP)	n/a	n/a	n/a
Fioul lourd	n/a	n/a	n/a

Tableau 4.26 : émissions de NO_x atteintes avec une recirculation des gaz de combustion pour différents types d'équipements

Données d'exploitation

Le procédé est difficile à contrôler en particulier pour des débits moyens.

Applicabilité

Il est appliqué aux chaudières et aux réchauffeurs. Dans une mise à conformité de chaudière, la recirculation du gaz de combustion augmente les charges hydrauliques, et transfère la charge calorifique vers la/les section(s) convective(s) et peut ne pas être pratique.

Aspect économique

Coût plus élevé par rapport aux autres mesures primaires.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit les émissions de NO_x émanant des chaudières et des réchauffeurs.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [316, TWG, 2000]

4.10.4.4 Injection de diluantDescription

Les diluants inertes, comme les gaz de combustion, la vapeur, l'eau et l'azote, ajoutés aux équipements de combustion, réduit la température de la flamme et donc la concentration en NO_x des gaz de combustion.

Avantages pour l'environnement

Le contrôle du NO_x dans les chambres de combustion de la turbine à gaz peut être réalisé en utilisant une injection de vapeur/d'eau, qui peut atteindre des performances de réduction de 80 – 90 %.

Type de combustible	Réchauffeurs en fonctionnement	Chaudières	Turbines à gaz
Gaz combustibles de raffinerie	n/a	n/a	50 - 80
Fioul léger	n/a	n/a	n/a
Fioul lourd	n/a	n/a	n/a

Note : Données en mg/Nm^3 à 15 % de O_2

Tableau 4.27 : Emissions de NO_x atteintes avec une injection de diluants pour différents types d'équipements

Effets croisés

Energie nécessaire à la production de vapeur, émissions de CO et d'hydrocarbures plus élevées.

Données d'exploitation

L'utilisation de la vapeur entraîne une corrosion plus élevée dans le système que l'utilisation d'azote.

Applicabilité

L'injection de vapeur et d'eau est largement appliquée aux turbines à gaz à la fois dans les nouvelles installations et les mises en conformité et est aussi applicable aux réchauffeurs et aux chaudières (voir aussi la Section 4.10.5.2). Des difficultés techniques se posent dans l'application de l'injection d'eau dans les chaudières et les fours. La dilution de l'azote n'est appliquée que quand de l'azote est déjà disponible dans la raffinerie.

Aspect économique

L'investissement nécessaire à l'injection de vapeur et d'eau est inférieur à celui nécessaire pour une RSC, faisant de la technique un bon premier choix pour les niveaux substantiels de réduction du NO_x , avec une RSC souvent ajoutée si une réduction de NO_x plus élevée est requise. Cependant, des coûts d'exploitation récurrents substantiels existent, pour la production de vapeur de grande pureté, et les coûts de maintenance pour le changement d'aubes peuvent être élevés.

Coût lié à une turbine produisant 85 MW	Contrôle du NO_x pour les turbines à gaz chauffant du gaz mélangé de raffinerie
Investissement (1998) (millions EUR)	3,4
Coût d'exploitation par an (exclut les charges de capital) (million EUR)	0,8
Rentabilité EUR par tonne de NO_x éliminé (incl. les charges de capital à 15 %)	1 500

D'autres sources indiquent que les coûts d'exploitation dans une turbine à gaz utilisant 80 t/h d'injection de vapeur s'élèveraient à 0,9 millions EUR par an.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x .

Installations de référence

L'azote sous-produit émanant de l'installation de séparation de l'air dans les projets de gazéification des résidus de raffinerie a récemment fait ses preuves commercialement comme diluant de la réduction du NO_x d'une turbine à gaz. Dans l'industrie de la raffinerie, l'injection de vapeur prédomine.

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999], [115, CONCAWE, 1999], [268, TWG, 2001]

4.10.4.5 « Reburning »Description

L'étagement du combustible, appelé aussi reburning, se base sur la création de différentes zones dans le four par injection étagée de combustible et d'air. Le but est de réduire les émissions de NO_x , qui se sont déjà reconstituées en azote. Cette technique ajoute au refroidissement de la flamme une réaction qui permet aux radicaux organiques d'aider la décomposition du NO_x .

Avantages pour l'environnement

Les niveaux pouvant être atteints sont inférieurs à 100 ppm.

Applicabilité

Il est appliqué au niveau du brûleur.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x .

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999]

4.10.4.6 Réduction sélective non catalytique (RSNC)

Description

Cette technique, aussi appelée deNO_x thermique, réduit le NO_x qui a été formé lors du procédé de combustion. Ce procédé est un procédé non catalytique qui utilise de l'ammoniac ou de l'urée pour réduire le NO_x dans l'azote et l'eau. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.3.

Avantages pour l'environnement

Une réduction du NO_x variant de 40 à 70 % a été démontrée dans une installation de combustion complète.

Type de combustible	Réchauffeurs en fonctionnement	Chaudières	Turbines à gaz
Gaz combustibles de raffinerie	150 – 200	150 - 200	n/a
Fioul léger (0,3 % de N)	150 – 300	150 - 300	n/a
Fioul lourd (0,8 % de N)	200 – 400	200 - 400	n/a
Note : Données en mg/Nm ³ à 3 % de O ₂			

Tableau 4.28 : émissions de NO_x atteintes avec une RSNC pour différents types d'équipements

Effets croisés

Risque d'émissions de NH₃ ou d'urée (stockage et non-réagi). Le débit moyen pose problème. Les émissions de N₂O peuvent augmenter avec cette technique. Une réaction secondaire particulièrement préoccupante est la formation de sulfates d'ammonium lors de la combustion de combustibles contenant du soufre comme le combustible liquide de raffinerie. Les sulfates entraînent une salissure et une corrosion des équipements en aval. Le stockage d'ammoniac gazeux présente un potentiel de toxicité élevé. Par conséquent, une solution liquide d'ammoniac (25 %) est préférée. L'utilisation d'urée entraîne des émissions de CO et de N₂O plus élevées et peut causer une corrosion à haute température.

Données d'exploitation

De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.3.2.

Applicabilité

La RSNC requiert des températures supérieures à 650 °C. L'application se complique lorsque les gaz de combustion à traiter proviennent de la combustion de fioul lourd. Les exigences en terme d'espace sont principalement liées au stockage de l'ammoniac.

Aspect économique

Le Tableau 4.29 présente les aspects économiques de l'application d'une RSNC pour le traitement des gaz de combustion provenant des procédés de combustion à partir de différentes sources.

Valeurs correspondant à une installation de 100 GJ/h – mise en conformité de l'installation existante.	Réchauffeurs en fonctionnement et chaudières brûlant du gaz mélangé de raffinerie	Chaudières brûlant du fioul résiduaire
Réduction à ppm à 3 % de O ₂	50	100
Investissement (1998) (million EUR)	0,4 – 0,5	0,4 – 0,9
Coût d'exploitation par an (exclut les charges du capital) (million EUR)	0,025	0,05 – 0,07

Capacité de la raffinerie	5	Mt/an
Consommation de combustible	120 000 (combustibles liquides de raffinerie) 18 000 (gaz combustibles de raffinerie)	t/an
Volume des gaz de combustion	3x10 ⁹	Nm ³ /an
Rendement de la RSNC	60 - 80	%
Emissions de NO _x (comme NO ₂)	200	mg/Nm ³
Investissements	3 – 5	(millions EUR)
Coût d'exploitation	0,2 - 1	million EUR/an

		EUR/unité	EUR/an
Heures d'exploitation (h/an)	8 000		
Investissement (€)	1 090 093		
Facteurs de ressources pour les dépenses annuelles :			
Nombre d'années	15		
Taux d'intérêt (%)	6		
Remboursement annuel incluant les intérêts (/an)	112 239		
Investissement proportionnel incluant les intérêts			112 239
Maintenance + usure (% de l'investissement)	2		
Maintenance + usure (/an)	21802		
Maintenance + usure			21 802
Energie électrique (kWh/h)	40	0,07 EUR/kWh	20 930
Air (Nm³/h)	1 200	0,01 EUR/Nm ³	118 602
NH₃ liquide (kg/h)	83,15	0,25 EUR/kg	169 201
Coûts totaux			442 774

Note : installation avec un volume de rejet gazeux de 250 000 Nm³/h après une centrale énergétique dans une raffinerie obtenant une réduction des émissions de NO_x de 500 mg/Nm³ en relation avec une teneur en oxygène réelle et pour une concentration de gaz propre inférieure à 200 mg de NO_x/Nm³.

Tableau 4.29 : Exemples et principaux facteurs de coût pour une réduction sélective non catalytique (RSNC)

L'investissement nécessaire à une RSNC appliquée à une chaudière existante était de 0,56 million EUR en incluant les équipements de stockage de l'urée. Le stockage d'ammoniac gazeux coûte encore plus cher que le stockage de l'urée.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x.

Installations de référence

Ce procédé a été appliqué dans les réchauffeurs et les chaudières des installations de raffinerie. L'expérience relative à l'application d'une RSNC sur des réchauffeurs fonctionnant au fioul est plus limitée. Une étude aux Etats-Unis rapporte qu'une RSNC est moins utilisée qu'une RSC pour le contrôle du NO_x et que seulement 12 des 150 installations de chaudières/réchauffeurs des 8 raffineries utilisent ce type de technique.

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], [115, CONCAWE, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [250, Winter, 2000], [348, Ashworth Leining Group, 2001]

4.10.4.7 Réduction sélective catalytique (RSC)Description

Une autre technique secondaire est connue sous le nom de deNO_x catalytique. Comme dans la deNO_x thermique, de l'ammoniac est utilisé pour réduire le NO_x dans l'azote et la vapeur d'eau. La vapeur d'ammoniac est mélangée avec les gaz de combustion et le mélange passe par un catalyseur pour compléter la réaction. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.3.

Avantages pour l'environnement

La RSC peut réduire le NO_x de 90 à 94 % dans les applications de chaudières et de réchauffeurs. Dans une raffinerie en Suède, une unité de RSC a été installée dans une chaudière. L'unité a été mise en service en octobre 1998. Du fioul est utilisé et les émissions de NO_x s'élèvent à 16 mg/MJ (55 mg/Nm³ à 3 % de O₂). La réduction de NO_x est d'environ 94 % et le dégagement d'ammoniac bien inférieur à 5 ppm. (68 MW). Dans la centrale énergétique de STEAG (raffinerie Mider en Allemagne), les trois réchauffeurs fonctionnant au fioul (chacun produisant 160 t/h de vapeur (100 bars, 505 °C) et consommant 12 t/h de fioul lourd (3,7 % de S)) sont équipés d'une installation de RCS (niveau de poussière élevé) ; ils ont atteint des émissions de NO_x inférieures à 150 mg/m³. Les données concernant la centrale énergétique de la raffinerie Mider sont :

	Gaz brut	Gaz propre
Volume de gaz de combustion, humide (m ³ /h, 7 % de O ₂)	171 690	188 249
Température (°C)	180 - 200	bis 72
Poussière (mg/m ³ , 3 % de O ₂)	220	<10
NO _x comme NO ₂ (mg/m ³ , 3 % de O ₂)	800	<150
SO ₂ (mg/m ³ , 3 % de O ₂)	6 500	
SO ₃ (mg/m ³ , 3 % de O ₂)	650	<10
SO _x comme SO ₂ (mg/m ³ , 3 % de O ₂)		<400

Tableau 4.30 : Centrale électrique de la raffinerie Mider en Allemagne, concentration des gaz bruts et des gaz propres

Effets croisés

Risque d'émissions de NH₃ lors d'un fonctionnement en dehors des conditions stœchiométriques et élimination du catalyseur. Le risque d'émission d'ammoniac au cours du stockage de l'ammoniac gazeux peut être réduit au maximum si l'ammoniac est stocké et utilisé sous forme de solution aqueuse (25 %). Elle peut accroître les émissions de N₂O. Le dégagement opérationnel de NH₃ est d'environ 5 ppm, une valeur qui augmente normalement au cours de la durée de vie du catalyseur. Une réaction préoccupante est la formation de sulfates d'ammonium lors de la combustion de combustibles contenant du soufre comme le combustible liquide de raffinerie. Les sulfates entraînent une désactivation du catalyseur, une salissure et une corrosion des équipements en aval.

Données d'exploitation

De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.3.2.

Applicabilité

L'application de cette technique aux fours de procédé existants peut être limitée par des problèmes d'espace, de pression et de température. Cependant, en Californie, une RSC est considérée techniquement réalisable dans des chaudières et des réchauffeurs. Les cendres huileuses contiennent des oxydes métalliques, de la suie et du coke. Les concentrations de cendres volantes non réduites pour la combustion de l'huile varient de 100 à 600 mg/Nm³ (la valeur la plus élevée correspond aux résidus sous vide). Une RSC appliquée dans ces conditions peut souffrir d'engorgement par les cendres volantes et les sulfates (dans la combustion du charbon, l'effet de décapage des cendres volantes gardent le catalyseur propre). Le potentiel de précipitation de sulfate est généralement plus élevé avec des résidus sous vide, du fait de leur teneur en soufre élevée (2,5 à 4 %).

Aspect économique

Les coûts d'une RSC varie, en fonction des combustibles, du volume évacué et de la réduction requise. La fourchette peut être de 25 EUR à 110/kW pour les nouvelles installations de génération d'énergie. Les coûts de maintenance sont minimes, la majorité de ces coûts provient de la consommation de NH₃.

Quelques exemples d'application d'une RSC dans des centrales énergétiques de raffinerie sont présentés dans les Tableaux 4.31 et 4.32. L'utilisation d'une unité de RSC après la centrale énergétique a été estimée selon un mode de fonctionnement au gaz brut et au gaz propre. Les deux tableaux de coûts sont présentés ci-dessous.

		EUR/unité	EUR/an
Heures d'exploitation (h/an)	8 000		
Investissement (EUR)	3 270 278		
Facteurs de ressources pour les dépenses annuelles :			
Nombre d'années	15		
Taux d'intérêt (%)	6		
Remboursement annuel incluant les intérêts (EUR/an)	336 717		
Coût d'investissement proportionnel incluant les intérêts			336 717
Volume de catalyseur (m ³)	20		
Endurance (années)	15		
Renouvellement du catalyseur (m ³ /an)	1,33	14 535 EUR/m ³	
Renouvellement moyen du catalyseur (EUR/an)	19 379		
Catalyseurs			19 379
Maintenance + usure (% de l'investissement)	2		
Maintenance + usure (EUR/an)	65 406		
Maintenance + usure			65 406
Chute de pression (mbar)	35		
Energie pour le réchauffement (MJ/h)	11 806,67	3,63 EUR/GJ	343 210
Energie électrique (kWh/h)	610	0,07 EUR/kWh	319 187
NH₃ liquide (kg/h)	46,20	0,25 EUR/kg	94 001
Coûts totaux			1 177 900
Note : installation avec un volume de rejet gazeux de 250 000 Nm ³ /h dans les dégagements gazeux dépoussiérés après une centrale énergétique dans une raffinerie obtenant une réduction des émissions de NO _x de 500 mg/Nm ³ en relation avec une teneur en oxygène réelle et pour une concentration de gaz propre inférieure à 100 mg de NO _x /Nm ³ .			

Tableau 4.31 : Principaux facteurs de coûts d'une installation de réduction sélective catalytique (RSC)

		EUR/unité	EUR/an
Heures d'exploitation (h/an)	8 000		
Investissement (EUR)	2 180 185		
Facteurs de ressources pour les dépenses annuelles : Nombre d'années Taux d'intérêt (%)	15 6		
Remboursement annuel incluant les intérêts (EUR/an)	224 478		
Coût d'investissement proportionnel incluant les intérêts			224 478
Volume de catalyseur (m ³)	35		
Endurance (an)	8		
Renouvellement du catalyseur (m ³ /an)	4,38	14 535 EUR/m ³	
Renouvellement moyen du catalyseur (EUR/an)	63 589		
Catalyseurs			63 589
Maintenance + usure (% de l'investissement)	2		
Maintenance + usure (EUR/an)	43 604		
Maintenance + usure			43 604
Chute de pression (mbar)	8		
Energie pour le réchauffement (MJ/h)	0	3,63 EUR/GJ	0
Energie électrique (kWh/h)	160,07	0,07 EUR/kWh	83 753
NH₃ liquide (kg/h)	46,20	0,25 EUR/kg	94 001
Coûts totaux			509 425
Note : installation (au gaz brut) avec un volume de rejet gazeux de 250 000 Nm ³ /h après une centrale énergétique dans une raffinerie obtenant une réduction des émissions de NO _x de 500 mg/Nm ³ en relation avec une teneur en oxygène réelle et pour une concentration de gaz propre inférieure à 100 mg de NO _x /Nm ³ .			

Tableau 4.32 : Principaux facteurs de coûts d'une installation de réduction sélective catalytique (RSC)

	Réchauffeurs et chaudières en fonctionnement, chauffant du gaz mélangé de raffinerie	Chaudières chauffant du fioul résiduaire	Turbines à gaz chauffant du gaz naturel ou du gaz mélangé de raffinerie
Performance de réduction du NO _x Réduction (%)	90	75	90
Réduction à mg/Nm ³ à 3 % de O ₂ (15 % de O ₂ pour les turbines à gaz)	30	130	50
Investissement (1998) (millions EUR)	2,8 – 3,2	2,4 – 3,4	4,9 – 5,4
Coût d'exploitation par an (exclut les charges de capital) (millions EUR)	0,15	0,1 – 0,2	1,3

Capacité	68 MW	Four de reformeur de la raffinerie suédoise Preem)	Nm ³ /h
Rendement	94	91	%
Baisse à 3 % de O₂	55 (14 - 15)	55	mg/Nm ³ (mg/MJ)
Investissement (1998)	0,9	3,2	millions EUR (1998)

Capacité de la raffinerie	5	Mt/an
Consommation de combustible	120 000 (combustibles liquides de raffinerie) 18 000 (gaz combustible de raffinerie)	t/an
Volume des gaz de combustion	3×10^9	Nm ³ /an
Rendement de la RSC	85	%
Emissions de NO_x (comme NO₂)	150	mg/Nm ³
Investissements	15 - 20	million EUR
Coût d'exploitation	2	millions EUR/an

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de NO_x.

Installation(s) de référence :

Elles ont été appliquées aux dégagements gazeux d'unités de FCC, aux turbines à gaz, aux chaudières de procédé, aux appareils de production de chaleur industrielle comme les reformeurs naphtha, aux reformeurs vapeur, aux unités de distillation sous vide et de brut, au craquage thermique et aux unités d'hydrotraitement. La RSC a aussi été appliquée avec succès aux écoulements de gaz à teneur élevée en particules dans l'industrie des infrastructures fonctionnant au charbon à forte teneur en soufre et dans les unités de FCC combinées à l'élimination des particules en amont. Un rapport sur les raffineries des Etats-Unis indique que 20,7 % (ou 31 chaudières/réchauffeurs) des 150 installations de chaudières/réchauffeurs des 8 raffineries emploient une RSC comme technique de contrôle. La même étude indique que 3 installations de RSC ont été appliquées dans 4 turbines des 8 raffineries analysées.

Littérature de référence

[181, HP, 1998], [107, Janson, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [250, Winter, 2000], [115, CONCAWE, 1999], [348, Ashworth Leining Group, 2001]

4.10.4.8 Purification de NO_xDescription

Un laveur à pulvérisateur est généralement nécessaire avant le laveur à pulvérisateur d'absorption du SO₂ principal. Un additif appliqué à cette tour supplémentaire oxyde le NO en NO₂, qui est alors absorbé avec le SO₂. La réaction pour l'absorption du NO₂ est $3\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{HNO}_3 + \text{NO}$

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de NO_x.

Effets croisés

Si l'on utilise une purification du gaz par voie humide, des boues sont à prévoir en tant que déchets solides provenant de ce procédé. Les nitrates générés doivent être traités dans une station d'épuration. Comme les effluents de gaz provenant de ce procédé génèrent du NO, une réduction supplémentaire des émissions de NO_x peut être nécessaire.

Aspect économique

La purification de NO_x par voie humide présente des avantages dont un investissement moindre, si elle est installée avec une purification des gaz par voie humide du SO₂.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions d'oxyde d'azote.

Exemples :

Elle est normalement utilisée dans la production d'acide nitrique.

Littérature de référence

[108, USAEPA, 1995]

4.10.4.9 Réduction catalytique du CO et du NO_xDescription

La technique utilise un catalyseur unique qui opère en deux cycles : oxydation/absorption et régénération. Le catalyseur fonctionne en oxydant simultanément le CO en CO₂, le NO en NO₂ et puis en absorbant le

NO₂ sur sa surface grâce à l'utilisation d'une couche absorbante de carbonate de potassium. La régénération du catalyseur s'accomplit en passant un mélange contrôlé de gaz de régénération à travers la surface du catalyseur en l'absence d'oxygène. Les gaz de régénération sont de la vapeur, de l'hydrogène et du dioxyde de carbone. Par conséquent, les nitrates sont réduits en azote. Une couche de catalyseur supplémentaire est nécessaire pour réduire les émissions de SO₂ et préserver le catalyseur de réduction du CO – et NO_x – lorsque du soufre est présent dans le combustible.

Comme le cycle de régénération doit se dérouler dans un environnement sans oxygène, une section du catalyseur subissant la régénération doit être isolée des rejets gazeux. Cela est réalisé en utilisant un ensemble de persiennes, une en amont de la section en cours de régénération et une en aval ; Au cours du cycle de régénération, ces persiennes se ferment et une vanne s'ouvre, permettant au gaz de régénération de pénétrer dans la section.

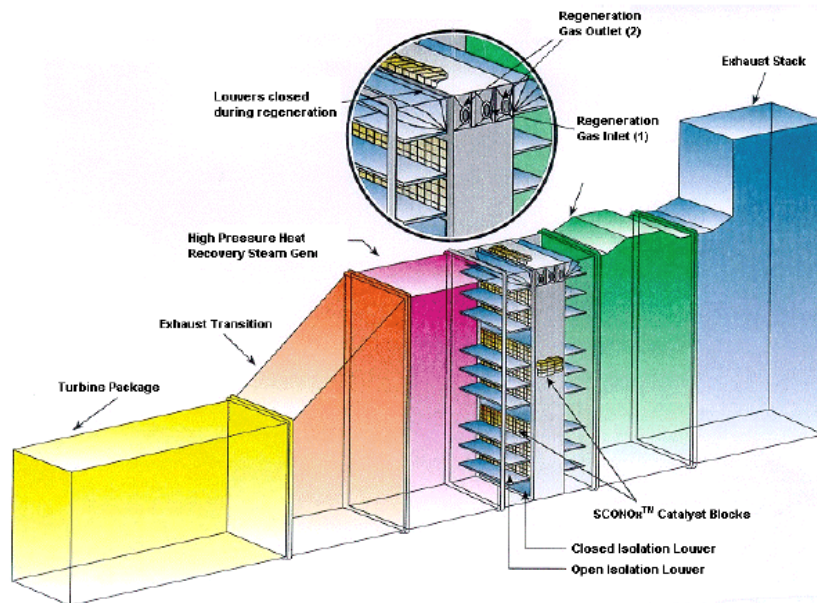


Figure 4.3 : Présentation schématique du système de catalyseur

Avantages pour l'environnement

En utilisant cette technique, les turbines à gaz à cycle mixte peuvent opérer à des niveaux d'émissions de NO_x très bas. En même temps, le système réduit les émissions de CO et les composés organiques volatiles insaturés. Il n'utilise pas d'ammoniac. Avec une technique d'élimination du soufre, ce système peut aussi être utilisé pour réduire les composés de soufre dans les gaz d'évacuation si nécessaire. Il est possible d'obtenir les niveaux d'émissions suivants :

- émissions de NO_x inférieures à 2 ppm (4 mg/Nm³ comme NO₂ aux conditions normales de 0 °C et 1 013 mbars)
- le taux de conversion du CO en CO₂ est de 90 %
- la destruction des composés organiques volatiles non-méthaniques (COVNM) est supérieure à 90 % à 315 °C
- la destruction du formaldéhyde et de l'acétaldéhyde a été mesurée respectivement à 97 et 94 % à 150 °C.

Effets croisés

Le système émet du CO₂, du H₂O, du N₂ et des traces de SO₂ dans la cheminée. Du fait du masquage et de l'empoisonnement du catalyseur, un nettoyage du catalyseur annuel est requis avec de l'eau désionisée et une solution de carbonate de potassium (K₂CO₃). Les fluides de nettoyage utilisés peuvent être neutralisés et éliminés via le système d'égout et ne sont pas toxiques pour l'eau et le sol. Les métaux précieux sur le catalyseur usé ont une valeur résiduaire et peuvent être récupérés. Le catalyseur usé ne soulève aucun problème d'élimination de déchets.

Données d'exploitation

Le système nécessite de l'électricité pour les systèmes de contrôle, les vannes et les organes de commande, du gaz naturel pour la production de gaz de régénération et de la vapeur à la fois pour la production de gaz de régénération et comme support de dilution. La chute de pression classique varie entre 8,5 mbars et 15 mbars. Le système peut fonctionner efficacement à des températures allant de 150 à 370 °C. Les besoins en infrastructure pour une turbine à gaz de 25 MW sont de la vapeur (333 à 389 °C) : 1590 kg/h et du gaz naturel : 14 kg/h.

Applicabilité

Applicable aux applications nouvelles et mises en conformité, le système peut fonctionner efficacement à des températures allant de 150 à 370 °C et ne limite pas la performance de la turbine à gaz. Une telle unité peut être installée à l'arrière d'une chaudière ou dans un générateur à vapeur de récupération de chaleur dans le même boîtier réservé au système de RSC classique.

Aspect économique

Les chiffres du coût estimé présentés se rapportent à une centrale énergétique au gaz à cycle mixte de 400 MW. Les chiffres d'estimation du coût ci-dessous sont basés sur un fonctionnement de 8 000 h/an et sur une réduction du NO_x variant de 25 ppm à 5 ppm (50 à 10 mg/Nm³ comme NO₂ aux conditions normales de 0 °C et 1013 mbars), qui équivaut environ à 666 tonnes de NO_x éliminées annuellement. Ces chiffres comprennent l'investissement, le coût d'exploitation et de maintenance et les coûts annuels indirects.

Coûts	million EUR	Incluant
Investissements	19,2	Livraison, construction et mise en service/démarrage
Coût d'exploitation et de maintenance	1,6	Maintenance générale Consommation de vapeur et de gaz naturel dans le cycle de régénération Chute de pression dans l'unité (environ 10 mbars) (convertie en consommation d'énergie) Coût moyen/an du remplacement du catalyseur (durée de vie du catalyseur de 7 ans pour les catalyseur du premier rang) Elimination du catalyseur/remboursement

Les coûts additionnels annuels indirects liés au sous-traitant ne sont pas inclus.

Une réduction du NO_x de 25 ppm à 2 ppm (50 à 4 mg/Nm³ sous forme de NO₂ aux conditions normales de 0 °C et 1 013 mbars) contribuera à augmenter l'investissement du fait de la nécessité d'un catalyseur additionnel. Elle augmentera aussi d'une certaine manière les coûts d'exploitation et de maintenance du fait d'une consommation accrue de gaz naturel et de vapeur et d'une chute de pression accrue.

Un second exemple indique un coût d'installation de 6,2 millions EUR pour l'application de cette technique dans une turbine à gaz de 25 MW. Les coûts d'exploitation sont estimés à environ 0,42 millions EUR/an, incluant la maintenance, la vapeur et le gaz naturel, la chute de pression dans le système et le coût de remplacement du catalyseur.

Moteur de la mise en œuvre

Des exigences d'émissions de NO_x très basses et de limitations des équipements de contrôle de la pollution utilisant de l'ammoniac, en particulier pour les installations situées dans des zones où la densité de population est élevée.

Installations de référence

Des exemples d'application existent aux Etats-Unis dans de petites centrales énergétiques au gaz.

Littérature de référence

[276, Alstom Power, 2000], [268, TWG, 2001]

4.10.4.10 Combinaison des techniques de réduction et de contrôle du NO_x

Le tableau suivant fournit quelques exemples de combinaison de techniques de réduction et de contrôle du NO_x qui peuvent s'appliquer aux raffineries

TECHNIQUES DE PRODUCTION D'ENERGIE	Réchauffeurs et chaudières en fonctionnement, chauffant du gaz mélangé de raffinerie		Turbines à gaz chauffant du gaz mélangé de raffinerie	Turbines à gaz chauffant du gaz naturel
Techniques de NO _x	Recirculation des gaz de combustion et brûleurs bas NO _x	Brûleur ultra bas NO _x et RSC	Injection de vapeur et RSC	Chambres de combustion bas NO _x par voie sèche et RSC
Performance de réduction du NO _x (%)	70	90+	98 - 99	98
Réduction à ppm à 3 % de O ₂	45	10	3 - 6	5
Investissement (1998) (million EUR)	0,9	2,1 – 3,5	8,3	7,2
Coût d'exploitation par an (sans les charges de capital) (millions EUR)	0,08	0,15 – 0,26	2,1	1,2
Rentabilité EUR/tonne de NO _x éliminé (incl. les charges de capital à 15 %)	2 000 – 4 300	9 100-10 500 9 000		9 100 – 10 500 9 000
Autres impacts	Ajouter de l'énergie nécessaire aux ventilateurs	Risque d'émission de NH ₃ , élimination/régénération du catalyseur, réduction potentielle du besoin en chaleur	Risque d'émission de NH ₃ , élimination/régénération du catalyseur	Energie pour produire de la vapeur, risque d'émissions de NH ₃ et d'émissions plus élevées de CO, élimination/régénération du catalyseur

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [268, TWG, 2001]

4.10.5 Technique de réduction des particules

Les charges de particules (contenant des métaux) provenant de l'installation de combustion de la raffinerie sont normalement assez faibles à moins que des résidus lourds ne soient brûlés. Ces particules peuvent être réduites en utilisant un certain nombre de méthodes incluant les dépoussiéreurs électrostatiques (DE), les filtres à sacs et la purification par voie humide, comme cela est déjà décrit dans la Section 4.23.4.

4.10.5.1 Passage aux combustibles à faible teneur en cendre

Description

Les gaz combustibles de raffinerie et les combustibles liquides de raffinerie hydrotraités contiennent moins de charges de particules que les combustibles liquides lourds de raffinerie. Le passage à ces combustibles a un impact positif sur la réduction des émissions de particules. Les niveaux d'émissions de particules atteints et les effets croisés, les données d'exploitation, l'applicabilité et l'aspect économique ont déjà été décrits dans la Section 4.10.2.

4.10.5.2 Injection de vapeur

Description

Injection de vapeur dans le combustible liquide de raffinerie pour diminuer la concentration en particules.

Avantages pour l'environnement

Dans les gaz de combustion des anciens fours chauffant du combustible liquide de raffinerie, la teneur en MP peut varier de 500 à 1000 mg/Nm³. Pour les nouvelles conceptions optimales de brûleurs avec pulvérisation de vapeur, ce niveau peut être bien inférieure à 200 mg/Nm³. Pour les chaudières, toutes ces données sont en moyenne inférieures. La fourchette de 150 à 500 mg/Nm³ représente la fourchette actuelle classique lorsque des combustibles liquides sont utilisés (teneurs en cendre) et des brûleurs installés (bas NO_x avec pulvérisation de vapeur).

Applicabilité

L'injection de vapeur dans les fours/les chaudières est largement pratiquée avec du combustible liquide.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de particules.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999]

4.10.5.3 Filtres

Description

Voir Section la 4.23.4.

Avantages pour l'environnement

Voir la Section 4.23.4. On obtient des valeurs de MP de moins de 5 mg/Nm³.

Effets croisés

Chute de pression. La durée de vie du matériau du filtre est limitée et peut s'ajouter au problème d'élimination.

Données d'exploitation

Des infrastructures limitées (comme de l'air comprimé) sont nécessaires. Pour de plus amples informations, voir la Section 4.23.4.

Applicabilité

Le colmatage de sac peut se produire à cause des particules de suie « collantes » provenant des chaudières lors de la combustion de fioul. Les filtres sont normalement utilisés pour le nettoyage des gaz de combustion avec des débits inférieurs à 50 000 Nm³/h.

Aspect économique

La décomposition de l'investissement dépend de l'installation. Les coûts d'exploitation sont faibles, mais les filtres doivent normalement être changés tous les 1 à 2 ans.

Installations de référence

De nombreuses centrales énergétiques en Europe fonctionnent avec des filtres à sacs.

Littérature de référence

[250, Winter, 2000], [118, VROM, 1999]

4.10.5.4 Dépoussiéreur électrostatique (DE)Description

Pour de plus amples informations, voir la Section 4.23.4.

Avantages pour l'environnement

Ils peuvent atteindre des niveaux de poussière de 5 à 50 mg/Nm³ et jusqu'à 95 % de réduction. Le soufflage de suie est une opération qui est effectuée à des intervalles réguliers pour éliminer la suie qui s'accumule sur les équipements du four et gêne le fonctionnement correct. Au cours de cette opération, la teneur en MP des rejets gazeux peut atteindre des valeurs de 2 000 mg/Nm³. Les DE et les techniques d'élimination de poussière similaires pour les opérations normales seront efficaces pour réduire les émissions de MP jusqu'à un niveau acceptable. Les DE fonctionnant sur des fours de procédé atteignent donc normalement des concentrations moyennes plus élevées du fait du soufflage de suie.

Effets croisés

Consommation d'électricité. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.4.

Données d'exploitation

Les DE consomment de l'électricité. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.4.

Applicabilité

Les DE sont largement appliqués dans les unités de FCC, dans les centrales énergétiques thermiques et dans les incinérateurs. Ils peuvent être installés sur les installations récentes et existantes. Leur application nécessite de l'espace.

Aspect économique

L'investissement que représente l'installation classique de DE varie de 1 à 3,8 millions EUR.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit les émissions de particules et de métaux.

Exemples :

Les DE par voie humide sont le type le plus couramment utilisé pour la réduction des particules dans les procédés de combustion du fioul lourd.

Littérature de référence

[247, UBA Austria, 1998], [45, Sema and Sofres, 1991]

4.10.6 Techniques de réduction des oxydes de soufre

Le dégagement de dioxyde de soufre est directement lié à la teneur en soufre des gaz combustibles de raffinerie et des fiouls utilisés. Les techniques de réduction des émissions d'oxyde de soufre représentent une optimisation du combustible (décrit dans la Section 4.10.1), une désulfuration du combustible (hydrorafinages décrits dans la Section 4.10.2.3) ou une désulfuration des gaz de combustion. Plus la teneur en soufre du combustible est faible, plus les émissions de dioxyde de soufre sont basses. Cette section traite des techniques de capture du SO₂ émanant des gaz de combustion après les techniques de combustion ou de désulfuration des gaz de combustion et l'utilisation d'additifs. Des informations plus générales sur ces techniques sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

4.10.6.1 Additifs aux combustiblesDescription

L'utilisation de chaux ou de calcaire comme additifs aux combustibles pour capturer les oxydes de soufre.

Avantages pour l'environnement

Cette technique réduirait le dégagement de SO_2 d'environ 90 %. Du calcaire dépassant de 100 % la quantité stœchiométrique serait nécessaire.

Effets croisés

Le mélange de calcaire/gypse doit être éliminé.

Applicabilité

Pour les chaudières et les fours de raffinerie classiques, l'injection de chaux ou de calcaire dans le four pour capturer le soufre ne peut pas être appliquée. Si les réchauffeurs et les chaudières sont à lit fluidisé ou des chaudières à fluide circulant pour brûler le coke de pétrole ou les bitumes lourds résultant du désasphaltage de solvants, alors la chaux/le calcaire injecté dans le four serait praticable comme technique de réduction.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions d'oxyde de soufre.

Littérature de référence

[45, Sema et Sofres, 1991]

4.10.6.2 Procédés de désulfuration des gaz de combustion

Description

Les techniques qui peuvent être prises en compte dans l'application à la désulfuration des gaz de combustion sont : des épurateurs au calcaire par voie humide, le procédé Walther, le procédé Wellman Lord, le procédé SD, le procédé AI, le procédé SNOx et la purification à l'eau de mer. De plus amples informations sur ces procédés sont fournies dans les Sections 4.23.5.4.

Avantages pour l'environnement

Nom de la technique	Désulfuration des gaz de combustion	Désulfuration catalytique régénérative des gaz de combustion
Rendement	90 % (500 mg/Nm^3)	95 - 98 % ($250 - 100 \text{ mg/Nm}^3$)
Exemple : capacité du procédé : 5Mt/an, 120 000t/an de combustibles liquides de raffinerie, 180 000 t/an de gaz combustibles de raffinerie. Volume des gaz de combustion de $1,68 \times 10^9 \text{ Nm}^3/\text{an}$ Polluant : concentration initiale : $5\,000 \text{ mg/Nm}^3$ (pour les combustibles liquides de raffinerie avec 3 % de S). Quantité totale de 8400 t/an		

Les épurateurs à la soude caustique peuvent réduire les émissions de NO_x , de SO_2 et de particules de manière significative, et éliminer le CO_2 sous forme de carbonate. Un rapport suggère que le SO_2 pourrait être réduit jusqu'à 67 % et le NO_x jusqu'à 47 %.

Procédé SNOx

Taux d'élimination des particules

Moins de 10 mg/Nm^3 à une sortie de DE

Taux d'élimination du NO_x

90 – 94,7 %

Taux d'élimination du SO_2

94 - >96 % avec 5 % v/v de O_2 et une température de 410°C à l'entrée du convertisseur de SO_2 .

Effets croisés

Nom de la technique	Désulfuration des gaz de combustion	Désulfuration régénérative des gaz de combustion
Autres impacts	Consommation énergétique accrue, sous-produits, manipulation des matières premières	Consommation d'énergie accrue, goulot d'étranglement possible des infrastructures de manipulation du H ₂ S.

Données d'exploitation

De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

Applicabilité

De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.23.5.4. Il peut s'appliquer aux installations récentes et existantes.

Aspect économique

Les coûts annuels d'un épurateur à la soude caustique varieraient de 1,1 million GBP à près de 7 millions GBP par raffinerie.

Nom de la technique	Désulfuration des gaz de combustion	Désulfuration régénérative des gaz de combustion
Rendement	90 % (500 mg/Nm ³)	95 - 98 % (250 - 100 mg/Nm ³)
Investissement (millions EUR)	30 - 50 (2 - 4 cheminées)	50 - 80 (2 - 4 cheminées)
Coût d'exploitation (millions EUR/an)	5	3
Exemple de capacité du procédé : 5Mt/an, 120 000t/an de combustibles liquides de raffinerie, 180 000 t/an de gaz combustibles de raffinerie. Volume des gaz de combustion de 1,68x10 ⁹ Nm ³ /an Polluant : concentration initiale : 5 000 mg/Nm ³ (pour les combustibles liquides de raffinerie avec 3 % de S). Quantité totale de 8400 t/an		

L'installation SNOx est conçue pour une charge de gaz de combustion de 1 million de Nm³/h à la sortie des ventilateurs aspirants existants. Investissement de 100 millions EUR.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de soufre.

Installations de référence

Le système Wellman Lord après trois réchauffeurs fonctionnant à l'huile de la centrale énergétique est utilisé en Autriche. L'installation SNOx de la raffinerie Gela a été conçue pour le nettoyage des gaz de combustion produits par les chaudières d'une centrale énergétique brûlant un mélange de fioul à forte teneur en soufre et de coke de pétrole à forte teneur en soufre. La raffinerie Mider en Allemagne utilise un procédé de désulfuration par voie humide avec de la chaux après trois réchauffeurs fonctionnant à l'huile de la centrale énergétique. Les combustibles utilisés dans cette centrale sont des résidus sous vide, des résidus viscoréduits et des boues de FCC.

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [292, HMIP UK, 2000], [258, Manduzio, 2000], [297, Italy, 2000]

4.10.6.3 Purification à l'eau de mer

Cette purification utilise la salinité naturelle de l'eau de mer pour éliminer le SO₂. De plus amples informations sur ces techniques sont fournies dans la Section 4.23.5.4.

4.11 Ethérification

4.11.1 Distillation catalytique

Description

De plus amples informations sont fournies dans la Section 2.11.

Avantages pour l'environnement

Une efficacité du procédé de conversion accrue diminue la consommation d'énergie dans le système par tonne de produit fabriqué.

Données d'exploitation

Les avantages de ce procédé qui inclut le catalyseur de réaction dans la colonne de distillation sont des conversions d'isooléfines complètes. Elle peut s'appliquer à la production de MTBE, d'ETBE et de TAME. Des conversions de 98 % de l'isobutylène sont classiques pour les intermédiaires de raffinerie. Le taux de conversion est légèrement inférieur pour l'ETBE et le MTBE. Pour le TAME, on obtient des taux de conversion de l'isoamylène de plus de 95 %. Il nécessite un réacteur supplémentaire.

Exigences classiques de l'utilité, par m ³ de produit	Fourchette dépendant du concédant de licence de la technique	Unités
Electricité	1,3 – 3,1	kWh
Vapeur (10,3 barg)	600 – 1150	kg
Vapeur (3,4 barg)	100 – 1 150	kg
Refroidissement de l'eau ($\Delta T=17^{\circ}\text{C}$)	1,5 - 4	m ³

La manipulation du catalyseur dans des lieux surélevés au cours de l'installation et du changement de catalyseur peut entraîner des risques de sécurité.

Aspect économique

Investissement, 25 000 EUR par m³/d de produit MTBE.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998]

4.11.2 Prévenir les troubles dans l'unité de traitement biologique des eaux usées.

Description

Les effluents d'eaux provenant de la production de MTBE et de TAME contiennent des dégagements de méthanol, d'acide formique et d'éthers. Ces composés ou leurs produits de dégradation peuvent être toxiques pour la faune de l'unité de traitement biologique. Il faut donc prévenir l'introduction de concentrations élevées de ces composés. Cela peut être facilement contrôlé en utilisant un réservoir de stockage ou en planifiant la production afin de doser le bon flux dans le traitement des eaux usées.

Avantages pour l'environnement

La teneur en méthanol, en acide formique et en éthers des eaux usées générées par les procédés d'éthérification nécessite un contrôle pour prévenir les troubles dans l'unité de traitement biologique des eaux usées.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

La mise en œuvre de cette technique n'est pas coûteuse.

Moteur de la mise en œuvre

Eviter les troubles dans l'unité de traitement biologique.

Littérature de référence

[272, Shawcross, 2000]

4.11.3 Prévenir les fuites des composés solubles dans l'eauDescription

Les éthers produits par les procédés d'éthérification sont très solubles dans l'eau. S'ils fuient, ils peuvent contaminer le sol, les eaux de pluies et les nappes phréatiques. Cela peut être considéré comme une partie du programme de prévention, de détection et de contrôle du sol et des eaux souterraines (voir la Section 4.25.1).

Avantages pour l'environnement

Réduit le risque de contamination de l'eau par des éthers et des alcools utilisés dans ces procédés.

Moteur de la mise en œuvre

Evite la contamination des eaux souterraines et des eaux de surface par les éthers.

Littérature de référence

[349, Finnish Environmental Institute, 2001]

4.12 Procédés de séparation des gaz**4.12.1 Augmentation de l'intégration de chaleur dans les installations en amont**Description

L'installation au gaz est un procédé relativement simple et les niveaux de température ne sont pas assez élevés pour permettre de générer de la vapeur. Aucune amélioration importante de l'efficacité n'est à prévoir dans une installation au gaz, mais l'intégration de chaleur dans les installations en amont utilisera normalement, par exemple, de la chaleur rebouillie provenant des flux de l'installation en amont, économisant une partie de la capacité thermique directe dans l'installation de séparation des gaz.

Avantages pour l'environnement

Réduit la consommation d'énergie dans l'installation au gaz et, par conséquent, dans la raffinerie dans son ensemble.

Effets croisés

Aucun effet croisé.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit la consommation d'énergie dans la raffinerie.

Installations de référence

Technique largement appliquée.

Littérature de référence

[282, Conoco, 2000]

4.12.2 Amélioration du système d'élimination des condensatsDescription

Redéfinir la taille/améliorer le système d'élimination des condensats sur les écoulements des gaz et le recyclage sur place.

Avantages pour l'environnement

Réduction maximale des déchets appréciable.

Applicabilité

Modifications relativement mineures.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la génération de déchets.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999]

4.12.3 Réduction maximale des émissions fugacesDescription

Les composés légers dans les procédés des installations au gaz sont par conséquent plus susceptibles de produire des émissions fugaces. L'utilisation de joints d'étanchéité mécaniques doubles sur les pompes, les compresseurs et les agitateurs peut réduire les émissions de COV. L'utilisation de vannes à faibles fuites peut aussi contribuer à réduire les émissions de COV. Ce sujet est décrit en tant que mesure intégrée dans la Section 4.23.6.1 car les émissions fugaces se produisent dans tous les procédés de raffinerie, mais il est mentionné ici explicitement car les composés légers utilisés entraînent un niveau élevé d'émissions fugaces.

Avantages pour l'environnement

En appliquant ces techniques, les émissions fugaces comme celles de COV, de H₂S et autres composés de soufre peuvent être considérablement réduites.

Effets croisés

Voir Section 4.23.6.1.

Données d'exploitation

Voir Section 4.23.6.1.

Applicabilité

Voir Section 4.23.6.1.

Aspect économique

Voir Section 4.23.6.1.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la perte de produits.

Installations de référence

Des programmes de réduction maximale des émissions de COV existent dans de nombreuses raffineries européennes et non européennes.

Littérature de référence

Voir Section 4.23.6.1.

4.12.4 Réutilisation des gaz combustibles utilisés dans la production de GPLDescription

Les sécheurs à tamis moléculaire utilisés dans la production de GPL sont régénérés en utilisant des gaz combustibles chauds.

Avantages pour l'environnement

Les gaz combustibles peuvent être ventilés dans les fûts de gaz combustibles pour être réutilisés au lieu d'être brûlés dans la torche.

Applicabilité

Facilement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Torchage réduit.

Installations de référence

De nombreux exemples existent.

Littérature de référence

[18, Irish EPA, 1992]

4.12.5 Prévention des émissions de substances odorantes du GPL

Le stockage et la manipulation des substances odorantes utilisées dans la production de GPL seront couverts dans le BREF horizontal sur le stockage. Cependant, le dosage des substances odorantes dans le produit GPL doit être effectué correctement pour prévenir les émissions dans l'environnement. Cette technique est incluse dans la Section 4.21.21.

4.13 Procédés consommant de l'hydrogène**4.13.1 Hydroraffinage**Description

Voir la Section 2.13. Une autre technique qui peut être utilisée est l'utilisation de récupération de chaleur émanant des flux de procédé à température élevée dans la chaudière de récupération et la récupération d'énergie dans les unités sous haute pression (**liquide descendant**) pour augmenter l'intégration de chaleur.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de soufre, d'azote, de composés aromatiques et de particules. L'hydroraffinage, en plus de l'élimination des composés de soufre, réduira les composés azotés d'environ 15 à 40 % (l'hydroraffinage très sévère peut atteindre des taux d'élimination plus élevés).

Effets croisés

Voir la technique suivante de ce chapitre.

Données d'exploitation

Voir Section 2.13.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

L'investissement associé à l'installation d'une unité d'hydroraffinage dépend des caractéristiques de la charge et des spécifications du produit. De manière générale, plus la charge est lourde ou plus les spécifications individuelles du produit sont réduites, plus les exigences du procédé augmentent. Ces conditions de traitement plus sévères peuvent entraîner des besoins en équipements plus importants, des équipements plus grands, une pression d'exploitation plus élevée, qui augmenteront le coût de l'unité. L'investissement nécessaire à une unité d'hydroraffinage peut varier de 12 à 48 EUR par tonne par année de capacité.

Type d'unité d'hydrotraitement	Capacité (Mt/an)	Coût classique d'installation/de capital 1997 millions EUR	Coût d'exploitation classique millions EUR par an
Hydrosulfurage du naphta	1,3	50	
	1,7	58	
	2,2	68	
Hydrosulfurage d'une charge catalytique (les charges étant normalement des résidus atmosphériques et du gasoil sous vide)	1,1	70	
	2,2	113	20
	3,2	160	
Résidus sous vide	1,1	90	16
	2,2	150	

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la teneur en soufre et en composés aromatiques de l'intermédiaire.

Installations de référence

De nombreux exemples existent dans les raffineries.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [212, Hydrocarbon processing, 1998]

4.13.2 Procédés d'hydrodésulfurationDescription

Voir Section 2.13. Une autre technique qui peut être utilisée est l'utilisation de récupération de chaleur émanant des flux de procédé à température élevée dans la chaudière de récupération et la récupération d'énergie dans les unités sous haute pression (**liquide descendant**) pour augmenter l'intégration de chaleur.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la teneur en soufre des différentes fractions. Des techniques modernes peuvent réduire la teneur en soufre des distillats à moins de 10 ppm. Par exemple, l'application d'une hydratation à une étape au moyen d'un catalyseur Co/Mo (30 – 40 bars) des distillats moyens réduit la teneur en soufre de plus de 90 % (réduite à quelques 100 ppm) en fonction du produit, de la teneur en S de la charge et des conditions de réaction. Si la demande en carburant diesel augmente, des composés supplémentaires (comme du LCO provenant du FCC) doivent être utilisés pour la production de celui-ci. Cependant, ces charges contiennent une diversité de composés aromatiques, qui doivent être hydratés dans des conditions sévères (forte température, pression élevée, catalyseurs hautement actifs, procédés à deux étapes).

Les nouvelles spécifications du diesel peuvent être respectées dans les unités classiques d'hydrosulfurage à étape unique en réduisant la **vitesse spatiale du liquide par heure (LHSV)** de 3,7 dans les unités classiques à 0,8 – 1,1 en implémentant un réacteur en série à ceux existants et en appliquant la dernière génération de catalyseur disponible dans les unités d'hydrosulfurage du gasoil. Pour le traitement du mélange d'exportation russe avec 1,3 % w/w de S et une teneur en soufre intermédiaire avant l'unité de désulfuration finale de 0,12 % de S, une teneur en soufre finale de 8 ppm de S dans le raffinat peut être atteinte en fonctionnement normal.

Effets croisés

Consommation d'énergie, génération de déchets, émissions d'effluent dans l'eau et émissions dans l'air.

Données d'exploitation

Les unités d'hydrosulfurage du gasoil nécessitent une mesure supplémentaire de lavage aux amines sous haute pression dans le flux de recyclage de l'hydrogène pour éviter une recombinaison du H₂S provenant du flux d'hydrogène recyclé et des hydrocarbures provenant de la charge fraîche. L'unité fonctionnera à 45 bars, utilisant 40 Nm³ d'hydrogène/t de charge de gasoil et anticipant une durée de fonctionnement de 30 mois.

Applicabilité

Applicable aux distillats du naphta aux résidus lourds.

Aspect économique

Le coût de construction estimé pour une unité de procédé de désulfuration de brut réduit (basé sur une unité de 132 m³/h) s'élève à 47 millions EUR. Un autre résumé de l'investissement estimé pour l'unité d'hydrotraitement du système de désulfuration des résidus pour préparer la charge de craquage catalytique fluide des résidus est présenté ci-dessous.

Débit de charge, Mt/an	3,8
Durée de fonctionnement, jours	335
Facteur d'exploitation	0,92
Investissement sur site, millions EUR	272
Coût hors site total (30 % des investissements sur site), millions EUR	82
Coût du catalyseur par charge, millions EUR	10
Base : second trimestre, 1995, Etats-Unis, Gulf Coast.	

Moteur de la mise en œuvre

Réduit la teneur en soufre de l'intermédiaire. Une désulfuration profonde est une technique importante appliquée pour respecter le Programme Auto-Oil II. Des unités d'hydrosulfuration à deux étapes coûteuses appliquant un catalyseur en métal noble dans la seconde étape de hydrodésulfuration ne sont pas nécessaires pour respecter les spécifications du Programme Auto-Oil II ou du diesel allemand. Mais, en fonction des spécifications finales sur le cétane du diesel énoncées par le Parlement Européen, des unités à deux étapes peuvent devenir obligatoires pour les raffineurs présentant un indice de cétane trop faible dans leur gisement de diesel. Normalement, ces raffineurs n'utilisent pas d'unité d'hydrocraquage. Les unités à deux étapes sont aussi obligatoires pour les raffineurs qui doivent réduire leur teneur en composés aromatiques et/ou la CFPP dans leur gisement de gasoil.

Installations de référence

De nombreux procédés de désulfuration existent dans les raffineries.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997].

4.13.3 Distillation catalytiqueDescription

La distillation catalytique pour la désulfuration de l'essence est un procédé à deux étapes.

Avantages pour l'environnement

Une réduction de 95 % de la teneur en soufre de l'essence de FCC contenant 1 800 ppm de soufre a été obtenue. Ce type de techniques consomme moins d'énergie que les procédés de désulfuration classiques.

Effets croisés

Consommation d'énergie, génération de déchets, émissions d'effluent dans l'eau et émissions dans l'air.

Applicabilité

Pleinement applicable. Cette technique peut aussi être utilisée pour la réduction du benzène dans le reformat.

Aspect économique

Un procédé à deux étapes est conçu pour traiter 7 950 m³/d d'essence de FCC contenant 1 800 ppm de soufre. Son rendement était de 95 % et l'investissement s'élève à 20 millions EUR.

Moteur de la mise en œuvre

Comme la loi exigera de réduire la teneur en soufre de l'essence à 50 ppm, les techniques de réduction de la teneur en soufre seront davantage utilisées.

Installations de référence

Au moins une installation de distillation catalytique de désulfuration de 7 950 m³/d d'essence de FCC est disponible en Europe.

Littérature de référence

[247, UBA Austria, 1998]

4.13.4 Technique de remplacement du catalyseur en service pour le traitement des charges à forte teneur en métal

Description

Tandis que le principal objectif de ce procédé est de prolonger la durée de vie du catalyseur dans un réacteur à lit fixe en aval en maintenant une performance d'hydrodémétalisation élevée, le catalyseur atteint aussi des ratios élevés d'activité d'hydrodésulfuration/hydrodémétalisation et d'élimination du carbone Conradson par hydrodésulfuration/hydrodémétalisation.

Avantages pour l'environnement

La technique de remplacement du catalyseur en service améliore la désulfuration résiduaire dans la raffinerie, réduisant ainsi la génération de déchets.

Données d'exploitation

Le réacteur fonctionne généralement à 390 °C et 2 000 psia.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Prolongation de la durée de vie du catalyseur des procédés d'hydrorafinage.

Installations de référence

Jusqu'à 1997, il y avait 15 unités en service dans le monde.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997]

4.13.5 Hydrogénation des dioléfines légères

Description

L'hydrogénation des dioléfines légères a pour but de produire un flux de raffinerie plus stable réduisant la formation de gomme en amont. Ce procédé convertit les dioléfines en oléfines utiles. De plus amples informations sont fournies dans la Section 2.13.

Avantages pour l'environnement

Le procédé aide à réduire les pertes acides dans les procédés en aval (comme l'alkylation). Les niveaux classiques de dioléfine provenant de l'unité de procédé d'hydrogénation sélective varient de 25 à 1 ppm.

Effets croisés

Faible consommation d'énergie.

Données d'exploitation

Une opération en phase liquide à faible température signifie qu'aucune utilité n'est nécessaire dans la majorité des cas si la charge et l'hydrogène sont tous les deux disponibles dans des conditions adaptées. Les besoins en réchauffement et en refroidissement sont limités aux cas où les concentrations en dioléfine dans la charge sont relativement élevées. Une exploitation commerciale pendant une période de plus de deux ans sans qu'il soit nécessaire de régénérer ou de remplacer le catalyseur est courante.

Applicabilité

La conception des unités est simple. La majorité des unités est conçue pour une réduction des dioléfines à moins de 5 ppm dans le produit.

Aspect économique

La conception des unités est simple et entraîne de faibles coûts d'investissement et d'exploitation nominaux. Le coût du catalyseur est faible par rapport au coût d'installation. L'investissement pour l'unité, incluant le catalyseur, est bas, généralement compris entre 0,6 et 1,2 million EUR. La base de l'investissement sur des projets récents s'élève à environ 3 millions EUR pour une installation d'une capacité de 100 000 t/an.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit la formation de gomme dans les opérations en aval. La flexibilité et le coût minimal de cette technique font de l'unité un instrument de traitement précieux.

Littérature de référence

[166, Canales, 1997], [261, Meyers, 2000]

4.13.6 HydrocraqueurDescription

L'hydrocraquage est un procédé exothermique et des techniques d'intégration de la chaleur peuvent être appliquées. Pour de plus amples informations sur les hydrocraqueurs, voir la Section 2.13. Certaines techniques à prendre en compte sont :

- La chaleur générée dans les réacteurs peut être partiellement récupérée dans un échangeur de chaleur charge/produit. Un four chauffe la charge à la température requise. La température du réacteur est contrôlée par l'injection d'hydrogène froid entre les lits catalytiques.
- Une quantité significative de chaleur est requise dans la section de fractionnement. L'intégration de chaleur est appliquée pour réduire au maximum la consommation de chaleur.
- Le rendement énergétique peut être davantage accru en appliquant un système de séparateur à quatre étapes. La charge de la section de fractionnement est dans ce cas rendue notablement plus chaude et, en conséquence, une quantité moindre de chaleur est nécessaire dans la section de fractionnement.
- L'utilisation de la récupération de chaleur émanant des flux de procédé à température élevée dans la chaudière de récupération et la récupération d'énergie dans les unités sous haute pression (liquide descendant).

Avantages pour l'environnement

Réduction de la consommation énergétique de l'hydrocraqueur.

Effets croisés

Aucun effet croisé connu.

Données d'exploitation

Le système de contrôle doit être renforcé.

Applicabilité

Dans certains cas, l'intégration de chaleur peut être difficile à appliquer. Le remplacement des hydrocraqueurs existants par de nouveaux hydrocraqueurs à chaleur hautement intégrés ne se justifie, dans de nombreux cas, ni d'un point de vue environnemental, ni d'un point de vue économique.

Aspect économique

Le coût d'un hydrocraqueur à intégration de chaleur varie de 36 à 84 EUR/ (t/an). Le coût d'exploitation annuel varie entre 0,6 et 1 % de l'investissement. Dans de nombreux cas, l'aspect économique du procédé ne justifie pas le remplacement d'un hydrocraqueur existant, car la période de recouvrement de l'investissement peut être très longue.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la consommation d'énergie.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [212, Hydrocarbon processing, 1998], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [268, TWG, 2001]

4.13.7 Hydrotraitement des résidusDescription

Voir la Section 2.13. Une autre technique qui peut être utilisée est l'utilisation de récupération de chaleur émanant des flux de procédé à température élevée dans la chaudière de récupération et la récupération d'énergie dans les unités sous haute pression (liquide descendant) pour augmenter l'intégration de chaleur.

Avantages pour l'environnement

La valorisation du fioul en produits plus légers, et la réduction des teneurs en soufre, en azote et en métal du fioul et d'autres produits.

Effets croisés

Les effets croisés sont une consommation énergétique accrue et une hausse consécutive des émissions de CO₂, principalement du fait de l'hydrogène. Comme décrit dans la Section 3.14, la production d'hydrogène est très intensive en énergie, générant des quantités importantes de CO₂. Comme décrit dans la Section 4.13, les procédés d'hydroraffinage génèrent un catalyseur à éliminer et augmentent la production de H₂S avec des conséquences directes sur le stripeur d'eau acide et les unités de récupération du soufre (agrandissement ou nouvelle installation).

D'autres effets croisés sont l'augmentation de la génération de déchets (catalyseurs) et des eaux usées d'effluent (contenant du H₂S).

Données d'exploitation

L'hydroconversion est une réaction exothermique, la chaleur générée dans le système du réacteur étant partiellement récupérée dans l'échangeur de produit de charge. Normalement, un niveau élevé d'intégration de chaleur et de récupération de chaleur est appliqué dans la section de fractionnement. La quantité d'hydrogène requise dépend de la charge (les charges plus lourdes tendent à augmenter la consommation d'hydrogène) et des objectifs du procédé (teneur plus faible en soufre, en azote, en composés aromatiques des produits, consommation d'hydrogène plus élevée). Dans la majorité des cas, de l'énergie supplémentaire est requise.

Applicabilité

Les expériences commerciales vont des résidus atmosphériques à faible teneur en soufre aux résidus sous vide à forte teneur en soufre, et en métal, avec plus de 300 ppm de métaux.

Aspect économique

L'investissement que représentent les diverses options dépend fortement des propriétés de la charge et des objectifs du procédé de l'unité d'hydrotraitement des résidus. L'investissement que représente une nouvelle unité à chaîne simple de 5 000 t/jour varie de USD 200 à 300 millions, le chiffre le plus élevé incluant un hydrocraqueur intégré.

Moteur de la mise en œuvre

L'hydrotraitement des résidus est utilisé pour la valorisation des fiouls en produits plus légers.

Installation(s) de référence :

Un grand nombre de concepts de procédés d'hydroconversion des résidus est autorisé. La sélection du type de procédé dépend de la qualité de l'intermédiaire (teneur en métal et nombre de carbone Conradson) et de la qualité requise de la conversion et du produit.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [212, Hydrocarbon processing, 1998]

4.14 Production d'hydrogène

Comme indiqué dans la Section 2.14, la production d'hydrogène n'est pas exclusive au secteur de la raffinerie. Par conséquent, ce chapitre doit aussi être considéré comme étant applicable aux autres secteurs industriels où une production d'hydrogène est nécessaire (comme la production d'ammoniac, l'industrie des produits chimiques, etc.).

4.14.1 Technique de reformeur à vapeur chauffée au gaz

Description

- Le reformage à la vapeur chauffée au gaz remplace le four du reformeur : la charge calorifique du reformage est fournie en refroidissant le gaz sortant d'un reformeur secondaire qui utilise de l'oxygène. La charge consiste en gaz naturel et en naphta léger.
- Le reformeur à vapeur doit fournir une grande quantité de chaleur à forte température pour la réaction de reformage à la vapeur en brûlant du combustible, résultant sur une grande quantité de chaleur perdue dans les gaz de combustion. Afin de réduire au maximum la quantité de chaleur perdue dans la cheminée, un système de récupération de chaleur de grande taille est utilisé. Une proportion importante de la chaleur est récupérée en élevant et en surchauffant la vapeur. Une certaine intégration de chaleur est possible autour de l'absorbeur de solvants et du réacteur de méthanisation.

Avantages pour l'environnement

- Le reformage à la vapeur chauffée au gaz réduit la consommation énergétique du procédé de reformage.
- La récupération de chaleur émanant des gaz de combustion peut être utilisée ailleurs dans la raffinerie, réduisant la consommation ailleurs.

Effets croisés

Les réglementations environnementales ayant le plus d'impact sur la conception de l'installation se rapportent généralement aux limites de NO_x . D'autres impacts, comme les émissions de SO_x ou d'eau, sont minimes, car du combustible à faible teneur en soufre est généralement utilisé et peu d'émissions autres que les gaz de combustion se dégagent. Le choix d'un système de récupération de chaleur peut avoir un effet majeur sur la production de NO_x , car la quantité de combustible chauffé et la température de la flamme seront affectées. Le préchauffage de l'air de combustion réduira la combustion, mais comme la formation de NO_x est fortement influencée par la température de la flamme, une hausse générale de la formation de NO_x se produira. D'autres méthodes de réduction de la combustion, comme le pré-reformage ou le reformage d'échange de chaleur, n'affectent pas la température de la flamme et réduiront, par conséquent, la production de NO_x . La production de CO_2 est aussi importante. Chaque tonne de H_2 produite génère aussi un minimum de 12 tonnes de CO_2 (7,5 tonnes dans le cas d'une génération de vapeur)

Données d'exploitation

La combinaison de température et de pression élevées impose de sérieuses exigences aux tubes de reformeur à vapeur, qui doivent avoir des parois épaisses pour résister aux pressions et être fabriqués à partir d'alliages coûteux. Le boîtier du four doit être assez grand pour obtenir des taux élevés de transfert de chaleur des gaz de combustion vers les tubes. Ces facteurs combinés font du reformeur à vapeur l'élément unique le plus important et le plus cher des équipements d'une installation d'hydrogène. La grande taille des unités signifie que le réchauffement et le refroidissement prennent du temps, cette unité est donc celle prenant le plus de temps lors des procédures de démarrage et d'interruption. L'importante inertie thermique le rend responsable de dommages au cours des troubles de l'installation.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspect économique

Les coûts de production d'hydrogène relatifs des deux procédés sont principalement fonction du coût de l'intermédiaire. Une nouvelle installation d'hydrogène pour un hydrotraiteur ou un hydrocraqueur de charge d'une unité de FCC de 7 950 m³/an coûterait généralement entre 60 et 75 millions d'euros (1997).

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production. De l'hydrogène est nécessaire pour les hydrosulfurages dans la raffinerie.

Installations de référence

Une nouvelle alternative, déjà prouvée commercialement pour la production d'ammoniac et de méthanol, est la technique de reformeur à vapeur chauffée au gaz.

Littérature de référence

[112, Foster Wheeler Energy, 1999]

4.14.2 Gazéification des pétroles lourds et du cokeDescription

La centrale de CCGI fonctionne aussi comme un fournisseur d'hydrogène, où l'hydrogène est éliminé des gaz de synthèse (après l'élimination du soufre). Pour de plus amples informations, voir les Sections 2.14, 2.10 et 4.10.3.5.

Avantages pour l'environnement*Gazéification du coke*

Un système de désulfuration à lit fixe utilisant de la ferrite de zinc comme sorbant a été testé comme une suite du traitement des gaz rejetés lors de la gazéification. Des niveaux de soufre de 10 à 20 ppm dans le gaz traité ont été obtenus dans ce système. Le gaz produit contient également des traces d'ammoniac (moins de 5 %) et de l'acide cyanhydrique, dérivés de l'azote dans la charge. L'utilisation de calcaire dans le gazogène tend à réduire le niveau de ces composants. L'ammoniac n'est pas éliminé par la ferrite de zinc dans le procédé de désulfuration externe. Si des alcali sont présents dans la charge, une partie peut se vaporiser dans le gazogène et doit être éliminée par un sorbant alcali ou en refroidissant le gaz entrant dans le filtre. Les particules présentes dans le gaz produit sont éliminées dans le filtre barrière à un niveau inférieur à 5 ppm.

Gazéification des pétroles bruts lourds

Un autre avantage environnemental de la gazéification est la réduction des pétroles bruts lourds, qui, utilisés d'une autre façon, pourraient davantage polluer l'environnement. Voir aussi la Section 4.10.3.5.

Effets croisés

L'oxydation partielle requiert une installation à oxygène (pureté de 95 – 99 %), ce qui augmente les coûts.

Données d'exploitation

Normalement, une centrale CCGI inclut une section de purification de l'eau, composée des unités suivantes :

- une récupération de la suie par lavage avec du naphta et en recyclant le mélange de naphta/mélange de suie dans la section de gazéification et/ou par filtration
- un pré-traitement de l'eau pour éliminer les matières sèches (carbone, métaux, sels) par filtration avant traitement final dans une installation biologique.

Le traitement des eaux grises est conçu pour traiter la purge de déconcentration de l'eau provenant d'une unité d'extraction du carbone avec un condensat de gaz de synthèse et probablement avec un système de distillats de tête de régénération aux amines ; l'eau provenant du traitement des eaux grises est finalement envoyée vers un traitement biologique. Le traitement des eaux grises peut employer un traitement physique ou chimique pour la destruction et l'élimination des métaux lourds, suivi d'un stripeur d'eau acide, qui élimine les sulfures, l'ammoniac et le dioxyde de carbone présents dans l'eau.

Les flux gazeux sont totalement lavés pour éliminer tout contaminant et le procédé inclut normalement les unités auxiliaires suivantes pour purifier le gaz :

- lavage à l'eau et parfois à l'huile pour éliminer la suie et les particules
- réacteur pour le COS ou les cyanures par hydrolyse
- absorption du gaz acide avec des amines ou un système équivalent et production de soufre élémentaire à partir du H₂S dans l'unité Claus.

Applicabilité

Les coûts de production d'hydrogène relatifs sont principalement fonction du coût de l'intermédiaire. Le principal problème en termes d'investissement dans une centrale de gazéification est son niveau de capital et son coût d'exploitation. Pour être commercialement attractif, elle nécessite généralement d'être appliquée à grande échelle. Les conditions classiques de la production de produits chimiques sont la génération de plus de 200 MW_e d'énergie électrique par le CCGI ou l'utilisation à grande échelle d'hydrogène, de monoxyde de carbone et de vapeur.

Aspect économique

L'investissement généralement accepté pour une centrale à cycle combiné basée sur une gazéification du pétrole dans une fourchette de 200 + MW_e est de l'ordre de 1 300 à 1 700 EUR par kW installé, avec un rendement thermique d'environ 40 % et une réduction des émissions de soufre proche de 99 %. Comme la demande en électricité moyenne d'une raffinerie est généralement inférieure à 80 MW_e, l'investissement dans un CCGI dépend souvent de l'opportunité d'exporter le surplus d'énergie électrique généré. Cependant, la vapeur sous haute pression peut aussi être un produit de gazéification précieux et des exemples d'unités de gazéification plus petites qui s'adaptent bien dans une raffinerie existent.

Les coûts de production d'hydrogène relatifs du procédé sont principalement fonction du coût de l'intermédiaire. Le reformage à la vapeur du méthane produit généralement de l'hydrogène à un coût inférieur à l'oxydation partielle du fioul, si le coût du méthane est inférieur d'environ 65 % au coût du fioul sur une base énergétique.

Moteur de la mise en œuvre

Production d'hydrogène, réduction de la production de pétroles lourds, exportation d'énergie et production de gaz de synthèse comme charge de la pétrochimie.

Installations de référence

Au moins cinq procédés de gazéification sont actuellement en fonctionnement dans des raffineries européennes.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [297, Italy, 2000]

4.14.3 Purification de l'hydrogène

Description

Des informations sur le procédé sont fournies dans la Section 2.14. Certaines des techniques qui peuvent s'appliquer aux unités de purification de l'hydrogène pour atteindre une meilleure performance environnementale sont :

- plusieurs lits adsorbants sont utilisés, et le flux de gaz est périodiquement transféré d'un contenant à un autre pour permettre une régénération de l'adsorbant par réduction de la pression et par purge, libérant ainsi les composants adsorbés. Le gaz adsorbé s'accumule normalement dans un contenant et est utilisé comme combustible dans un lieu adapté
- une technique de réduction des émissions d'air consiste à utiliser des systèmes de PSA uniquement pour la purification d'hydrogène
- l'utilisation du gaz de purge PSA comme gaz combustible de raffinerie dans un four de reformage au lieu de combustibles aux rapports C/H plus élevés.

Avantages pour l'environnement

Réutilisation des gaz combustibles résiduels comme combustibles dans le procédé.

Effets croisés

Du fait d'une perte d'hydrogène dans le gaz résiduel de PSA, le reformeur et l'avant d'une installation de la PSA sont plus importants que dans une installation de purification par voie humide. Cependant, une installation de PSA utilise moins de vapeur de procédé et ne nécessite pas de chaleur pour le rebouilleur. La PSA est une grande consommatrice d'énergie du fait des systèmes de pression/sous vide élevés qu'elle utilise.

Données d'exploitation

Le système de PSA est complètement automatique et permet d'obtenir un produit d'une plus grande pureté. L'unité de PSA est plus simple à opérer qu'un système de purification par voie humide, car elle ne dispose d'aucun équipement rotatif ni de solutions circulantes. Le procédé classique génère un produit hydrogène d'une pureté maximum de 97 – 98 % v/v, tandis que le procédé d'adsorption modulée en pression produit de l'hydrogène très pur compris entre 99,9 % v/v et 99,999 % v/v. Les constituants résiduels du gaz sont principalement du méthane et moins de 10 ppm de CO. Certaines données sur la consommation de l'utilité du système PSA sont : 3 700 Nm³/h avec une teneur en H₂ d'au moins 85 % et une pression variant entre 37 et 47 bars. Flux de produits : 2 400 Nm³/h de H₂ purifié avec une concentration d'au moins 99,5 %, une température de 45°C, une pression de 35 bars ; gaz résiduels : 1300 Nm³/h, P : 3 bars, T : 30 °C, contiennent 60 % de H₂, 1,4 % de H₂S et 40 % de composés C1 - C6 avec des points d'ébullition plus élevés.

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production pour purifier l'hydrogène. Le choix entre le système PSA et le système de purification dépend de la pureté du produit requise, de la fiabilité et des aspects économiques du procédé. L'investissement supplémentaire que nécessite un système PSA pour les capacités de grandes installations peut normalement être compensé par un moindre coût d'exploitation. Un système PSA produira aussi du H₂ d'une plus grande pureté.

Installations de référence

De nombreuses références existent.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [297, Italy, 2000], [211, Ecker, 1999]

4.15 Gestion intégrée de la raffinerie

Cette section, structurée de la même façon que les Chapitres 2 et 3, contient les activités de gestion intégrée de la raffinerie qui ne sont pas incluses dans d'autres sections. Les premières techniques à prendre en compte sont des activités de gestion environnementale et autres techniques de gestion de l'utilité.

4.15.1 Outils de management environnemental

Description

Un système de management environnemental (SME) peut contenir les éléments suivants :

- la mise en œuvre et l'adhésion à un système internationalement accepté comme ceux des séries ISO 14000 ou du SMEA. Ces systèmes assurent des améliorations continues, une formation sur la gestion des plaintes, un compte-rendu de la performance, un contrôle du procédé, une planification des améliorations, etc.
- la preuve peut être renforcée par exemple par un audit interne et/ou externe, par une certification
- le SME n'est pas isolé des autres systèmes (sécurité, maintenance, finances, etc.) mais doit être intégré aux autres systèmes lorsque cela est pertinent et présente un avantage. Les systèmes de gestion en matière d'énergie et d'environnement peuvent, plus particulièrement, être combinés, ce qui est conforme au fait qu'une réduction de la consommation énergétique va de pair avec une amélioration de la performance environnementale
- la préparation et la publication d'un rapport annuel de performance environnementale, vérifié en externe. Un tel rapport permettra également la diffusion des améliorations aux autres parties, et sera un véhicule d'échange d'information (avec les environnements voisins, les autorités, etc.)
- la livraison, une fois par an, d'un plan d'amélioration de la performance environnementale aux parties prenantes. Un tel plan assure une amélioration continue
- il est courant dans la recherche d'amélioration continue de comparer sa propre performance avec celle des autres dans le domaine, et d'identifier les « meilleures pratiques ». Prendre les « meilleures pratiques » des autres à cœur et les appliquer entraînera des améliorations de la performance environnementale. Des systèmes sont disponibles pour comparer sa propre performance à celle des autres en termes d'énergie, d'efficacité, de maintenance, dans lesquels les performances des raffineries aux capacités et aux complexités différentes sont normalisées (par exemple la capacité de distillation équivalente). Cette technique de mesure de la performance, de comparaison avec d'autres et d'identification des « meilleures pratiques » et d'adoption sur son propre lieu de travail est aussi appelée « évaluation comparative ». Cette technique dispose aussi d'un champ d'application dans un certain nombre de domaines liés aux améliorations de la performance environnementale
- la pratique d'une telle évaluation comparative sur une base continue, incluant les activités de rendement énergétique et de conservation de l'énergie, les émissions dans l'air (de SO₂, de NO_x, de COV et de particules), les déversements dans l'eau et la génération de déchets. L'évaluation comparative concernant le rendement énergétique implique généralement un système d'améliorations du rendement énergétique interne, ou des exercices d'évaluation comparative du rendement énergétique au sein d'une compagnie ou entre des compagnies
- réaliser une étude d'impact environnemental (EIA) portant sur les nouvelles activités majeures
- les données sur les bilans massiques de la ressource et de la production de soufre via les émissions et les produits (incluant les produits de faible teneur et hors spécifications, l'utilisation supplémentaire et la destinée), à publier tous les ans.

Avantages pour l'environnement

Ces systèmes assurent généralement des améliorations continues, une formation sur la gestion des plaintes, un compte-rendu de la performance, un contrôle du procédé et une planification des améliorations.

Applicabilité

Ces techniques peuvent généralement s'appliquer à toutes les raffineries.

Installations de référence

Bon nombre de ces techniques sont appliquées dans de nombreuses raffineries.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [285, Demuyne, 1999]

4.15.2 Le concept du droit à polluerDescription

Le droit à polluer fait généralement référence aux émissions de SO_2 dans l'air, mais peut aussi s'appliquer au NO_x , à la poussière, au CO et aux métaux (Ni, V). Le droit à polluer est un instrument de régulation appliqué dans plusieurs pays de l'UE. Comme l'illustre l'image ci-dessous, l'approche globale des émissions dans l'air intègre une « cheminée unique virtuelle » pour l'ensemble de la raffinerie. Le traitement de l'eau de procédé dans la raffinerie est généralement réalisé dans une station d'épuration unique (pour des raisons techniques et économiques) et peut conceptuellement être considéré comme une approche similaire au « droit à polluer »⁴ pour l'air.



Figure 4.4 : Le concept du droit à polluer

⁴ Les exigences d'une raffinerie en terme de réduction des ses déversements dans l'eau peuvent aussi être conçues comme une approche globale. L'eau provenant de diverses unités du procédé est récupérée dans un système de traitement de l'eau. La charge en g/tonne de pétrole brut traité dans la raffinerie peut être définie en terme de « bulle », visant à réduire au maximum la consommation d'eau, à réutiliser l'eau dans les différents procédés et à utiliser les MTD dans l'unité de traitement des eaux usées de façon intégrée et pour tous les procédés avec pour objectif d'atteindre une charge aussi basse que techniquement et économiquement possible pour l'ensemble de la raffinerie.

Pourquoi est-il appliqué aux raffineries ?

Le droit à polluer est utilisé dans les raffineries car il est reconnu qu'il satisfait certains des besoins énergétiques ou leur totalité avec une diversité de combustibles liquides et gazeux qui sont des sous-produits des divers procédés. A cet égard, les raffineries diffèrent des autres industries qui achètent généralement tous leurs combustibles spécifiés en externe.

La justification technique du droit à polluer dans les raffineries est la complexité de l'installation. Plusieurs aspects de cette complexité incluent un certain nombre de points d'émission et les interrelations économiques et techniques dans une raffinerie moderne entre l'intermédiaire, les types de procédés et les variations des différentes conditions d'exploitation en relation avec les exigences de **slate** et la qualité du produit.

La justification économique est que la raffinerie devrait pouvoir utiliser, dans différentes installations et à différents moments, les divers combustibles qu'elle produit en interne. En même temps, il permet à l'opérateur de :

- choisir le lieu le plus rentable pour réduire les émissions
- répondre aux opportunités du marché du pétrole brut et à la situation de l'offre et de la demande des produits pétroliers
- opérer efficacement dans un environnement compétitif.

La justification environnementale est que l'autorité devrait pouvoir définir les conditions d'émissions conformément à ces objectifs environnementaux tout en autorisant le raffineur à avoir une flexibilité dans l'exploitation de ses unités de traitement et dans la sélection des diverses options techniques et économiques permettant de satisfaire les exigences énergétiques de la raffinerie dans des conditions de marché compétitif. De plus, ce concept permet une comparaison facile de la performance en termes des émissions d'une raffinerie et entre les raffineries.

Définition et applicabilité

Pour l'application du concept global, les niveaux d'émissions associés doivent être fournis de façon transparente. Cela inclut :

1. les polluants impliqués
2. l'approche utilisée pour définir la bulle (concentration globale et charge globale) (voir ci-dessous)
3. une liste détaillée des installations incluse dans le droit à polluer (voir ci-dessous)
4. les volumes de gaz de combustion correspondant et leurs conditions de mesure (par exemple dans des conditions normales, sèches)
5. les données de référence (teneur en oxygène et temps moyen (quotidien, mensuel, annuel, tous les 3 ans)) (voir ci-dessous)

Les explications des points ci-dessus sont :

1. évidents (voir Description dans cette Section)
2. différentes approches (point 2 ci-dessus) peuvent être utilisées pour définir la bulle, c'est-à-dire :
 - dans des unités de concentration des gaz de combustion émis par la raffinerie, qui traduisent la complexité de la raffinerie en termes de consommation énergétique de la raffinerie, ou
 - en charge annuelle par tonne de pétrole brut traité qui peut être combinée avec le facteur de complexité (index Nelson) de la raffinerie

L'approche globale de la charge inclut le rendement énergétique d'une raffinerie tandis que l'approche par la concentration ne l'inclut pas. Cela représente un avantage majeur de l'approche globale de la charge. Des facteurs simplifiés (voir Tableau 3.2) existent pour passer d'une approche à l'autre. Il faut noter qu'un tel facteur calculé sur une valeur de consommation énergétique européenne moyenne pourrait, cependant, être trompeur car les rendements énergétiques des raffineries européennes varient considérablement (voir Section 3.10.1). La conversion entre les deux approches dans chaque raffinerie spécifique est plus précise.

D'autres méthodes peuvent être utilisées. La façon de définir l'approche globale et ses unités de mesure se rapporte plus à une question de commodité et d'habitude que de principe, tant que l'approche utilisée, la méthodologie utilisée pour définir l'unité de mesure et les unités sont clairement indiquées.

3. Des interprétations différentes existent dans divers pays sur les unités à prendre en compte (par exemple, la combustion uniquement, incluant ou excluant l'unité de FCC et/ou la SRU et/ou les torches). Par exemple, un Etat membre a rapporté que dans une raffinerie existante de l'UE, la concentration

globale augmentait de 20 % lorsque les torches étaient incluses dans l'approche globale. Un autre exemple fourni par la Concawe indiquait que la moyenne calculée sur l'approche globale du combustible SO_2 était de 1 000 tandis que la moyenne était de 1 600 si toutes les installations étaient incluses.

4. Evident

5. Lorsque le court temps moyen est défini (par exemple quotidien, mensuel), la flexibilité supplémentaire nécessaire aux temps d'indisponibilité, aux changements d'intermédiaires et autres problèmes techniques peut être obtenue en permettant aux valeurs élevées de la période actuelle d'être corrigées par des valeurs inférieures au cours de la période suivante, une fois les problèmes techniques réglés. La limite globale de masse (g/tonne de pétrole brut traité) est généralement définie sur une longue période de temps (par exemple sur un an). Dans une raffinerie de l'UE, une période de trois ans est appliquée. Aussi, il a été reconnu par le GTT que le temps moyen pouvait dépendre du polluant (par exemple les effets NO_x et du SO_x sur l'environnement et sur la santé sont différents). La période moyenne est aussi liée au caractère strict du niveau d'émission global (plus les niveaux sont exigeants, plus la période moyenne est longue, pour permettre une flexibilité).

Les paragraphes ci-dessus impliquent qu'une grande quantité de données est nécessaire pour calculer continuellement la valeur globale. Par exemple, pour le SO_2 :

- les teneurs en soufre de la recirculation des gaz de combustion doivent continuellement être mesurées (par exemple par un spectromètre de masse) et des valeurs horaires doivent être produites ; le SO_2 est alors calculé en enregistrant les débits horaires de combustible dans les fours et les chaudières
- la teneur en S du fioul est mesurée tous les jours
- les données de l'unité de FCC sont estimées sur la base d'un pourcentage de la charge de S dans l'unité (le débit quotidien de charge dans l'unité, la teneur en S est mesurée après tout changement de slate de pétrole brut). Il faut des mois de collecte de données pour établir une relation
- les SRU, les fours de calcination, etc. ont tous des algorithmes différents pour estimer continuellement les dégagements sur la base de la collecte de données
- les données sont aussi nécessaires à l'estimation continue de l'humidité et de la teneur en O_2 des gaz de combustion pour corriger les conditions de référence.

Le dernier paragraphe indique le champ pour une diversité considérable dans la façon dont les raffineurs calculent leur bulle et donc dans la précision et la fiabilité des données lors de la comparaison des valeurs globales. Cependant, lorsqu'un bon programme d'échantillonnage est établi avec une méthode de calcul approuvée, le suivi des émissions devient très facile.

Préoccupations environnementales

Comme dans certaines situations les raffineries sont physiquement ou logistiquement connectées à une installation chimique voisine, il peut être tentant d'étendre l'approche globale aux procédés « extérieurs à la raffinerie », ce qui peut alors engendrer une mauvaise utilisation du « bubble concept » à cause des effets de dilution. Ces effets de dilution peuvent se produire du fait d'importants volumes de gaz de combustion générés par certains procédés extérieurs à la raffinerie qui contiennent généralement de faibles niveaux de SO_2 et de NO_x . Un exemple d'une telle dilution a été soumis par un Etat membre et dans cet exemple, l'approche globale de la raffinerie a bénéficié d'une grande installation chimique et la concentration globale a été réduite de 50 % (inclus dans le BREF LVOC). Les effets de dilution n'affectent pas l'approche de charge.

Une autre préoccupation pourrait être que la concentration globale est définie comme une norme relative, directement liée à l'utilisation de combustible dans la raffinerie. Cela peut être réglé en définissant l'approche globale en fonction d'une charge par tonne de pétrole brut traité ou en définissant un plafond absolu (en tonnes/an), en plus des valeurs d'émission en mg/Nm^3 de gaz de combustion dans l'approche globale. Cependant, un compromis est possible entre le caractère strict des exigences environnementales et le besoin de flexibilité dans l'exploitation d'une raffinerie. Il faut faire attention à ne pas introduire une complexité supplémentaire dans le système de régulation, perdant alors une partie de l'intérêt du concept global. Par exemple, dans un EM, une moyenne de 3 ans est choisie pour l'approche globale du SO_2 (charge) de la raffinerie. Cependant, dans le cas du NO_x , il faut garder à l'esprit les différences en termes d'effets à long terme du SO_2 et du NO_x sur l'environnement et sur la santé.

Une autre préoccupation environnementale liée à ce concept est la possibilité d'émissions élevées dans les cheminées les plus basses (par exemple une SRU). Cela peut facilement être réglé en exigeant que les gaz de combustion des combustibles plus propres soient déversés dans les cheminées plus basses et que les cheminées hautes soient utilisées pour éviter des concentrations élevées de polluants au niveau du sol,

affectant les employés et le voisinage. Bien sûr, l'autorité de régulation doit être consciente que les mesures classiques utilisées pour assurer que les concentrations au niveau du sol des polluants toxiques sont conformes aux normes de qualité de l'air qui restent en vigueur lorsqu'on utilise le concept global. Ce commentaire peut s'appliquer à toute la législation, car l'utilisation du droit à polluer comme instrument de régulation n'empêche pas d'autres valeurs limites existantes/récentes d'être appliquées pour des unités/infrastructures spécifiques dans une raffinerie.

Etablir les valeurs d'émission associées dans le concept global

Si le droit à polluer est utilisé comme instrument d'exécution de l'application des MTD dans la raffinerie, alors les valeurs d'émission définies dans l'approche globale de la raffinerie doivent être telles qu'elles traduisent vraiment la performance de la MTD pour la raffinerie dans son ensemble. La notion la plus importante est alors de :

- identifier l'utilisation totale de combustible de la raffinerie ;
- évaluer la contribution de chacun des combustibles à la consommation totale de combustible de la raffinerie ;
- quantifier les émissions émanant des unités de procédé impliquées dans de telles émissions (par exemple unité de FCC, SRU) ;
- revoir l'applicabilité des MTD pour chacun de ces combustibles et/ou des unités du procédé
- combiner cette information avec les contraintes techniques et économiques en utilisant ces techniques.

Cela peut impliquer différentes valeurs d'émission associées à l'utilisation des MTD, en fonction du type de combustibles utilisé et de leur contribution à l'utilisation totale de combustibles de raffinerie, et des émissions émanant des unités de procédé comme l'unité de FCC et la SRU et leur contribution aux émissions totales de raffinerie.

Les valeurs d'émission associées dans le cas d'une raffinerie au gaz seront intrinsèquement inférieures aux émissions produites dans une situation où la majeure partie de l'utilisation du combustible de la raffinerie est fournie par des combustibles liquides. Dans ce cas, les MTD peuvent être définies en évaluant les émissions associées aux combustibles gazeux utilisés et les émissions associées à l'utilisation de combustibles liquides résiduels et au traitement des gaz de combustion, ou en utilisant des combustibles liquides propres, c'est-à-dire avec une teneur en soufre limitée. Si nécessaire, ces valeurs d'émission dans une approche globale basée sur des concentrations peuvent facilement être traduites en charge globale annuelle ou mensuelle, c'est-à-dire en tonne de SO_2 et/ou de NO_x par million de tonne de pétrole brut traité.

Dans l'Annexe V, plusieurs exemples montrent comment les valeurs d'émission dans le droit à polluer peuvent être définies pour traduire la performance techniquement faisable en termes de SO_2 et de NO_x dans la raffinerie dans son ensemble. L'évaluation des valeurs d'émission associées aux MTD implique aussi cependant une évaluation économique et environnementale de ces valeurs. La décision d'investir pour convertir une raffinerie existante en une raffinerie au gaz à conversion complète implique d'autres considérations techniques, économiques et environnementales que les seules émissions de SO_2 et de NO_x émanant de la raffinerie elle-même. De même, la décision d'investir dans une désulfuration des gaz de combustion et/ou dans une réduction du NO_x grâce à une RSC peut aussi impliquer la concentration de la combustion du combustible liquide de la raffinerie dans une ou deux grandes installations de combustion, qui aura des implications majeures sur la façon dont la raffinerie sera capable de répondre aux pressions commerciales. La même chose reste vraie pour les autres options techniques auxquelles une raffinerie sera confrontée. Cependant, une flexibilité maximale sera très importante dans le programme pour évaluer les diverses considérations techniques possibles pour la raffinerie. En définissant les valeurs d'émission dans une approche globale qui respecte ce besoin de flexibilité opérationnelle, l'organisme d'autorisation peut soutenir une conclusion environnementale correcte du processus de décision d'investissement de la raffinerie.

Le droit à polluer est un instrument de régulation environnementale qui peut être utilisé pour exécuter l'application des MTD dans une raffinerie sans se perdre dans les interrelations technico-économiques qui existent dans la raffinerie. Comme indiqué plus haut, un lien existe avec le concept de MTD à condition que l'approche globale soit réglée à un niveau qui traduise la performance des MTD de la raffinerie dans son ensemble.

Exemples :

Le GTT a fourni quelques chiffres de référence d'application du droit à polluer dans des raffineries. Les données ont été divisées en deux groupes. Un groupe représente la performance réelle des raffineries et le second représente les propositions fournies par différents membres du GTT.

Donnée provenant de	Niveau d'émission de SO ₂ (mg/Nm ³ à 3 % de O ₂ sauf indication contraire)	Niveau d'émission de NO _x (mg/Nm ³ à 3 % de O ₂ sauf indication contraire)	Particules (mg/Nm ³ à 3 % de O ₂)
Calcul global réel dans les raffineries			
Etude de raffineries européennes (76 raffineries) Moyennes annuelles Intervalle quartile supérieur	200 – 1 000 (moyenne 311)	35 - 250	
Moyenne pondérée annuelle européenne	1 600 (incluant toutes les installations)		
Tableaux 3.3 et 3.6 dans la Section 3.1.2. Intervalle quartile supérieur de 40 raffineries de l'UE	50 – 210 t de SO ₂ / Mt de pétroles bruts traités 80 – 350 (moyenne annuelle)	20 – 150 t de NO _x / Mt de pétroles bruts traités 35 – 250 (moyenne annuelle)	
Fourchette constatée dans un pays de l'UE	470 – 1 250 (moyenne quotidienne)	100 – 350 (moyenne quotidienne)	
Installations au gaz naturel	30		
Raffinerie dans l'UE	1 000 – 1 400 (moyenne mensuelle) (valeur dépendant de la quantité de pétrole liquide brûlé)	250 – 300 (peu de variations entre les moyennes quotidiennes et mensuelles)	
Raffinerie dans l'UE (pas de pétrole brûlé)	600 (moyenne mensuelle) 1 000 (moyenne quotidienne)	300 – 350 (peu de variations entre les moyennes quotidiennes et mensuelles)	
Raffinerie de l'UE	680 (moyennes semi-horaires par an)		
Raffinerie hors de l'UE (100% au gaz) ²		20 - 30	
Raffinerie hors de l'UE (10 % de combustibles liquides) ³		60	
Une raffinerie de l'UE	53 t de SO ₂ / Mt de pétroles bruts traités	78 t de NO _x / Mt de pétroles bruts	
Un pays de l'UE	60 – 120 t de SO ₂ / Mt de pétroles bruts traités	20 – 100 t de NO _x / Mt de pétroles bruts	
Propositions du GTT (évaluations comparatives)			
Un membre du GTT soutenu par une raffinerie (n'incluant pas le torçage)	60 – 200 50 – 230 t/Mt	70 – 150 80 – 170 t/Mt	
Un membre du GTT soutenu par les calculs de l'Annexe V	100 – 600 (moyenne mensuelle)	100 – 200 (moyenne mensuelle)	
Un membre du GTT	600 (moyenne mensuelle) 850 (moyenne quotidienne)	150 (moyenne mensuelle) 200 (moyenne quotidienne)	
Deux membres du GTT ¹ basés sur les pratiques	800 – 1 200 (moyenne mensuelle)	250 – 450 (moyenne mensuelle)	30 – 50 (moyenne mensuelle)

actuelles			
Un membre du GTT ¹ sur la base des pratiques actuelles européennes	1 000 – 1 400 (moyenne annuelle)	300 - 500 (moyenne annuelle) ⁴	15 – 50 (moyenne annuelle)
¹ Dans la révision de la Directive sur les grandes installations de combustion, les valeurs limites d'émission du SO ₂ dans les raffineries récentes et existantes sont respectivement de 600 et de 1 000. Considérant que les valeurs limites d'émission augmentent légèrement pour inclure les émissions de SO ₂ émanant aussi des installations Claus, de craquage catalytique et de la torche. Les valeurs limites d'émission du NO _x , dans la révision de la Directive sur les grandes installations de combustion sont définies dans la fourchette que nous avons proposée pour l'approche globale de raffinerie et cela semble suffisant pour justifier notre proposition. ² Atteint sur une période de long terme en utilisant des combustibles gazeux et des mesures secondaires sur les unités au gaz et en convertissant les résidus lourds grâce à des unités de cokéfaction. ³ Atteint sur une période de long terme en hydrotraitant les combustibles liquides (0,03 % de S) et en mettant en œuvre une RSC sur 73 % du débit de gaz (15 réacteurs de RSC sur les principaux émetteurs des 25 fours, 7 chaudières, une unité de FCC) ⁴ Une raffinerie récente (au gaz) peut probablement atteindre 200.			

Les données sur la législation appliquant le droit à polluer dans certains pays sont fournies en Annexe I.

Littérature de référence

Autriche, Belgique, Concawe, France, Grèce, Italie, Pays-Bas, Norvège, Espagne, Suède, RU.
[248, Ademe, 2001]

4.15.3 Bonnes pratiques d'entretien

Description

Cette section inclut les bonnes pratiques appliquées à la maintenance, au nettoyage et autres questions horizontales dans les raffineries. Ce qui, par le passé, était considéré comme un « bon entretien » peut, de nos jours, sembler évident, car cela est inscrit dans la pratique des raffineries au quotidien. De nouvelles mesures, basées sur l'expérience acquise, ont cependant été ajoutées au fil du temps. Le « bon entretien » est souvent utilisé dans un contexte plus large de bonne gestion et de bonne conduite de l'entreprise. Un certain nombre de paramètres de performance de l'entreprise, comme la sécurité, la maintenance, l'efficacité (de l'énergie et de la main-d'œuvre), la qualité du produit, la fiabilité des unités/équipements, les ressources humaines et les finances requièrent des approches qui se basent sur le concept de « bon entretien ». Pour les raffineries, la sécurité fournit de nombreux exemples de cette approche, souvent groupés sous l'intitulé gestion de la sécurité. De même, la gestion de la qualité produit est une approche bien développée pour assurer la satisfaction du client et la gestion de la maintenance pour une fiabilité/durée de service de l'unité et une efficacité de la maintenance accrues. Des systèmes existent aussi pour les autres paramètres de l'entreprise. Tous ces systèmes sont en place pour assurer que des pratiques adéquates sont adoptées, et que les « leçons apprises » sont traduites dans ces systèmes (par exemple la série ISO 9000).

Les aspects les plus classiques d'un bon entretien sont inclus dans cette section. Ces systèmes peuvent aussi être considérés comme des instruments pour assurer que les procédures adéquates sont respectées afin de sauvegarder le fonctionnement correct du matériel informatique de la raffinerie. Les techniques suivantes sont considérées comme étant de bonnes pratiques environnementales dans les secteurs industriels.

- Une planification et un accomplissement de la *maintenance* en :
 - soumettant toutes les installations et tous les équipements à des programmes de maintenance préventive réguliers, conformes aux exigences opérationnelles, pour assurer une performance optimale continue.
 - procédant à un nettoyage des déversements mineurs avec des adsorbants.
- Un nettoyage régulier des équipements et des locaux de la raffinerie. Le nettoyage, par nature, génère des déchets. En choisissant les procédures et les technique adéquates, ces déchets peuvent être réduits au maximum ou leur nature peut être altérée afin de pouvoir les éliminer plus facilement :
 - drainer les équipements au maximum
 - recycler l'eau de rinçage usée
 - utiliser un système de nettoyage à l'eau sous haute pression plutôt que des détergents ou des produits chimiques
 - utiliser un pré-traitement sur place à chaque fois que cela est possible, par exemple un matériau de filtre à vapeur/de lavage (comme les filtres à l'argile) avant déversement

- réduire au maximum les dépôts du réservoir avant le nettoyage (solvants et mélangeurs)
- au cours du nettoyage, vaporisation des événements et des contenants qui seront acheminés vers la torche. Cette technique peut soulever de sérieuses questions de sécurité si de l'oxygène est présent. En outre, lorsque du Hg est présent – en particulier lorsque des refroidisseurs de distillats de tête à vaporisation sont utilisés – des émissions de mercure peuvent se produire.
- dans de nombreuses raffineries, l'utilisation d'eau sous haute pression pour nettoyer les ensembles d'échangeur de chaleur génère et dégage de l'eau et des matières sèches entraînées vers le système de traitement des eaux usées de la raffinerie. Les matières sèches de l'échangeur peuvent alors attirer des huiles car elles se déplacent dans le système d'égout et peuvent alors générer des matières sèches plus fines et des émulsions stabilisées plus difficiles à éliminer. Les matières sèches peuvent être éliminées dans le tampon nettoyeur de l'échangeur de chaleur en installant des déversoirs en béton autour des drains en surface ou en couvrant les drains d'un écran. D'autres moyens de réduire la génération de matières sèches est l'utilisation d'anti-salissants sur les ensembles d'échangeur de chaleur pour prévenir l'entartrage et le nettoyage avec des produits chimiques de nettoyage réutilisables qui permettent aussi une élimination aisée des huiles
- le nettoyage dans des endroits réservés à cet usage afin de garder le contrôle sur les matériaux d'écoulement et sur l'eau contaminée
- procéder à un nettoyage des déversements mineurs avec des adsorbants.
- installer des déversoirs sur les lieux de nettoyage, afin de retenir les matières sèches qui, sinon, pourraient attirer les huiles dans les séparateurs de déshuileur à lame ondulée.
- réduire au maximum et réutiliser les produits chimiques de nettoyage
- Utiliser les techniques dans *les équipements industriels courants (pompes, compresseurs, etc.)* qui peuvent réduire l'impact environnemental comme :
 - la mise en œuvre des améliorations opérationnelles des nouvelles conceptions
 - l'amélioration de la fiabilité des équipements
 - l'utilisation d'une technique de lubrification basée sur la lubrification par brouillard d'huile. La technique consiste en un générateur de tourbillons qui génère, à l'aide d'air sous pression par voie sèche, un mélange d'air et d'huile lubrifiante. Ce mélange est appelé brouillard d'huile, et lubrifie les équipements dynamiques. Une fois lubrifié, l'air est recirculé vers le tourbillon.

Certaines techniques qui peuvent être considérées comme des techniques de bon entretien sont déjà incluses dans d'autres Sections. Il s'agit par exemple de :

- l'application d'un contrôle de procédé avancé (voir Section 4.15.5) qui peut inclure la mesure de la performance (des équipements et du procédé) continue en ligne, la mesure de la performance et la comparaison avec les objectifs.
- la prévention de la contamination du sol (voir Section 4.25.1)
- la détection et la réparation de fuite (LDAR) (voir Section 4.23.6)
- la réduction maximale et la prévention des déversements d'hydrocarbures (voir Section 4.23.6)
- la réduction maximale de la génération de déchets (inclue dans chacune des sections du procédé).

Avantages pour l'environnement

La technique de lubrification peut réduire l'utilisation et les déchets consécutifs d'huile lubrifiante jusqu'à 75 % et réduire la consommation électrique des moteurs électriques.

Données d'exploitation

Ces systèmes sont dynamiques ; ils restent dynamiques grâce à l'incorporation d'opportunités d'améliorations continues.

Applicabilité

La technique lubrifiante peut aussi s'appliquer à la lubrification des équipements dynamiques avec des portées d'arbre lubrifiées, comme les pompes centrifuges, les moteurs électriques, les assemblages d'engrenages, les supports intermédiaires.

Aspect économique

Un fournisseur de la technique lubrifiante revendique une période de moins de deux ans de remboursement.

Installations de référence

La technique de lubrification a déjà été utilisée par les principales compagnies pétrochimiques.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [285, Demuynck, 1999], [19, Irish EPA, 1993], [316, TWG, 2000], [324, Sichelub, 2001]

4.15.4 Formation

La formation du personnel joue un rôle important dans la prévention de la contamination dans la raffinerie.

Certains aspects importants sont :

- inclure les préoccupations et les aspects environnementaux dans la formation du personnel de la raffinerie
- former le personnel à réduire les quantités de matières sèches dans les égouts. Un programme de formation sur l'infrastructure qui souligne l'importance de prévenir la pénétration des matières sèches dans le réseau d'égout aidera à réduire la quantité de dépôts dans la station d'épuration provenant des activités quotidiennes du personnel de la raffinerie
- former le personnel à prévenir la contamination du sol. La contamination du sol peut être réduite en éduquant le personnel sur les moyens d'éviter les fuites et les déversements.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [256, Lameranta, 2000]

4.15.5 Planification et contrôle de la productionDescription

Certaines techniques à prendre en compte à cet égard sont :

- les équipements de contrôle de la pollution doivent, généralement, rester en service lors du démarrage et des interruptions, aussi longtemps que nécessaire, pour garantir la conformité avec les autorisations, à condition qu'aucune autre considération de sécurité ou d'exploitation ne l'empêche
- réduire au minimum les démarrages et les interruptions. Une planification correcte de la production peut réduire la fréquence et la durée d'une interruption du procédé.
- la mise en œuvre d'un contrôle du procédé avancé pour la planification et le contrôle de la production
- un contrôle du procédé avancé pour optimiser l'utilisation d'énergie dans la raffinerie (se rapporte à la Section 4.10.1.2).

Littérature de référence

[118, VROM, 1999]

4.15.6 Gestion de la sécurité

La sécurité est un effet croisé important des mesures environnementales. N'importe quelle relation directe d'influence existe. Les mesures qui peuvent affecter la sécurité sont :

- d'une manière positive, les échantillonnages en boucles fermées réduisent au maximum les dégagements de matériaux
- d'aucune manière, le recyclage de l'eau de procédé dans les dessaleurs n'a aucun impact significatif sur la sécurité
- de manière négative, les systèmes de récupération du gaz doivent souvent faire face à des atmosphères explosives, où les dégagements gazeux non traités dépassent les limites d'explosivité. Les impacts négatifs sur la sécurité d'une installation peuvent atteindre de telles proportions que les dangers supplémentaires dépassent ce qu'une installation est prête à gérer. Pour d'autres raisons également, les techniques prometteuses peuvent perdre leur applicabilité à cause de ce critère – du moins jusqu'à ce que des améliorations significatives des propriétés de sécurité de ces techniques soient développées.

Certaines techniques à prendre en compte sont :

- la préparation d'un rapport sur la sécurité et d'une gestion du risque opérationnel
- l'utilisation des résultats obtenus dans les analyses du risque
- les risques identifiés sont évalués par rapport au critère d'acceptation du risque dans les activités afin d'identifier l'ampleur des événements accidentels
- définir l'ampleur des événements accidentels forme la base d'une sélection systématique des mesures de réduction du risque technique, opérationnel et/ou organisationnel à mettre en œuvre. Les mesures de réduction du risque consistent en des mesures de réduction de la probabilité et de réduction des conséquences, incluant les mesures d'urgence

- les effets des mesures de réduction du risque à mettre en œuvre sont documentés, évalués au niveau individuel et dans une perspective plus large
- la mise en œuvre des mesures de réduction du risque et des hypothèses élémentaires faites dans l'analyse du risque fait l'objet d'un suivi systématique afin d'assurer que la sécurité des activités est conservée dans le cadre du critère d'acceptation du risque défini
- les résultats des analyses du risque sont communiqués aux employés et doivent être activement utilisés dans les efforts de sécurité préventive.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [285, Demuynck, 1999], [302, UBA Germany, 2000], [260, Sandgrind, 2000]

4.15.7 Gestion de l'eau

4.15.7.1 Intégration du flux d'eau

Les études portant sur l'optimisation de l'eau, de l'effluent et de la vidange sont souvent pertinentes. Comme pour l'identification des opportunités d'économie d'énergie, des études Pinch sur l'eau peuvent être réalisées pour identifier les options d'intégration de l'eau du procédé et les opportunités de réduction et de réutilisation de l'eau. Dans la majorité des raffineries, certains flux d'eau internes sont déjà utilisés comme eau de lavage du dessaleur, comme l'eau de condensat et l'eau acide strippée à la vapeur. Un champ pour une réduction et une réutilisation de l'eau accrues existe dans les raffineries, ce qui entraînera une taille et des coûts inférieurs des infrastructures d'appoint d'eau et de traitement au point de rejet.

Objectif et principe

L'objectif de *l'intégration du flux d'eau* (WSI) est la réduction de l'eau du procédé produite dans le traitement final avant le déversement afin de réduire les coûts d'exploitation. Elle permet d'économiser de l'eau potable et déminéralisée de qualité, qui peut coûter cher dans certains endroits ; elle réduit la taille, l'investissement et les coûts de fonctionnement des infrastructures d'approvisionnement en eau et de traitement des effluents. De plus, elle réduit la taille et l'impact environnemental des déversements d'effluents.

Le principe de la WSI est la maximisation de la prévention, de la réduction, du recyclage et de la réutilisation de l'eau de procédé, de l'eau de pluie, de l'eau de refroidissement et parfois de l'eau souterraine contaminée avec pour but la réduction maximale de la quantité d'eau de procédé dans le traitement au point de rejet. La WSI doit être réalisée dans le cadre d'un plan directeur de l'eau de la raffinerie. Ce plan vise à optimiser l'utilisation et la réutilisation de tous les flux d'eau dans la raffinerie. Pour les raffineries récentes et existantes, lorsque de nouvelles installations de traitement sont installées, une situation gagnant-gagnant se produit lorsque la quantité d'eau importée, la taille des infrastructures de traitement des effluents et les déversements sont tous réduits au maximum. Dans l'idéal, il est alors possible d'utiliser les effluents traités comme source d'appoint de l'eau de procédé, de l'eau de refroidissement et/ou de l'eau d'alimentation de la chaudière. Chaque raffinerie a son schéma de WSI optimum spécifique.

La réduction de l'utilisation de l'eau fraîche est un objectif pour la majorité des raffineries pour deux raisons principales. Premièrement, l'eau fraîche, en particulier l'eau de grande qualité, est une ressource précieuse qui, dans de nombreuses régions d'Europe, devient de plus en plus rare. Lorsque de l'eau de qualité inférieure est utilisée, un traitement à des normes acceptables requiert aussi l'utilisation d'énergie et de produits chimiques. Deuxièmement, l'eau utilisée doit être déversée. Réduire au maximum le volume d'eau déversé réduit la taille de l'installation de traitement des effluents nécessaire, la quantité d'énergie et de produits chimiques utilisés, et la quantité de polluants déversés dans l'environnement. Les données sur l'utilisation de l'eau fraîche réelle sont incluses dans la Section 3.15. A titre de guide général, environ 0,1 à 5 m³ d'eaux usées (eaux usées du procédé, eau de refroidissement et eaux-vannes) par tonne de pétrole brut sont générés lorsque l'eau de refroidissement est recyclée. L'eau de procédé générée dans une raffinerie varie entre 0,1 et 0,2 m³ par tonne de ressource en pétrole brut. Certaines techniques à prendre en compte pour la réduction maximale de la consommation de l'eau fraîche peuvent être :

- une substitution des procédés de refroidissement par voie humide par des procédés par voie sèche
- une recirculation de l'eau de refroidissement
- l'utilisation de l'eau de procédé traitée comme eau de refroidissement
- l'utilisation des condensats comme eau de procédé
- l'utilisation de l'eau de pluie comme eau de procédé
- d'autres mesures sont : l'utilisation de techniques de production qui permettent une récupération et une réutilisation des matières premières, des aides au procédé et aux produits (comme l'utilisation

d'agents d'extraction régénérables, la désulfuration par hydrosulfuration). L'utilisation d'aides au procédé et aux produits avec un potentiel toxique bas et la substitution de produits chimiques toxiques par des produits chimiques moins toxiques.

Description du concept

Le concept ou la méthodologie pour concevoir un système d'intégration de l'effluent/de l'eau dans une raffinerie consiste à inventorier la demande en eau et la production d'effluent de chaque opération d'unité de raffinerie et d'évaluer les pertes en eau. Cet inventaire fournit un bilan hydrique dans toute la raffinerie. Il est recommandé pour visualiser le bilan hydrique sous forme de schéma en bloc comme l'illustre la Figure 4.5. La prochaine étape est d'identifier toutes les possibilités de réduction de la quantité d'eau requise et de réutilisation en équilibrant les effluents (quantité et qualité) au moyen d'un schéma d'optimisation de l'eau. La méthodologie « Pinch pour l'eau » inclut une prise en compte de la réutilisation de l'effluent traité. Le concept WSI vise à « fermer la boucle d'eau ».

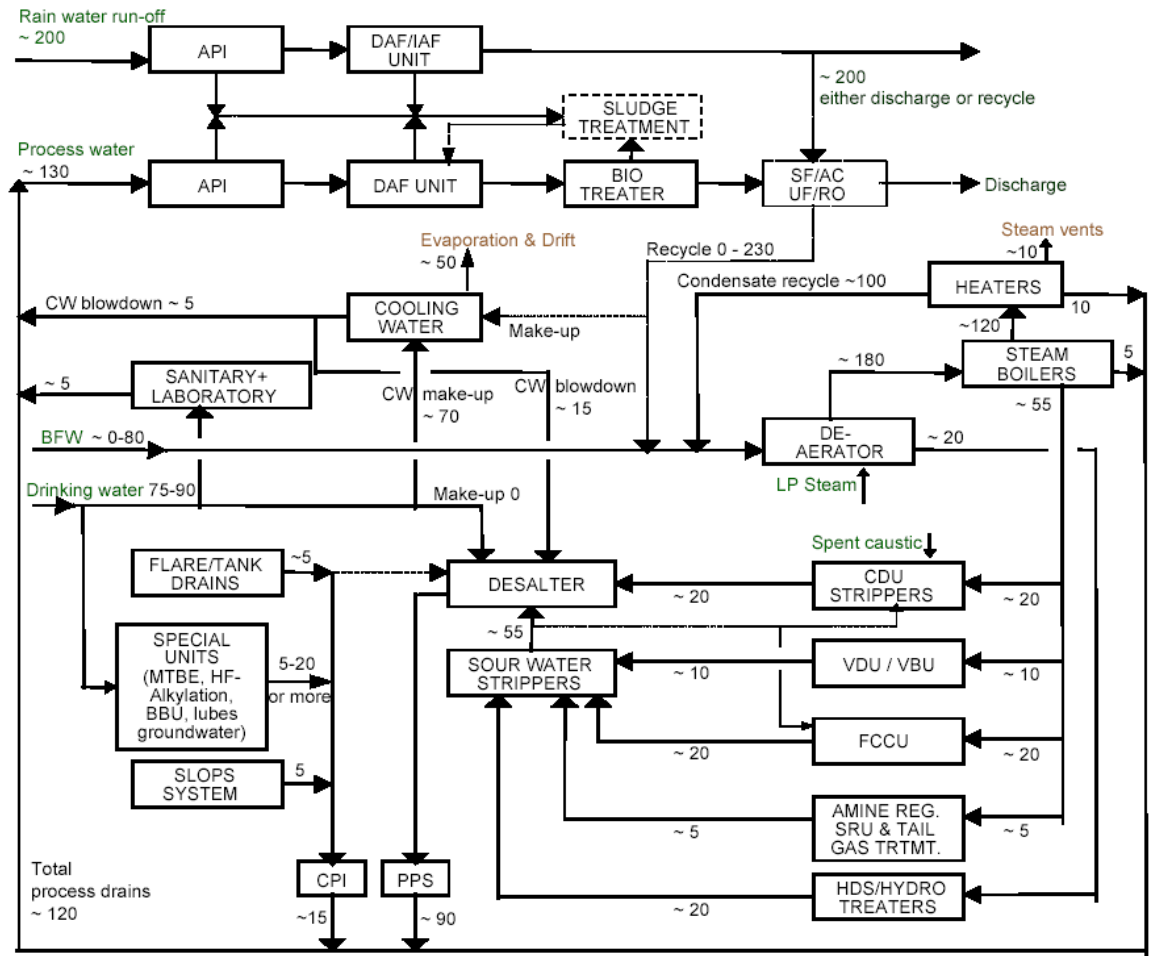


Figure 4.5 : Exemple d'un schéma d'intégration de l'eau de procédé pour une configuration de raffinerie d'un catalyseur catalytique (10 MT/an)

Notes : les lignes en pointillé n'indiquent qu'une « boucle fermée » hypothétique. Les chiffres dans le graphique sont les débits d'eau en tonne par heure.

La WSI dépend de la configuration de la raffinerie, de la qualité du pétrole brut et du niveau de dessalage requis, du coût de l'eau potable, de la disponibilité en eau de pluie et de la qualité de l'eau de refroidissement. Dans une raffinerie, un certain nombre de dispositions des traitements de l'eau/effluent intégrées aux procédés est disponible ainsi que des possibilités standards de réduction et de réutilisation. Dans la majorité des raffineries, certaines de ces options ont déjà été mises en oeuvre dans une certaine mesure, selon la conception d'origine ou par mise en conformité rétroactive :

- (1) dans une raffinerie, des flux de condensat propres générés par la vapeur condensée ne sont pas entrés en contact avec le produit. Ces flux de condensat sont adaptés à une réutilisation directe comme eau d'alimentation de la chaudière (EAC), entraînant des économies de coûts
- (2) les alimentations standards du traitement de l'eau de procédé sont les strippers d'eau acide (SEA, pour traiter l'eau acide produite dans les diverses unités du procédé) et le dessaleur, qui est un

consommateur majeur d'eau tandis que les exigences en terme de qualité de l'eau dans le dessaleur ne limitent pas l'utilisation des effluents du SEA. De l'eau acide est produite si de l'eau de lavage et/ou de la vapeur entre en contact avec des produits hydrocarbures qui contiennent du H_2S et du NH_3 . Dans le SEA, le H_2S et le NH_3 sont largement éliminés. Cela fait de l'effluent traité une eau de lavage de qualité adaptée pour le dessaleur

- (3) la réutilisation d'eau acide strippée comme eau de lavage pour le dessalage du pétrole brut est une première étape de n'importe quelle WSI. Un dessaleur de pétrole brut utilise 5 à 10 % d'eau sur le pétrole brut, en fonction de la qualité du pétrole brut et du niveau de dessalage requis
- (4) les unités du procédé qui produisent des quantités significatives d'eaux usées sont l'unité de distillation du pétrole brut (CDU) et l'unité de craquage catalytique fluide (FCC). Dans le distillat de tête de la CDU, 2 à 3 % d'eaux usées sur l'apport de pétrole brut sont produits sous forme de condensat de vapeur. Cette eau ne nécessite pas de traitement par un SEA, mais peut être directement utilisée comme eau de lavage du dessaleur. Une unité de FCC, si elle est présente dans la raffinerie, produit aussi des quantités significatives d'eaux usées, dans une fourchette de 5 à 10 % de la charge. Cette quantité peut être réduite à 2 – 4 % si une cascade de l'eau de lavage est réalisée. L'eau acide strippée peut, en principe, être utilisée comme eau de lavage et, d'un autre côté, l'eau de lavage de l'unité de FCC peut être recyclée dans le SEA ou utilisée comme eau de lavage du dessaleur. En fonction des quantités d'effluents générées, l'optimisation de l'intégration de l'eau est possible
- (5) les purges de déconcentration de chaudière, les purges de déconcentration de l'eau de refroidissement et l'écoulement des eaux de pluie traitées sont des flux d'eau qui peuvent également servir d'eau de lavage du dessaleur, en fonction de la concentration en sel
- (6) un plan directeur de l'eau spécifique au site peut être conçu, en appliquant le concept de WSI. Il dépendra du lieu et des éléments propres au site comme le climat/les précipitations, les fleuves/la mer, la séparation existante, la disponibilité de deux dessaleurs/SEA, les unités de raffinerie spécifiques, les coûts de l'eau fraîche, la situation des eaux souterraines, etc. et les prendra en compte.
- (7) l'utilisation de la solution caustique phénolique usée pour la neutralisation de l'eau strippée et le lavage consécutif du dessaleur pour permettre une résorption des phénols dans le pétrole brut
- (8) si le flux généré dans la production d'eau d'alimentation de la chaudière n'est pas recyclé dans le dessaleur, un traitement biologique est nécessaire à cause des agents anti-moussants et des inhibiteurs de corrosion
- (9) les eaux usées de la raffinerie doivent être correctement séparées pour assurer un traitement ou une réutilisation les plus efficaces possibles. Un schéma de séparation classique pour une raffinerie pétrolière fournira un système d'égout pour l'eau « propre », un système d'égout pour l'eau huileuse et un système d'égout pour l'eau fortement contaminée
- (10) des études Pinch de l'eau ou d'optimisation de l'eau
- (11) les refroidisseurs/condensateurs peuvent être remplacés par des refroidisseurs d'air (systèmes d'eau de refroidissement fermés) (référence à la section de refroidissement)
- (12) le refroidissement de l'air, la purge de déconcentration de l'eau de refroidissement réduite, l'utilisation de procédés d'hydrocraquage et d'hydrosolubilisation qui produisent une quantité moins importante d'eaux usées que les procédés plus anciens ; et l'utilisation d'un séchage amélioré, les procédures d'adoucissement et de finition pour réduire au maximum la génération de solutions caustiques et d'acides usés, les rideaux d'eau et les matières sèches du filtre ; le recyclage et la réutilisation des eaux usées ailleurs dans la raffinerie
- (13) les eaux usées traitées qui peuvent être réutilisées comme appoint du procédé et dans les systèmes de refroidissement à pompe, les eaux de lavage à grande eau et les eaux provenant des systèmes de contrôle des incendies
- (14) l'utilisation de compression à anneau liquide à vide au lieu d'éjecteurs à vapeur pour réduire au maximum la consommation d'eau ; l'utilisation d'une technique sous vide sans eaux usées (recirculation de l'eau) si d'autres substances toxiques sont autrement transférées dans l'environnement

Utilisation de l'énergie et des matériaux du procédé

Les chaudières à vapeur et le système à vapeur nécessitent des inhibiteurs de corrosion et des désactivateurs d'oxygène et le désaérateur utilise de la vapeur BP. L'unité de flottation à l'air et la fabrication de dépôts requièrent des polyélectrolytes. L'unité de traitement biologique nécessite des nutriments (phosphore) si aucune eau-vanne ou purge de déconcentration de l'eau de refroidissement (qui pourrait contenir des phosphates comme inhibiteur de corrosion) n'est co-traitée. Une WSI détaillée entraînera une réduction maximale de ces produits chimiques coûteux et des niveaux minimum de pollution et de déversement.

Aspects environnementaux

Les implications environnementales de l'approche conceptuelle d'un schéma d'intégration de l'eau du procédé sont positives. Les systèmes fermés et les boucles d'eau fermées limitent les émissions d'hydrocarbures dans l'air et les déversements dans les eaux de surface, et entraînent également une génération moindre de déchets sous forme de dépôts.

La quantification des réductions d'eau utilisée (et de perte de produit) varie d'un lieu à un autre mais peut être substantielle (supérieure à 50 %). Une raffinerie récemment construite en Thaïlande ne génère que 40 t/h d'eau de procédé à un débit de pétrole brut de 8 Mt/an grâce à cette approche. Des valeurs de 0,5 m³ par tonne de pétrole brut ont aussi été obtenues en Europe.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [113, Noyes, 1993], [268, TWG, 2001], [117, VDI, 2000]

4.15.7.2 Système d'eau et d'évacuation

Objectif et principe

L'idéal d'un système d'eau et d'évacuation est de créer la flexibilité pour gérer les circonstances changeantes comme des précipitations soudaines, des troubles du procédé, des modifications du procédé, des installations supplémentaires, des extensions de la capacité et une nouvelle législation. Il fournirait également une base à la gestion de l'eau intégrée, incluant la prévention de déversements et la réutilisation potentielle de flux d'eau sans ou après traitement. Le principe est basé sur une analyse qualitative et quantitative minutieuses des divers flux d'eau et d'effluent, l'évaluation du potentiel de réutilisation avec une fiabilité et une protection de l'environnement maximales. Une conception flexible de l'eau et de la vidange permet une intégration de l'eau et des changements à court terme et à long terme à un coût optimisé. Les systèmes d'égout fermés pour le transfert de l'eau contaminée des réservoirs et des procédés vers les infrastructures de séparation sont aussi une technique à prendre en compte.

Description du système

Un système de vidange et d'eau optimisé et moderne d'un site industriel est le résultat de la conception de nombreuses unités d'opérations agencées de telle façon que la gestion de l'eau peut être optimisée. La base du concept est la séparation des différents flux d'eau en flux d'eau sans huile, flux accidentellement pollués par hydrocarbures (PAH) et flux continuellement pollués par des hydrocarbures (PHC). Ces derniers doivent être subdivisés en flux à forte et à faible DBO avec la possibilité d'un traitement biologique, d'un polissage et d'une réutilisation des effluents.

L'application du concept de séparation prend en compte un certain niveau de discipline en termes d'entretien et opérationnels. La décision de choisir une route différente pour un certain type d'effluent sera basée sur le contrôle des qualités de l'eau, dans les flux internes et dans les déversements collectifs. La performance environnementale et la gestion des effluents de la raffinerie requièrent un niveau constant de vigilance et d'implication, des instructions de formation et de motivation suffisantes et un schéma de contrôle extensif (échantillonnage et analyse). Le principe de premier lavage est la récupération, la séparation et le traitement de la première charge d'eau de pluie provenant de la surface de la raffinerie potentiellement contaminée. Après le premier lavage, l'eau de pluie restante est récupérée, analysée et déversée sans traitement, si cela est acceptable.

Utilisation de l'énergie et des matériaux du procédé

Les exigences en terme d'énergie sont principalement le pompage des eaux usées et elles sont fonction du système et du site.

Application

Un certain nombre d'éléments de la philosophie de conception actuelle pour un nouveau dispositif de vidange et d'eau peut être pris en considération pour la mise en œuvre dans les raffineries existantes, et plus particulièrement dans les cas où l'ancien système de vidange et d'effluent est devenu obsolète.

Aspects environnementaux

Un nouveau problème dans la majorité des raffineries est la gestion des eaux souterraines contaminées. Des possibilités existent pour gérer et réutiliser ce flux à l'intérieur de la raffinerie (après élimination du fer) ou pour accueillir et acheminer ce flux directement dans des infrastructures de station d'épuration. La réduction à la source et la prévention des déversements par un bon entretien sont aussi des éléments essentiels de réduction des émissions de COV et d'odeurs dans les unités de déshuileur à lame ondulée, de PAP, de flottation à l'air et de traitement biologique. Certaines raffineries emploient un réservoir

d'oxydation du H_2S pour prévenir les émissions toxiques et odorantes émanant de l'eau du procédé avant la flottation à l'air et le traitement biologique.

Statuts

Peu de raffineries disposent d'écoulements d'eau de pluie et d'eau du procédé séparés. Lorsqu'elles en ont, ces flux sont acheminés vers des systèmes de séparation et de traitement dédiés. L'ampleur de la séparation varie d'une raffinerie à l'autre (selon la conception ou la mise en conformité rétroactive). La majorité des raffineries utilise de l'eau acide et certains flux de condensat comme eau de lavage du dessaleur (voir la Section 4.9). D'autres flux d'effluent sont aussi adaptés à l'eau de lavage du dessaleur comme les purges de déconcentration de l'eau de refroidissement et de la chaudière. La réutilisation des effluents traités (traitement biologique, filtration au sable suivie d'une osmose inverse) comme source de l'eau d'alimentation de la chaudière est techniquement faisable. La réutilisation des effluents traités comme appoint pour l'eau de refroidissement est réalisée dans plusieurs sites. Les principes de premier lavage sont suivis dans plusieurs raffineries. La Figure 4.6 présente un diagramme en bloc d'un exemple d'acheminement de l'eau/effluent optimisé dans une raffinerie.

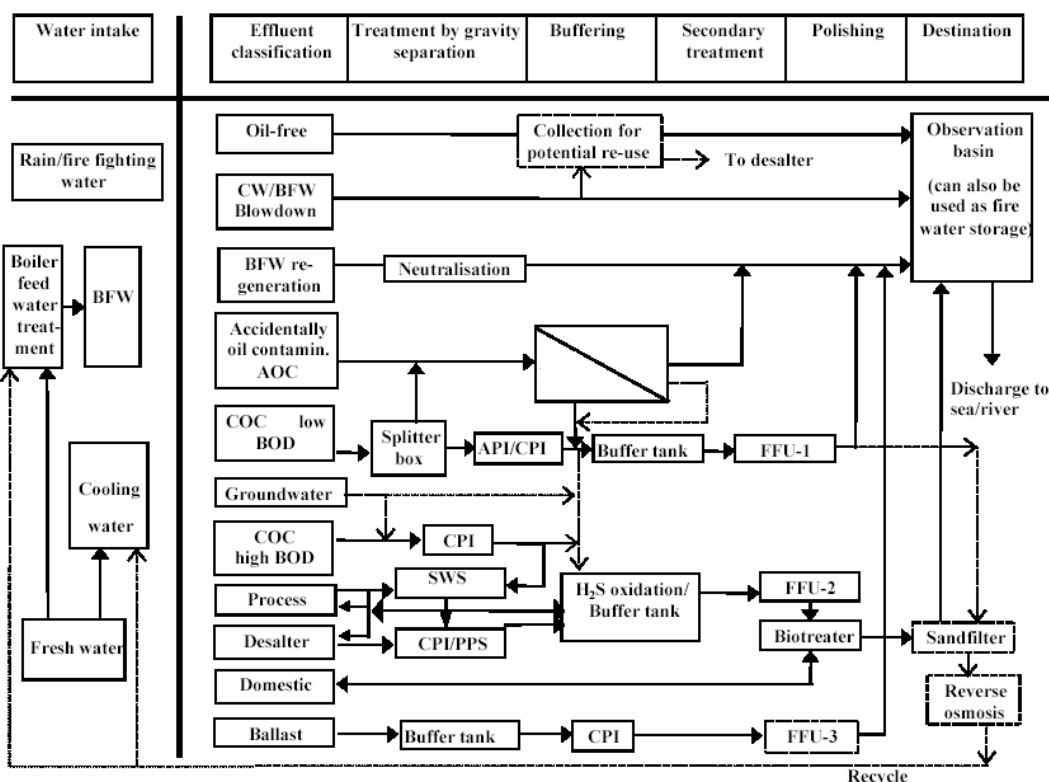


Figure 4.6 : Diagramme en bloc d'un exemple d'acheminement de l'eau/effluent optimisé dans une raffinerie.

Les lignes en pointillés indiquent une « boucle fermée » hypothétique

Littérature de référence

[308, Bakker et Bloemkolk, 1994], [118, VROM, 1999], [19, Irish EPA, 1993]

4.15.7.3 Eau de pluie

Certaines techniques qui peuvent s'appliquer aux eaux de pluie sont :

- l'écoulement des eaux de surface ou l'eau de pluie peut être séparée en effluents accidentellement contaminés par l'huile et en effluents continuellement contaminés par l'huile. Ces effluents peuvent nécessiter un traitement. L'eau de pluie sur les surfaces contaminées peut entraîner la nécessité de traiter les effluents dans un déshuileur à lame ondulée/PAP
- dans des situations particulières, l'eau de pluie peut être une source utile d'eau brute pour la préparation de l'appoint de l'eau de procédé, de l'eau d'alimentation de la chaudière et de l'eau de refroidissement
- certaines raffineries ont séparé les effluents et les dispositifs de vidange. Dans les raffineries modernes, le système d'eau et de vidange inclut une séparation de l'eau de procédé, des purges de déconcentration du condensat, de l'eau de pluie et de l'eau de refroidissement afin de réduire au

maximum l'impact environnemental des déversements d'effluent à un coût minimal. De plus, les mesures adéquates d'intégration de l'eau de procédé et de gestion de l'eau incluront une révision de toutes les options de recyclage des flux d'eau visant à atteindre une réduction significative du traitement au point de rejet. La séparation des déversements d'eau de procédé, des écoulements d'eau de surface, des purges de déconcentration de l'eau de refroidissement et de l'eau d'alimentation de la chaudière et d'autres effluents peut être envisagée. La séparation de l'eau de ruissellement et d'autres effluents d'origines différentes afin de permettre des options de traitement appropriées. Dans certains cas, le coût de la mise en conformité rétroactive peut être très élevé.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [113, Noyes, 1993]

4.15.7.4 Utilisation des eaux-vannes

L'effluent d'eaux-vannes est collecté dans une fosse septique. Comme ce flux est peu important par rapport à la totalité des eaux usées d'une raffinerie, et contient suffisamment de nutriments (micronutriments et phosphore) nécessaires à une unité de traitement biologique industrielle, cet effluent peut être utilement combiné à l'eau de procédé dans une unité de flottation à l'air précédant une unité de traitement biologique.

4.15.7.5 Eau de ballastage

L'eau de ballastage est généralement déversée à un débit très élevé provoquant la génération de pics élevés de volume d'eaux usées. Ces eaux usées contiennent des concentrations élevées de sel (eau de mer), et sont fortement polluées par des hydrocarbures. Cela peut facilement provoquer un trouble des systèmes de traitement des effluents existants. Par conséquent, l'utilisation de réservoirs d'eaux de ballastage est un instrument d'égalisation important pour injecter l'eau de façon contrôlée dans le système d'eau de procédé ou dans le système d'eau continuellement contaminée par les hydrocarbures, si la DCO est inférieure à 100 ppm. À cause de cela, (et parce que les quais d'amarrage sont souvent éloignés du reste de la raffinerie), l'eau de ballastage est souvent traitée dans une installation dédiée séparée. Comme de plus en plus de pétroliers de brut sont équipés de doubles coques, le problème de l'eau de ballastage disparaît progressivement.

4.15.7.6 Eaux d'incendie

Certaines techniques à prendre en compte sont :

- le système d'eau d'incendie peut parfois être un puits de réutilisation de l'eau dans la raffinerie
- des dispositions doivent être prises pour récupérer l'eau d'incendie dans un étang. Une sérieuse pollution a été causée par le dégagement d'eau d'incendie dans un cas d'urgence. La conception des systèmes de confinement pour la prévention de la pollution de l'eau par des accidents industriels est fournie dans le « Construction Industry Research and Information Association Report 164, 1996 ».
-

4.15.7.7 Systèmes de purge de déconcentration

Le système liquide de purge de déconcentration se compose généralement d'un mélange d'eau et d'hydrocarbures contenant des sulfures, de l'ammoniac et d'autres contaminants, qui sont envoyés à la station d'épuration.

4.15.8 Gestion intégrée des émissions

Certains des aspects liés aux émissions dans l'air se rapportent par nature à de nombreux procédés ou activités, et doivent alors être pris en compte dans une raffinerie comme une question globale. Les émissions de COV et de soufre en font partie. L'application d'une bonne performance environnementale doit considérer la raffinerie comme un ensemble et, dans le cas du soufre, la quantité de soufre contenue dans les produits. Une bonne planification environnementale pour la réduction de ces émissions doit prendre en compte ces aspects. Afin de clarifier ces aspects, le tableau suivant fournit les numéros des sections de ce document où les sujets qui peuvent contenir des aspects liés intégrés sont traités.

Aspect environnemental intégré	Section du Chapitre 4 où ils sont analysés
Emissions de soufre des raffineries	4.23.5
Emissions fugaces et de COV	4.23.6.1
Protection de la contamination du sol et de la nappe phréatique	4.25

Génération de déchets	4.25
Energie	4.10
Utilités liées à l'énergie (comme la vapeur)	4.10
Odeur et bruit	4.23.9 et 10

Littérature de référence

[316, TWG, 2000]

4.16 Isomérisation**4.16.1 Procédé d'isomérisation à catalyseur promu par du chlorure actif**Description

De plus amples informations sont fournies à la Section 2.16.

Avantages pour l'environnement

Des rendements plus importants des procédés par rapport aux catalyseurs zéolitiques et des températures de réaction inférieures (moins d'énergie consommée).

Effets croisés

Le catalyseur à alumine chlorée promu par du chlorure (contenant du platine) nécessite l'ajout de très faibles quantités de chlorures organiques pour maintenir des activités de catalyseur élevées. Celles-ci sont transformées en chlorure d'hydrogène dans le réacteur. Le catalyseur promu par du chlorure ne peut pas être régénéré.

Données d'exploitation

Le catalyseur promu par du chlorure très actif, le catalyseur à alumine chlorée (contenant du platine), fonctionne à des températures relativement faibles (190 à 210 ° C et 20 barg) et fournit la meilleure amélioration de l'octane. Dans un tel réacteur, la charge doit être sans aucune source d'oxygène, y compris l'eau, pour empêcher les problèmes de désactivation et de corrosion. Le procédé de désorption consomme des utilités et de l'énergie.

Applicabilité

Ce catalyseur est très sensible au soufre, une désulfuration profonde de la charge jusqu'à 0,5 ppm est donc requise.

Aspects économiques

Investissement estimé à 4 150 – 10 400 EUR par m³/d (sur la base de ISBL, USA Gulf Coast 1998). Les coûts d'implantation (sur la base de 2Q98 USA Gulf Coast) ont été évalués pour 1590 m³/d de capacité de charge fraîche à 8,8 millions EUR (±50 %).

Moteur de la mise en œuvre

Le procédé de production.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [316, TWG, 2000]

4.16.2 Procédé d'isomérisation zéolitiqueDescription

De plus amples informations sont fournies à la Section 2.16. Certains raffineurs nécessitent un plus grand indice d'octane provenant de la fraction légère de naptha de première distillation qu'il n'est possible à partir du procédé d'isomérisation zéolitique O-T. La technologie d'adsorption peut alors être utilisée pour supprimer les paraffines normales non converties. Les utilités nécessaires pour ce procédé sont assez faibles.

Avantages pour l'environnement

Aucun composé de chlorure n'est utilisé dans ce type de procédé. Le catalyseur en zéolite et en zircone sulfatée peut être régénéré plusieurs fois avant d'envoyer le catalyseur à un repreneur pour récupérer le platine.

Effets croisés

Des températures plus élevées du procédé, nécessitant un chauffage plus important.

Données d'exploitation

Le catalyseur en zéolite fonctionne à des températures significativement plus importantes (250 à 275°C et 28 barg) et est bien plus tolérant aux impuretés, bien que l'amélioration résultante de l'indice d'octane soit inférieure.

Applicabilité

Le catalyseur en zéolite est principalement utilisé pour des flux de charge non hydrosourcés. Des températures de réaction inférieures sont préférées aux températures plus élevées car l'équilibre de conversion en isomères est amélioré à des températures plus faibles.

Les raffineurs dont les équipements d'hydrotraitement sont à l'arrêt, comme les anciens reformeurs catalytiques ou les unités d'hydrodésulfuration, peuvent envisager la conversion de ces équipements pour le procédé en circuit ouvert d'isomérisation zéolitique. Avec l'isomérisation, une augmentation de 10 à 12 de l'indice d'octane pour le naphta léger C₅ – 71°C peut être atteinte.

Aspects économiques

Le coût estimé du procédé de réaction s'élève à 4 654 EUR par m³/d. Pour le procédé d'absorption, l'investissement s'élève à 18 900 à 25 160 EUR par m³/d. Les coûts du catalyseur et de l'adsorbant s'élèvent à environ 1 700 EUR par m³/d.

Moteur de la mise en œuvre

Procédé de production. La sélection d'une conception à passage unique ou d'un plan de recyclage dépend de facteurs comme la quantité de naphta léger à mélanger dans le pool-essence, de l'indice d'octane requis par le pool-essence et la disponibilité d'autres composants de mélange de carburant à indice d'octane élevé. Si le produit isomère présente un indice d'octane supérieur à 87, un plan de recyclage est la seule option. La sélection d'un plan sur la base de la fraction ou de l'absorption dépend de la composition de la charge et, dans une certaine mesure, des exigences du produit. En général, il est entendu que le plan basé sur la fraction a un coût d'investissement plus faible, mais des coûts d'exploitation significativement plus importants, en raison des besoins importants d'énergie.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [212, Hydrocarbon processing, 1998], [316, TWG, 2000]

4.16.3 Augmentation des hexanes cycliques dans le flux de charge de l'isomérisationDescription

La teneur en benzène dans le pool-essence étant réduite par les nouvelles spécifications, la pratique sera de déhexaniser totalement la charge du reformeur, en laissant les hexanes cycliques passer dans l'unité d'isomérisation (prévenant leur conversion en benzène dans le reformeur).

Avantages pour l'environnement

La teneur réduite en benzène dans l'essence à la sortie du reformeur.

Littérature de référence

[247, UBA Austria, 1998]

4.17 Installations au gaz naturel

Comme indiqué dans la Section Portée du document et dans la Section 2.17, les procédés traités dans cette section sont ceux utilisés dans le raffinage du gaz naturel. Comme pour les raffineries de pétrole, les procédés utilisés sur les plateformes de production ne sont pas inclus dans ce BREF.

4.17.1 Adoucissement du gaz naturel à l'amineDescription

La réaction ayant lieu dans ce procédé est fournie ci-dessous et le procédé est illustré à la Figure 4.10 de la Section 4.23.5.1



Si le flux de gaz H_2S récupéré n'est pas utilisé comme charge pour des applications commerciales, le gaz est généralement passé dans un incinérateur de gaz résiduaire dans lequel le H_2S est oxydé en SO_2 et est ensuite rejeté dans l'atmosphère par une cheminée. De plus amples informations sont fournies à la Section 4.23.5.1.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la concentration de H_2S dans le gaz naturel.

Effets croisés

Section 4.23.5.1.

Données d'exploitation

Le flux gazeux de sulfure d'hydrogène récupéré peut être : (1) ventilé, (2) brûlé dans les torches de gaz résiduaires ou des torches sans fumée modernes, (3) incinéré, ou (4) utilisé pour la production de sulfure élémentaire ou d'acide sulfurique.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspects économiques

Section 4.23.5.1.

Moteur de la mise en œuvre

Le respect des spécifications du soufre du gaz naturel.

Installations de référence

Actuellement, le procédé à l'amine (aussi connu sous le nom de procédé de Girdler) est la méthode la plus couramment utilisée pour la suppression du H_2S .

Littérature de référence

[136, MRI, 1997], [144, HMIP UK, 1997]

4.17.2 Unité de récupération de soufre

De plus amples informations sont fournies à la Section 4.23.5.2.

4.17.3 Réutilisation du dioxyde de carbone

Description

Les flux gazeux acides contenant du dioxyde de carbone sans composés de soufre et d'hydrocarbures peuvent être rejetés directement dans l'air, bien que cela puisse nécessiter un chauffage du flux pour la dispersion dans l'air. Cependant, le dioxyde de carbone peut être utilisé à d'autres fins. Si le flux de CO_2 présente une teneur significative en hydrocarbures, il peut être utilisé dans les procédés de combustion, par exemple être mélangé dans le gaz combustible du site ou utilisé dans une utilité conçue pour brûler du gaz à faible stabilité de flamme.

Littérature de référence

[144, HMIP UK, 1997]

4.17.4 Techniques de réduction des émissions de COV

Pendant le fonctionnement de routine des terminaux de gaz naturel et des autres procédés, le but doit être d'empêcher les émissions de gaz naturel dans l'air. Les techniques à envisager pour réduire ces émissions incluent :

- la minimisation de la fréquence d'utilisation de racleur/sphère en faisant fonctionner les lignes en mer à grande vitesse, c'est-à-dire en conditions de « flux de brouillard ».
- la minimisation de la récupération des sphères en utilisant des récepteurs portant plusieurs dispositifs
- la ventilation des récepteurs de gaz à haute pression dans une partie du procédé à basse pression pour récupération du gaz par recompression, avant d'ouvrir l'accès aux racleurs/sphères

- l'arrêt occasionnel et la ventilation de l'installation de procédé est nécessaire, par exemple pour des opérations de maintenance, de bouleversement et de changement. Cela doit être minimisé par une sélection et une conception appropriée de l'installation
- d'éviter l'utilisation de réfrigérants pour le contrôle du point de rosée des gaz qui posent des problèmes significatifs pour l'environnement (les CFC)
- les distillats de têtes et tout gaz ventilé à partir du stockage et des unités de régénération du glycol et du méthanol devraient être condensés et incinérés
- un programme de détection et de réparation des fuites. De plus amples informations sont fournies à la Section 4.23.6.1.
- les émissions de COV, y compris les émissions fugaces, peuvent être maintenues dans une fourchette comprise entre 200 et 250 kg/h (300 à 350 kg/MNm³)

Littérature de référence

[144, HMIP UK, 1997], [268, TWG, 2001]

4.17.5 Techniques pour réduire les émissions de NO_x

Les émissions de NO_x proviennent des procédés de combustion appliqués dans l'installation au gaz naturel. Les techniques qui peuvent être appliquées pour le contrôle et la réduction du NO_x sont les mêmes que celles appliquées au gaz combustible de raffinerie. Voir les Sections 4.10.4 et 4.23.3 pour des explications détaillées.

4.17.6 Techniques de réduction des émissions dans l'eau

Description

Les techniques de prévention qui peuvent être appliquées pour réduire les émissions dans l'eau peuvent être :

- si possible, la minimisation et le contrôle « à la source » de la quantité et le niveau de contamination des eaux usées à traiter sur place, c'est-à-dire les eaux usées provenant des activités off-shore
- un séparateur à trois phases peut être utilisé sur les liquides provenant du piège à condensat pour contrôler et minimiser la teneur en hydrocarbures de la phase aqueuse
- le traitement de l'eau acide dans une unité de stripage. Voir la Section 4.24.2
- l'effluent du procédé provenant des installations de régénération du glycol ou du méthanol et tout autre effluent à DBO/DCO élevé devraient être gardés séparés des autres flux, par exemple de l'eau de surface, et traités avant d'être rejetés dans le système d'effluent du système
- des techniques de gestion de l'eau. Voir la Section 4.15.7.

Les techniques qui peuvent être utilisées pour l'épuration des eaux usées sont celles décrites à la Section 4.24.

Avantages pour l'environnement

Les niveaux d'émission réalisables, qui peuvent être atteints avec un traitement des eaux usées efficace dans une installation au gaz naturel, sont présentés ci-dessous : (Les valeurs dans ce tableau sont des moyennes quotidiennes).

Paramètre aqueux/composé	Concentration (ppm)	Charge (kg/MNm ³ charge)
Eaux usées		160 m ³ /MNm ³
Teneur totale en pétrole	0,9 – 5	0,4 – 0,6
COT	60 – 100	3,5 – 12
DCO	400	
Matières en suspension	25	
Phénol	0,1 – 0,5	

Littérature de référence

[144, HMIP UK, 1997], [268, TWG, 2001]

4.17.7 Techniques de réduction de la production de déchets

Description

Les techniques qui peuvent être appliquées pour réduire la production de déchets sont :

- les catalyseurs, les absorbants, les adsorbants, etc. peuvent être renvoyés aux fabricants pour recyclage
- lorsqu'il est pratiqué, le dessalement du flux de purge du glycol augmente les matières solides à rejeter et tout glycol résiduel présent dans ces matières devrait d'abord être réduit à un niveau faible.
- Certains champs de gaz contiennent des vapeurs de mercure à des concentrations très faibles. Ce mercure est retiré du gaz dans un « piège froid » (par exemple, par expansion du gaz) et récupéré en tant que dépôt contenant du mercure. Une société spécialisée traite ce dépôt par traitement dans une unité de distillation sous vide.

Littérature de référence

[144, HMIP UK, 1997], [268, TWG, 2001]

4.18 Polymérisation

4.18.1 Procédé

Description

De plus amples informations sont fournies à la Section 2.18.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions du procédé et réduction de la consommation d'acide et donc des déchets. De bonnes unités de polymérisation peuvent réduire la consommation d'acide phosphorique à des niveaux de 0,1 à 0,2 g/t de polymère produit. Une autre source rapporte que la consommation classique d'un catalyseur (H_3PO_4 + support) est d'environ 1,18 kg de catalyseur par tonne de polymères produits.

Effets croisés

Aucun effet croisé

Données d'exploitation

Utilités	
Energie électrique (kW/tonne de C_5 + produit)	20 – 28
Vapeur d'eau (t/tonne de C_5 + produit)	0,7 – 1,1
Refroidissement (m^3 /tonne de C_5 + produit)	4,4 – 6,0

Applicabilité

Le procédé de production.

Aspect économique

Le procédé de condensation catalytique est relativement simple à exploiter et nécessite peu de personnel. Sa simplicité se reflète dans les exigences de fonctionnement synthétisées dans le tableau suivant.

Coût de catalyseur et de produits chimiques (EUR/tonne de C_5 + produit)	5,00 – 8,20
Coût de main d'œuvre et d'exploitation	1 aide opérateur
Coûts d'exploitation classiques (EUR/tonne de C_5 + produit)	20 – 30
Investissement (1995 EUR/(t/an) de C_5 + produit)	50 – 95

Un seul opérateur est nécessaire. Dans l'ensemble, le coût de fonctionnement d'une unité de condensation catalytique se situe dans une fourchette de 16 à 22,6 EUR par m^3 de C_5 + essence de polymérisation. Ce coût inclut les utilités, le personnel, le catalyseur, les produits chimiques, et une indemnité pour la redevance du procédé, mais n'inclut aucun coût directement ou indirectement relatif au capital.

Moteur de la mise en œuvre

Le procédé de production.

Installations de référence

Quelques procédés de polymérisation fonctionnent actuellement dans les raffineries européennes. De nos jours, les unités d'alkylation prédominent davantage que les unités de polymérisation, même si les unités de polymérisation sont moins coûteuses.

Littérature de référence

[166, Meyers, 1997], [212, Hydrocarbon processing, 1998], [268, TWG, 2001]

4.18.2 Gestion et réutilisation du catalyseurDescription

Deux techniques peuvent être appliquées pour minimiser l'impact du rejet du catalyseur :

- le catalyseur à rejeter provenant du procédé est potentiellement pyrophorique et nécessite un traitement spécial. Cependant, le rejet par vapeur d'eau/eau évite tout risque d'incendie. Le catalyseur se solidifie sur place, et le rejet est réalisé manuellement par une purge à l'azote, ou plus récemment par une décompression « explosive » à la vapeur d'eau, avec suppression de la vapeur d'eau dans un système de captage. Le catalyseur peut alors être envoyé soit dans un rejet hors site en tant que déchet spécial, soit dans un traitement sur place. Le traitement sur place implique la neutralisation et la fixation avec du ciment. Le matériau ne devrait alors pas être catégorisé comme déchet spécial.
- Le catalyseur usé peut être réutilisé comme fertilisant ou comme charge phosphorée dans le purificateur biologique.

Avantages pour l'environnement

Réduction du risque d'incendie en raison des caractéristiques pyrophoriques des catalyseurs et réduction de la production de déchets.

Effets croisés

Aucun effet croisé.

Données d'exploitation

Des fréquences de rejet jusqu'à 12 fois par an peuvent être attendues.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Le traitement du catalyseur et la réutilisation des composés phosphorés dans la raffinerie.

Littérature de référence

[34, Italy, 1999]

4.19 Unités de distillation primaire

Comme mentionné à la Section 3.19, les unités de distillation atmosphérique ou sous vide sont d'importantes consommatrices de chaleur. Les techniques à prendre en compte pour l'application de fours de pétrole brut sont celles décrites dans la section 4.10 traitant du système d'énergie.

4.19.1 Unité de distillation progressive

Description

Une unité de distillation progressive avec une CDU/UDP intégrée, qui économise jusqu'à 30 % de la consommation totale d'énergie pour ces unités. La technologie inclut la distillation atmosphérique (topping), la distillation sous vide, le fractionnement de l'essence, le stabilisateur de naphtha si nécessaire et l'installation au gaz.

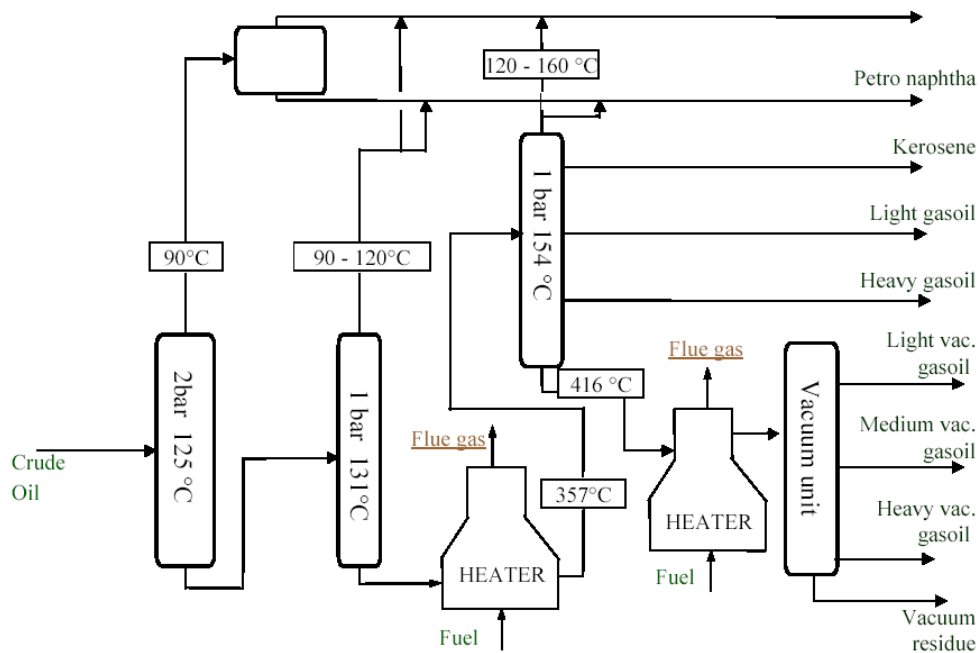


Figure 4.7 : Diagramme du flux du procédé d'une unité de distillation progressive

Avantages pour l'environnement

Le besoin du procédé de chauffage (MW/100 tonnes de brut) d'une capacité de distillation de 10 millions de tonnes par an est d'environ 17,3 pour un brut léger arabe. Cela est réduit à 10,1 lorsqu'une distillation progressive du brut est utilisée. La consommation spécifique d'énergie (la consommation d'énergie générale en tonnes de combustible équivalent par 100 tonnes de brut) pour une capacité de distillation de 10 millions de tonnes par an est de 1,7 à 2,0 pour un brut arabe léger, alors que l'utilisation de l'unité de distillation progressive ne nécessite d'en consommer que 1,15. Les économies d'énergie pour une raffinerie de 9,7 millions de tonnes/an varient aux alentours de 50 000 tonnes de combustible lourd par rapport à la technologie conventionnelle.

Consommation totale d'énergie primaire

Pour de l'arabe léger ou du mélange russe pour l'export : 1,25 tonnes de combustible pour 100 tonnes de brut

Pour de l'arabe lourd : 1,15 tonnes de combustible pour 100 tonnes de brut.

La distillation progressive est l'extrême de l'intégration de chaleur entre la distillation atmosphérique et la distillation sous vide. Elle empêche aussi le surchauffage des coupes légères à des températures supérieures à ce qui est strictement nécessaire pour leur séparation et évite de dégrader les niveaux thermiques associés à l'étirage des coupes lourdes.

Effets croisés

Aucun effet croisé identifié.

Données d'exploitation

	Pétrole lourd arabe (887 kg/m ³) 6,5 Mt/an			EKOFISK (810 kg/m ³) 5 Mt/an		
	Consommation	TEP/h	TEP/100 t	Consommation	TEP/h	TEP/100 t
Combustible(MWh/h)	67,5	5,81	0,75	67,5	5,81	1,04
Vapeur d'eau(tonnes/h)	15,95	0,8	0,11	21,0	1,05	0,19
Electricité(MWh/h)	6,4	1,41	0,18	6,14	1,41	0,25
TOTAL		8,02	1,04		0,27	1,48
Remarque : La consommation d'énergie est définie selon l'hypothèse suivante : 1 TEP (tonne équivalent pétrole) = 11,6 MWh 1 kg de vapeur d'eau à basse pression = 0,581 kWh Rendement de l'installation électrique = 39 % Les produits sont envoyés au stockage (température froide)						

Tableau 4.33 : Consommation d'énergie de la distillation progressive de brut lorsque la même installation est utilisée pour traiter deux types de pétrole brut

Exigences en utilités, typiquement par tonne de charge brute		Unités
Alimentation combustible	1100 – 1400	kWh
Puissance	6,6 – 8,8	kWh
Vapeur d'eau 4,5 barg	0 - 17	Kg
Refroidissement de l'eau ($\Delta T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$)	1,4 – 2,8	M ³

Applicabilité

Le procédé est applicable à toutes les unités ou à quelques unes des unités lors de la construction et peut aussi être utilisé pour la modernisation de déblocage.

Aspects économiques

Réduit la consommation de combustible et donc réduit les coûts d'exploitation des unités de distillation. Investissement (sur la base de 11,45 Mt/an comprenant la distillation atmosphérique et sous vide, l'installation de gaz et la tour de rectification) : 41 000 à 55 000 EUR par t/an (US Gulf Coast 1998).

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la consommation de combustible dans les raffineries.

Installations de référence

Quelques raffineries européennes utilisent une unité de distillation progressive avec un CDU/UBE intégré.

Littérature de référence

[195, The world refining association, 1999], [212, Hydrocarbon processing, 1998], [247, UBA Austria, 1998]

4.19.2 Intégration de chaleur des unités de distillation de pétrole brut

Description

Comme établi à la Section 4.10.1, on observe une tendance vers une intégration améliorée de la chaleur dans les unités de pétrole brut et les autres unités. La consommation d'énergie élevée de la rend l'intégration de la chaleur très pertinente. Pour optimiser la récupération de chaleur provenant de la colonne de distillation atmosphérique, deux ou trois écoulements de reflux sont normalement gardés en circulation continue en plusieurs points des tours de fractionnement supérieures et intermédiaires.

Dans les conceptions modernes, l'intégration avec l'unité sous vide élevé, et parfois avec le craqueur thermique, est réalisée. Certaines des techniques appliquées sont : optimiser la récupération de chaleur, l'étude et la mise en œuvre d'une intégration optimale de l'énergie. Dans ce contexte, des progrès importants ont été réalisés ces dernières années dans la compréhension de la conception de réseaux de récupération de chaleur efficaces. « L'analyse de pincement » a émergé comme outil d'évaluation des conceptions de systèmes complets, aidant à équilibrer les investissements par rapport aux économies d'énergie. Voir aussi la Section 4.10.1

- appliquer l'analyse de pincement à l'intégration de chaleur du train de préchauffage du brut. Augmenter la température de préchauffage du brut et minimiser les pertes de chaleur dans l'air et dans l'eau de refroidissement
- augmenter le nombre de tours de fractionnement de la colonne de distillation de brut de deux à quatre. Rebouillir les stripeurs de côté avec une huile de transfert de chaleur plutôt qu'avec du stripage à la vapeur.
- le transfert de chaleur dans le préchauffage de brut peut être amélioré en utilisant des traitements antisalissures spécifiques dans le train d'échangeurs thermique de brut. Les antisalissures sont disponibles chez n'importe quelle société de produits chimiques et, dans plusieurs applications, sont efficaces pour augmenter la longueur du cycle de fonctionnement des échangeurs ; l'antisalissure peut aider à prévenir l'engorgement des tubes échangeurs, améliorant ainsi la récupération de chaleur et prévenant les pertes hydrauliques, selon la nature de la salissure. Les facteurs de maintenance des différentes unités/trains, ainsi qu'une augmentation de la récupération de chaleur (rendement énergétique) en même temps.
- l'application de contrôles avancés du procédé pour optimiser l'utilisation d'énergie dans l'unité de brut.

Avantages pour l'environnement

Réduit la consommation de combustible dans les colonnes de distillation.

Effets croisés

Le contrôle des installations est détérioré, les perturbations sont transférées entre elles, ayant un impact sur la sécurité de l'installation.

Applicabilité

L'intégration dans l'application de la mise à niveau dépendra normalement de l'espace disponible. A part dans quelques cas cette technique est couramment applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit la consommation d'énergie dans la raffinerie.

Installations de référence

Les procédures d'intégration de chaleur sont largement appliquées dans les unités de brut. La distillation progressive est le flux de l'intégration de chaleur entre la distillation atmosphérique et la distillation sous vide.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995], [79, API, 1993], [297, Italy, 2000]

4.19.3 Intégration de la chaleur des unités de distillation sous vide

Description

Le nombre de flux en dérivation dans une unité à vide poussé est choisi pour maximiser l'intégration de chaleur des flux de production à différentes températures, plutôt que de correspondre au nombre de produits requis, à l'exception des unités de distillation sous vide d'huile de lubrification. L'intégration de la chaleur avec les unités de brut peut être réalisée. Le résidu atmosphérique est alors pris directement de l'unité de distillation de brut et dirigé vers le calorifère sous vide, et les flux de produit et les reflux circulant de l'unité à vide poussé sont refroidis par rapport au pétrole brut.

Le flux principal de charge de l'installation à vide élevé est la vapeur de fond de l'installation de distillation de pétrole brut, auquel il est fait référence sous les noms de résidu atmosphérique ou long, qui est soit fourni directement chaud ou (relativement) froid depuis des réservoirs de stockage. La dernière option nécessite une consommation d'énergie plus élevée.

L'application de contrôles de procédé avancés pour optimiser l'utilisation d'énergie dans l'unité de brut.

Avantages pour l'environnement

Réduit la consommation de combustible dans la raffinerie.

Effets croisés

Le contrôle des installations est détérioré, les perturbations sont transférées entre elles, ayant un impact sur la sécurité de l'installation.

Applicabilité

L'intégration dans l'application de la mise à niveau dépendra normalement de l'espace disponible. A part quelques rares cas, on peut généralement appliquer cette technique.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit la consommation de combustible dans la raffinerie.

Installations de référence

Les procédures d'intégration de la chaleur sont largement appliquées dans les installations sous vide. La distillation progressive est le flux de l'intégration de chaleur entre la distillation atmosphérique et la distillation sous vide.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995], [79, API, 1993], [297, Italy, 2000]

4.19.4 Utilisation de pompes à vide et de condenseurs de surfaceDescription

Des colliers à segment à liquide sous vide à la place d'éjecteurs de vapeur.

Avantages pour l'environnement

Les pompes à vide et les condenseurs de surface ont en grande partie remplacé les condenseurs barométriques dans plusieurs raffineries pour éliminer cet écoulement huileux d'eaux usées. Le remplacement des éjecteurs de vapeur par des pompes à vide réduira le flux d'eau acide de 10 à 2 m³/h. Le vide peut être généré par une combinaison de pompes à vide et d'éjecteurs pour optimiser le rendement énergétique. D'autres avantages sont liés aux effets croisés.

Effets croisés

Le remplacement des éjecteurs de vapeur par des pompes à vide augmentera la consommation d'électricité pour la production de vide, mais réduira la consommation de chaleur, la consommation d'eau de refroidissement, l'électricité consommée pour les pompes de refroidissement et la consommation d'agents utilisés pour le conditionnement de l'eau de refroidissement. Dans la raffinerie, il existe de nombreux procédés où la vapeur en surplus peut être récupérée et utilisée pour la production de vide. Cependant, une analyse de la gestion de l'énergie aidera à décider si l'utilisation du surplus de vapeur pour l'éjection de vapeur au lieu de l'application des pompes à vide est plus efficace que l'utilisation du surplus de vapeur pour d'autres objectifs.

Données d'exploitation

L'utilisation de pompes à vide consomme de l'électricité.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction de la production d'eaux usées.

Installations de référence

A présent, les pompes à vide sont utilisées plus fréquemment que les ensembles éjecteurs.

Littérature de référence

[79, API, 1993], [268, TWG, 2001]

4.19.5 Réduction de la pression sous vide dans l'unité de distillation sous videDescription

Réduire la pression du vide, par exemple la baisser à 20 à 25 mm Hg, permettra une réduction de la température de sortie du calorifère, tout en maintenant le même point de coupe recherché du résidu sous vide.

Avantages pour l'environnement

Cette technique permettra certains avantages, à la fois en termes de conservation d'énergie et de pollution. Les avantages pour l'environnement sont :

- un potentiel réduit pour le craquage et la cokéfaction dans les tubes de calorifère

- un craquage réduit de la charge des produits plus légers
- une tâche d'allumage de calorifère diminuée et donc une consommation de combustible diminuée.

Effets croisés

De l'énergie (électricité ou vapeur d'eau) est nécessaire pour générer le vide.

Applicabilité

Elle est limitée par la capacité de la tour, la température du fluide se condensant ou des restrictions des matériaux.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire le besoin du procédé de chauffage de distillation sous vide.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000], [79, API, 1993]

4.19.6 Traitement des non condensables provenant du condensateur de l'ensemble de l'éjecteur sous vide

Description

Les techniques pour contrôler les rejets provenant des unités sous vide incluent la purification, la compression dans le gaz combustible de la raffinerie et le brûlage dans des fours adjacents du procédé, ou une combinaison de ceux-ci. Les gaz provenant de quelques unités contiennent des quantités significatives d'air et ces gaz sont généralement mieux brûlés localement. Les techniques de purification à l'amine doivent être appliquées avec précaution, la contamination des hydrocarbures pouvant causer des problèmes de moussage dans les unités de régénération de l'amine.

Les incondensables provenant des condenseurs du distillat de tête peuvent être conduits dans des traitements de fraction légères, des systèmes de récupération ou des systèmes de gaz combustible de raffinerie ; les gaz incondensables acides ventilés provenant des pompes barométriques scellées des unités de distillation sous vide devraient être extraits et traités de manière appropriée selon la nature du gaz acide.

Une technique de contrôle applicable aux émissions non condensables ventilées provenant des éjecteurs sous vide ou des pompes consistant en des ventilations dans des systèmes de purge de déconcentration ou des systèmes de gaz combustible de raffinerie, et l'incinération dans des fours ou des chaudières de récupération de chaleur.

Avantages pour l'environnement

Les condenseurs de colonne de distillation sous vide peuvent émettre 0,14 kg/m³ de charge sous vide et peuvent être réduits à des niveaux négligeables s'ils sont ventilés vers le chauffage ou l'incinérateur. La réduction de pollution est atteinte si les flux gazeux sous vide (les gaz de ventilation) sont conduits vers une unité de purification à l'amine appropriée au lieu d'être directement brûlés dans le chauffage du procédé. La conduite vers la purification sous vide des gaz de ventilation nécessite un investissement significatif en raison des coûts de compresseur.

Le rendement des techniques de contrôle de l'incinération est généralement supérieur à 99 % en ce qui concerne les émissions de COVNM.

Effets croisés

Pour la technique de l'incinération, les produits de combustion doivent être pris en compte.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit les émissions de polluants.

Installations de référence

Appliquée dans certaines raffineries européennes.

Littérature de référence

[136, MRI, 1997], [127, UN/ECE, 1998]

4.19.7 Epuration et réutilisation des eaux usées

Description

Ce sujet est aussi traité à la Section 4.15.7. Deux techniques sont abordées dans cette section :

- le cylindre de reflux du distillat de tête génère des eaux usées. Cette eau peut être réutilisée comme eau de nettoyage de dessaleur
- l'eau acide provenant des condensats des unités sous vide ou atmosphériques devrait passer dans un stripeur d'eau acide dans des systèmes clos
- optimiser la réutilisation de l'eau par l'application d'un assouplissement du flux adjacent vers les flux de purge de déconcentration.

Avantages pour l'environnement

Réduire la consommation d'eau et réabsorber les polluants.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire la consommation d'eau.

Littérature de référence

[79, API, 1993]

4.19.8 Autres techniques à prendre en considération dans les unités atmosphériques

Description

Quelques autres techniques à envisager :

- (1) lorsqu'elle est appliquée, l'injection d'ammoniaque devrait être réalisée dans des systèmes clos. Des techniques alternatives de neutralisation sont disponibles et peuvent réduire la charge d'ammoniaque/ammonium sur les systèmes de récupération d'eau acide et de soufre.
- (2) les ventilations de décokéfaction doivent être fournies avec des dispositifs adéquats de suppression et de neutralisation de poussière ; des méthodes adéquates de prévention des émissions pendant les procédures de nettoyage doivent être utilisées
- (3) une grande partie des dépôts huileux peuvent être envoyés à la distillation de brut (ou alternativement à l'unité de cokéfaction. Voir la Section 4.75) lorsqu'ils sont intégrés aux produits de raffinerie. Cette technique implique généralement d'envoyer les rejets légers à traiter vers les réservoirs à toit flottant (à double scellage), et les rejets à traiter lourds généralement vers le réservoir à toit fixe. Généralement, les rejets lourds à traiter après le réglage sont mélangés avec du combustible liquide. Les rejets légers à traiter mélangés après des réglages suffisants peuvent aussi se mélanger avec du combustible liquide ou être envoyés à la distillation de brut à un débit de mélange pour empêcher l'encrassement.
- (4) les soupapes de surpression sur les distillats de tête de colonne ; la décharge provenant de l'accumulateur des distillats de tête devrait être conduite vers les torches ainsi qu'aux poins de ventilation.
- (5) Utiliser une substance caustique usée à la place d'une substance caustique fraîche pour le contrôle de la corrosion sur l'unité de distillation. (De plus amples informations sont fournies à la Section 4.20.2.

Données d'exploitation

Le procédé des dépôts huileux dans la distillation de brut peut générer des problèmes dans le dessaleur ou peut encrasser l'échangeur thermique de la colonne de distillation.

Littérature de référence

[79, API, 1993], [268, TWG, 2001]

4.20 Traitements des produits

Une brève explication concernant les procédés qui sont inclus dans cette section est fournie à les Sections 2.20 et « Portée » du document.

4.20.1 Cascade des solutions caustiques

Description

Une réduction d'ensemble de la consommation de substance caustique des unités de traitement humides peut être obtenue si la substance caustique semi-usée provenant d'une unité de traitement peut être réutilisée dans une autre. Un exemple classique de cette procédure est l'utilisation de la vidange de la substance caustique régénérée (par exemple dans les traiteurs de mercaptan pour l'essence craquée catalytiquement ou pour la suppression du H₂S ou des thiophénols) dans une étape de prélavage des procédés d'adoucissement de l'essence non catalysée craquée catalytiquement. Un exemple de plan d'intégration de substance caustique est fourni à la Figure 2.28.

Avantages pour l'environnement

Réduire l'utilisation des solutions caustiques.

Données d'exploitation

Les systèmes de manipulation de substance caustique usée nécessitent des précautions particulières en ce qui concerne les composés de soufre.

Aspects économiques

Produit	Types de procédé d'adoucissement de l'essence	Coût en capital estimé, en millions EUR	Coûts d'exploitation estimés, en EUR/m ³
GPL	Extraction *	2,2	0,05
Naphta léger	Minalk	1,1	0,04
	Sans substance caustique	1,1	0,15
Naphta lourd et kérosène	Conventionnel à lit fixe	2,6	0,18
	Sans substance caustique	2,6	0,40

* Inclut les dispositifs de prétraitement et de post-traitement

Aspects économiques pour exemple du procédé MEROX sur la base de 1590 m³ par capacité quotidienne de flux pour diverses applications. Les coûts en capital concernent la conception modulaire, la fabrication et l'édification des installations MEROX. Le coût modulaire estimé est compris dans le périmètre des installations, U.S. Gulf coast, point FOB du fabricant. Les coûts d'exploitation estimés incluent les catalyseurs, les produits chimiques, les utilités et la main-d'œuvre.

Le traitement d'adoucissement est bien plus économique que l'hydrotraitement, à la fois en termes de capital et de coûts d'exploitation. La substance caustique est généralement presque entièrement régénérée et seule une faible purge en résulte.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [166, Meyers, 1997], [83, CONCAWE, 1990]

4.20.2 Gestion de la substance caustique usée

Description

Les substances caustiques sont utilisées pour absorber et supprimer les impuretés de sulfure d'hydrogène et de phénol des intermédiaires et les flux de produit finaux peuvent souvent être recyclés. Les solutions caustiques usées provenant de quelques unités d'adoucissement sont odorantes et doivent être manipulées dans des systèmes clos et traitées comme il se doit avant d'être rejetées à un débit contrôlé dans le système effluent. Plusieurs techniques existent pour maximiser l'utilisation de substances caustiques dans une raffinerie. Elles incluent le recyclage dans la raffinerie, à l'extérieur de la raffinerie ou la destruction dans les incinérateurs. Les techniques prises en compte sont :

- Le traitement de la substance caustique peut inclure la neutralisation et le stripage
- En raison des concentrations très élevées de composés organiques dans les solutions caustiques usées ($\text{DCO} \gg 50 \text{ g/l}$), l'incinération peut être une alternative appropriée à l'épuration des eaux usées.
- Le catalyseur/la substance caustique usé doit être manipulé et rejeté de manière à éviter la génération de poussière. Ils ne devraient pas être rejetés dans le sol.
- Quelques techniques sont disponibles pour réutiliser la substance caustique usée dans la raffinerie :
 - (1) le contrôle de la corrosion des unités de distillation de brut utilisant de la substance caustique usée plutôt que de la substance caustique fraîche. Les sels chlorés (magnésium) instables qui ne sont pas extraits du pétrole brut dans le dessaleur se décomposeront lors du chauffage dans le distillateur de brut et causeront de la corrosion chlorée. Pour prévenir la corrosion des équipements exposés, de faibles quantités de substance caustique (soude) sont injectées dans le pétrole brut par laquelle les composants chlorés sont neutralisés en raison de la formation de chlorure de sodium stable. Dans ce but de neutralisation des produits de décomposition chlorée, de la substance caustique usée peut souvent être utilisée, ce qui est aussi recommandé pour minimiser la production de déchets.
 - (2) le recyclage dans les dessaleurs de brut ou les stripeurs d'eau acide
 - (3) l'ajout dans les traités biologiques pour le contrôle du pH.
 - (4) Les substances caustiques contenant des phénols peuvent aussi être recyclées sur place en réduisant le pH de la substance caustique jusqu'à ce que les phénols deviennent insolubles, permettant ainsi une séparation physique. La substance caustique peut alors être traitée dans le système des eaux usées de la raffinerie.
- Réutiliser la substance caustique usée en dehors de la raffinerie :
 - (1) dans les installations de papeterie (seulement la substance caustique sulfurique)
 - (2) en tant que matière brute pour le Na_2SO_3 , les crésols et le Na_2CO_3 (peut nécessiter la séparation des substances caustiques sulfuriques, crésoliques et naphthéniques).
 - (3) Les substances caustiques usées peuvent être vendues à des sociétés de récupération de produits chimiques si les concentrations de phénol ou de sulfure d'hydrogène sont assez importantes. Des modifications de procédé dans la raffinerie peuvent être nécessaires pour augmenter la concentration des phénols dans la substance caustique pour permettre la viabilité économique de la récupération des impuretés.
- Les mesures pour régénérer ou oxyder la substance caustique usée sont :
 - (1) Le peroxyde d'hydrogène
 - (2) Le catalyseur à lit fixe
 - (3) L'air sous pression : 120 à 320°C ; 1,4 à 20,4 MPa
 - (4) Le système biologique

Avantages pour l'environnement

Réduire les émissions odorantes et l'utilisation de substance caustique.

Effets croisés

Les effets croisés observés dans les différentes méthodes mentionnées ci-dessus sont :

- (2) l'ajout de substance caustique dans le dessaleur ou dans l'unité de brut peut augmenter la formation de coke dans les unités suivantes.
- (3) cela ajoute des phénols et du BTX dans l'épuration des eaux usées. Par conséquent, le rendement de dégradation du traitement biologique peut être affecté de manière négative ou les émissions de ces composants provenant de la station d'épuration des eaux usées peuvent augmenter.

Données d'exploitation

Les systèmes de manipulation de substance caustique usée nécessitent des précautions particulières en ce qui concerne les composés de soufre.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire l'utilisation de substance caustique.

Installations de référence

La plupart des raffineries sont capables de régénérer leur substance caustique usée, mais elles doivent parfois rejeter une partie des quantités en excès, principalement en depuis leurs activités de prélavage de caustique. Généralement, ces quantités sont faibles et peuvent être gérées dans leurs différents systèmes de traitement d'effluent et, si ce n'est pas le cas, elles sont éliminées par l'intermédiaire de sous-traitants pour être utilisées en tant qu'agent de blanchiment dans l'industrie du papier et de la pulpe. Certaines raffineries vendent leur substance caustique phénolique concentrée pour la récupération des acides crésyliques. Certaines raffineries traitent elles-mêmes les substances caustiques phénoliques. Le bisulfure récupéré du procédé d'extraction peut être vendu en tant que produit, ou être recyclé dans un hydromètre ou un incinérateur.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [259, Dekkers, 2000], [268, TWG, 2001]

4.20.3 Incinération de l'air vicié rejeté lors de l'adoucissementDescription

L'air vicié rejeté par le procédé d'adoucissement contient des composés de soufre qui présentent généralement une odeur forte. La fourchette de quantité de soufre dans l'air vicié provenant des procédés d'adoucissement est comprise en 0,7 et 7 kg/jour (la concentration de bisulfure peut atteindre 400 ppm) pour une unité de brut de 10000 t/j et le pourcentage pour lequel elle contribue aux gaz des hauts fourneaux où elles sont émises a été estimé à 0,16 à 2,48 %. Pour cette raison, la réduction avant l'incinération n'est pas justifiée et l'air vicié rejeté par les procédés d'adoucissement est incinéré dans les fours locaux.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.20.4 Remplacer la filtration à l'argile par l'hydrotraitementDescription

Lorsqu'il est nécessaire de retirer les corps de couleurs et les oléfines, l'hydrotraitement est en train de remplacer la filtration à argile comme méthode de choix. L'hydrotraitement permet de mieux améliorer la couleur et la stabilité contre l'oxydation, et n'entraîne pas de perte de rendement (le pétrole mesuré dans le filtre à argile usé représente une perte de certains des produits ayant le plus de valeur dans une raffinerie). Il élimine aussi le problème du rejet de l'argile usé.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la production de déchets.

Effets croisés

Besoin d'hydrogène et consommation d'énergie. Voir la Section 4.13.1.

Données d'exploitation

Voir la Section 4.13.1.

Aspects économiques

Voir la Section 4.13.1.

Moteur de la mise en œuvre

Exigences du produit.

Littérature de référence

[113, Noyes, 1993]

4.20.5 Traitement

Description

Le traitement du gaz, des GPL, des butanes, des essences, des kérosènes et des diesels avec de la substance caustique, des amines, de l'eau et de l'acide pour supprimer les amines, les impuretés caustiques, l'H₂S, le COS et les mercaptans. Les adsorbants secs comme les tamis moléculaires, le charbon actif, l'éponge de fer et l'oxyde de zinc peuvent aussi être utilisés pour atteindre les spécifications (GPL) et prévenir les problèmes d'odeur. (Voir aussi la Section 4.23.9)

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998]

4.20.6 Déparaffinage catalytiqueDescription

Le procédé de déparaffinage catalytique produit un produit à écoulement inférieur par rapport à celui provenant du déparaffinage au solvant. Ce système produit des composants de fuel au lieu de paraffines. Une brève description de la technique peut être trouvée à la Section 2.20.

Avantages pour l'environnement

Les teneurs en aromatiques et en soufre des produits réalisés avec cette technique sont inférieures à celles du déparaffinage au solvant. Les produits générés par le craquage de la paraffine restent comme partie du produit.

Effets croisés

Consommation d'hydrogène.

Applicabilité

Pleinement applicable aux nouvelles unités. Il est peut probable qu'il soit possible de procéder à une mise à niveau sur un autre type de procédé de déparaffinage, car ce procédé est complètement différent. Le déparaffinage catalytique présente un avantage concernant le point d'écoulement, mais présente un désavantage concernant l'indice de viscosité par rapport au déparaffinage au solvant.

Aspects économiques

Le tableau suivant compare les coûts relatifs du déblocage d'un complexe d'extraction de solvant de 300 kt/an à un complexe de 500 kt/an avec les coûts impliqués dans la construction d'un nouveau complexe d'extraction de solvant de 200 kt/an et un déblocage hybride avec un déparaffinage catalytique.

Investissement (base : 795 m ³ /jour d'huiles lubrifiantes de base à l'exception des hydrocraqueurs de fuel, 1998 USA Gulf Coast) 80 millions USD.		
	Extraction de solvant (200 kt/an de couches superficielles) (% du coût total)	Déblocage hybride (de 300 à 500 kt/an) (% du coût de l'extraction de solvant)
Modification de capital	36	24 – 36
Coûts fixes	20	7 – 9
Coûts variables	8	8
Coûts en hydrocarbures	35	11
Total	100	50 - 64

Moteur de la mise en œuvre

Produire du distillat à faible teneur en paraffine.

Installations de référence

Une raffinerie de l'UE+ a été identifiée comme disposant de ce procédé pour produire des distillats à teneur faible en paraffine.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [247, UBA Austria, 1998], [268, TWG, 2001]

4.21 Stockage et manipulation des matières

Comme mentionné, de plus amples informations sont fournies dans le BREF Horizontal sur le Stockage. [264, BEPRIP, 2001].

4.21.1 Réservoirs souterrains

Description

De plus amples informations sont fournies à la Section 2.21.

Avantages pour l'environnement

- les émissions de COV provenant des réservoirs souterrains de stockage sont faibles ou non existantes. Les raisons principales sont : la température du réservoir est faible et stable, le produit est sous pression, les gaz respirant provenant du réservoir ne sont pas dirigés vers l'atmosphère mais vers un autre réservoir
- l'espace au-dessus des réservoirs est libre pour d'autres applications
- améliore la sécurité.

Effets croisés

Les fuites d'eau souterraine dans le réservoir doivent être retirées et traitées avec d'autres eaux huileuses.

Applicabilité

La géologie du site devrait être adéquate pour installer un réservoir : une roche non poreuse.

Aspects économiques

Les coûts de construction des réservoirs de stockage sont significativement inférieurs à ceux des parcs de réservoirs aériens. En Finlande, la rentabilité débute à 50 000 m³ dans des conditions favorables (dépend fortement du type de roche). Les coûts de maintenance ont été calculés comme correspondant à un sixième de ceux des réservoirs aériens.

Moteur de la mise en œuvre

Évitement de l'intrusion visuelle, réduction de la consommation d'énergie, économie d'espace au sol et aspects économiques pour les systèmes de stockage importants.

Installations de référence

Utilisé dans certains pays européens.

Littérature de référence

[256, Lameranta, 2000]

4.21.2 Réservoirs à toit flottant internes

Description

Réservoirs à toit flottants internes (RTFI). Les émissions apparaissent principalement pendant le stockage permanent, avec une contribution supplémentaire provenant des émissions lors du soutirage. En plus des pénétrations dans les zones de jointure et de raccord du toit, des sources de pertes de stockage en provenance des réservoirs à toit flottant interne incluent les joints boulonnés du toit flottant. De plus amples informations sont fournies à la Section 2.21. Quelques techniques qui peuvent être appliquées aux RTFI sont :

- le remplacement des joints primaires/secondaires par des joints plus étanches, qui peuvent aussi réduire les émissions de COV
- la conception d'un drainage sur les réservoirs à toit flottant pour éviter la contamination de l'eau de pluie par des hydrocarbures.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de COV. La conversion des réservoirs à toit fixe en toit flottant interne et des joints pour minimiser l'évaporation du produit stocké. Le rendement de contrôle de cette méthode est compris entre 60 et 99 % selon le type de toit et de joint installés et de la pression de vapeur réelle du liquide stocké.

Effets croisés

La capacité de stockage nette d'un réservoir à toit fixe est réduite d'environ 10 %.

Données d'exploitation

Les données concernant les performances des émissions et d'autres informations utiles concernant les RTFI sont fournies dans [323, API, 1997].

Applicabilité

Une alternative acceptable à un RTFE est une mise à niveau du réservoir à toit fixe avec une couverture flottante interne (RTFI).

Aspects économiques

Les coûts des mises à niveau sont fournis dans le Tableau 4.34 ci-dessous. Les coûts dépendent du diamètre du réservoir.

Source d'émission	Stockage de Raffinerie		
Technologie de contrôle	Toits flottants internes dans les réservoirs à toit fixe	Joints secondaires/doubles sur les réservoirs à toit flottant	Autres techniques de contrôle des émissions du raccord du toit (pieds de toit, puits calmes) et options (peinture de réservoir)
Rendement	90 – 95 %	95 %	Plus de 95 % lorsque cela est associé à des joints secondaires
Coûts d'investissement en millions EUR	0,20 - > 0,40 pour des réservoirs de 20 à 60 mètres de diamètre (1)	0,05 à 0,10 pour des réservoirs de 20 à 50 mètres de diamètre (2)	0,006 pour des réservoirs de 50 mètres de diamètre (1)
Coûts d'exploitation	Mineurs	Remplacement tous les 10 ans	Mineurs
Autres impacts, Commentaires	Nécessite que le réservoir soit mis hors service Réduit le stockage net de 5 à 10 %	Peut réduire la capacité de stockage du réservoir	Non adapté à des pétroles bruts à teneur élevée en soufre en raison de la possibilité d'échelle pyrophorique
Références : (Installés et mis à niveau) (1) UN-ECE/IFARE, et Industry Propriety Information (2) UN-ECE/IFARE et Industry Propriety Information (UN-ECE EC AIR/WG6/1998/5)			

Tableau 4.34 : Contrôles des COV lors du stockage

Moteur de la mise en œuvre

La Directive Européenne 94/63/CE (Stade 1) prescrit que les réservoirs de stockage d'essence à toit fixe soient mis à niveau avec des toits internes flottants (avec un joint primaire dans les réservoirs existants et avec des joints secondaires dans les nouveaux réservoirs) ou soient connectés à une unité de récupération de vapeur. La destruction de vapeur est aussi une option techniquement viable qui peut être appliquée, à condition que la récupération d'énergie soit incluse.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [127, UN/ECE, 1998], [323, API, 1997], [268, TWG, 2001]

4.21.3 Réservoirs à toit fixe

Description

Le *réservoir à toit fixe* peut être à l'origine d'une augmentation des émissions des manières suivantes :

- les pertes de remplissage ; lors du remplissage du réservoir, l'espace de la vapeur du réservoir qui est plus ou moins saturé en vapeur est expulsé dans l'atmosphère, alors que lorsqu'un réservoir est vidé, l'air entrant est lentement saturé de vapeurs, qui sont ensuite expulsées par le remplissage et/ou la respiration suivante. Généralement, ces émissions sont plus importantes que les émissions au repos. Une technique pour réduire les COV provenant de ces réservoirs est d'augmenter la pression de stockage par couverture.
- les pertes de respiration ; lors du stockage du liquide, on observera des émissions de vapeur provenant de la respiration du réservoir en raison de la différence entre les températures du jour et de la nuit et des changements de pression atmosphérique. Dans une certaine mesure, les contrôleurs de pression et l'isolement peuvent empêcher les pertes dues à la respiration
- les vapeurs rejetées lors de l'évacuation de l'eau.

Les techniques qui sont prises en compte pour réduire les émissions provenant des réservoirs à toit fixe sont :

- une technique pour réduire les COV provenant de ces réservoirs est de les couvrir
- installation d'un toit flottant interne.

Avantages pour l'environnement

L'installation d'un toit flottant interne dans des réservoirs à toit fixe peut réduire les émissions de COV jusqu'à 90 %.

Effets croisés

L'installation d'un toit flottant interne dans un réservoir à toit fixe nécessite que le réservoir soit mis hors service, ce qui réduit l'espace net de stockage de 5 à 10 %.

Données d'exploitation

Les données concernant les performances des émissions et d'autres informations utiles concernant les RTFE sont fournies dans [323, API, 1997]

Applicabilité

Les réservoirs à toit fixe sont généralement utilisés pour les produits à faible volatilité ou non-volatiles, comme le kérosène, l'huile de chauffage, à la TVP inférieure à 14 kPa. Ces réservoirs peuvent être mis à niveau en réservoirs à toit flottant interne. Mais ceux-ci ne sont pas adaptés à tous les produits, par exemple un réservoir de bitume avec un toit flottant interne ne pourrait pas fonctionner car le bitume se solidifierait entre la paroi et le toit flottant interne.

Aspects économiques

Les coûts d'investissement de l'installation de toits flottants internes dans des réservoirs à toit fixe peuvent s'élever à 0,2 à 0,3 millions EUR pour des réservoirs de 20 à 60 mètres de diamètre.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de COV.

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], [115, CONCAWE, 1999], [323, API, 1997], [268, TWG, 2001]

4.21.4 Toits flottants externes

Description

Réservoirs à toit flottant externe (RTFE). Les pertes de remplissage et de respiration sont considérablement diminuées par rapport aux réservoirs à toit fixe, mais les pertes de vapeurs suivantes sont inhérentes à ce type de réservoir :

- les émissions de stockage persistantes provenant des réservoirs à toit flottant incluent les émissions des jointures et des raccords du toit, qui résultent en des modifications de pression de la vapeur du stock dues à la température, et aux variations de pression mais aussi surtout des effets du vent ainsi que des ouvertures dans le toit. L'influence des effets du vent n'est pas un facteur qui influe sur les réservoirs à toit flottant interne. Les émissions au repos sur les réservoirs à toit flottant externe sont généralement bien plus significatives que les émissions de prélèvement
- les pertes d'humidification ; par évaporation du liquide de la paroi humide lorsque le niveau du liquide est diminué par rejet
- les vapeurs rejetées lors de l'évacuation de l'eau
- dans plusieurs cas, pour un réservoir à toit flottant externe, les émissions via les raccords peuvent excéder les pertes au niveau des jointures, et ce en particulier sur des réservoirs avec des joints secondaires. En termes de pertes de raccords, la source majeure provient du puits calme rainuré (puits d'échantillon ou puits de jaugeage).

Les réservoirs à toit flottant externe sont utilisés pour stocker les bruts, les produits légers et les stocks intermédiaires ayant une pression de vapeur supérieure à 14 kPa mais inférieure à 86 kPa à une température de stockage normale. De plus amples informations sont fournies à la Section 2.21. Les techniques pour minimiser les émissions dans ce cas incluent :

- l'installation d'essuyeurs sur le pont flottant
- des manchons autour des tuyaux, incorporant les essuyeurs des puits calmes.
- des flotteurs avec des essuyeurs dans le tuyau rainuré

- redescendre au sol les réservoirs à toit flottant aussi peu fréquemment que possible pour éviter les rejets de vapeur non nécessaires.

Avantages pour l'environnement

Pour la même substance, par exemple l'essence, les RTFE présentent l'avantage de diminuer de manière significative les émissions de COV dans l'atmosphère par rapport aux réservoirs à toit fixe. Un RTFE peut éviter 95 % des pertes provenant d'un toit fixe. Les économies de produit donnent des avantages de fonctionnement.

Effets croisés

Ils présentent potentiellement une quantité plus importante d'émissions dans l'eau que les réservoirs à toit fixe, car il est impossible à l'eau de pluie de pénétrer dans le réservoir au-delà de la jointure du toit. Cette eau doit être évacuée avant le transport du produit au client, la qualité du produit pouvant être sérieusement compromise.

Données d'exploitation

Les données concernant les performances des émissions et d'autres informations utiles à propos des RTFE sont fournies dans [323, API, 1997]

Applicabilité

Dans les situations de mise à niveau où une modification du service du réservoir est souhaitée, une alternative acceptable au RTFE est de mettre à niveau un réservoir à toit fixe avec une couverture flottante interne.

Aspects économiques

Le coût d'investissement pour la mise à niveau d'un réservoir à toit fixe en RTFE est de 0,26 millions EUR pour un réservoir de 20 mètres de diamètre. Un opérateur est nécessaire pour le drainage du réservoir, augmentant ainsi le coût de fonctionnement.

Moteur de la mise en œuvre

La Directive 94/63/CE (Annexe 1) définit un réservoir à toit flottant approprié comme présentant un rendement de rejet de COV d'au moins 95 % par rapport à un réservoir à toit fixe.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [252, CONCAWE, 2000], [258, Manduzio, 2000], [323, API, 1997], [268, TWG, 2001]

4.21.5 Cuves pressurisées

Les cuves pressurisées comme les **bullets** et les sphères sont souvent équipées de soupapes de surpression, qui ventilent vers l'atmosphère ou la torche. Des émissions de COV peuvent apparaître si ces valves ou ces dérivations présentent des fuites internes.

4.21.6 Joints doubles et secondaires

Description

Deux joints à la bordure du toit flottant fournissent une double barrière pour contrôler les émissions de COV provenant des réservoirs de stockage. L'adaptation de joints secondaires de bordure de toit est une technologie acceptée pour la réduction des émissions. Les joints montés sur la bordure (par opposition aux joints montés sur la base) sont favorisés, le premier permettant de contrôler les émissions si les joints primaires échouent.

Avantages pour l'environnement

Les émissions de COV peuvent être significativement réduites en installant des joints secondaires sur les réservoirs de stockage. L'étude Amoco/USAEPA sur les joints a estimé que les pertes de COV provenant des réservoirs de stockage pouvaient être réduites de 75 à 95 %. Lorsqu'ils sont appliqués dans des RTFE, les joints secondaires réduisent aussi la probabilité que la pluie pénètre dans le réservoir. Des joints secondaires pour le stockage de l'essence peuvent réduire les émissions de COV de plus de 95 %.

Effets croisés

Les joints de mise à niveau résultent généralement en des pertes de capacité de fonctionnement d'environ 5 %.

Données d'exploitation

Les données concernant les performances des émissions et d'autres informations utiles à propos des joints de bordure sont fournies dans [323, API, 1997].

Applicabilité

Ils peuvent facilement être installés dans de nouvelles unités (appelées joints doubles) et généralement être mis à niveau (joints secondaires).

Aspects économiques

L'équipement d'un réservoir moyen avec un système de joint secondaire a été estimé à environ 20 000 USD (1991) : 0,05 à 0,10 millions EUR pour des réservoirs de 20 à 50 mètres de diamètre.

Coûts d'exploitation : Remplacement probable tous les 10 ans.

Moteur de la mise en œuvre

La Directive Européenne 94/63/CE (Stade 1) prescrit des joints secondaires pour les réservoirs à toit flottant externe et pour les nouveaux réservoirs à toit flottant interne pour le stockage dans les raffineries et les terminaux.

Installations de référence

Couramment utilisé à travers le monde.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [252, CONCAWE, 2000], [323, API, 1997], [268, TWG, 2001]

4.21.7 Stratégie de stockageDescription

Le besoin en certains réservoirs peut souvent être éliminé grâce à un calendrier de production amélioré et une exploitation plus continue. Cette technique est proche de celle décrite à la Section 4.15.5. Un exemple est la mise en place d'un système de mélange en ligne. Voir la Section 4.21.14.

Avantages pour l'environnement

Les réservoirs de stockage étant l'une des sources les plus importantes d'émissions de COV, une réduction de leur nombre contribue à la réduction des émissions de COV. En minimisant le nombre de réservoirs de stockage, les résidus solides de réservoirs et les eaux usées décantées peuvent aussi être réduits.

Applicabilité

La réduction du nombre de réservoirs nécessite généralement une modification complète de la gestion du produit et des produits intermédiaires. Par conséquent, cette technique est plus facilement appliquée aux nouvelles unités.

Moteur de la mise en œuvre

L'usage de l'espace peut être amélioré en réduisant le nombre de réservoirs de stockage en fonctionnement.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.21.8 Prévention des fuites au niveau des fonds des réservoirs

Les techniques suivantes sont à prendre en compte dans la détermination des MTD de prévention des fuites au niveau des fonds de réservoir. Ce sujet est bien documenté dans EEMUA pub 183 « Guide de prévention des fuites de fond dans les réservoirs de stockage en acier verticaux et cylindriques ».

4.21.8.1 Réservoirs à double fondDescription

Les double fonds peuvent, soit être ajoutés à des réservoirs existants, soit incorporés dans la conception de nouveaux réservoirs. S'ils sont ajoutés, le fond existant du réservoir est normalement utilisé comme second fond, et du sable, des graviers ou du ciment peuvent être installés entre les nouveaux fonds

primaires et secondaires. Dans ce cas, c'est une pratique générale que de conserver l'espace interstitiel au minimum et donc le fond secondaire devrait avoir la même pente que le fond primaire. Les pentes à la base des réservoirs peuvent soit être droites, en cône montant (la pente descend du centre jusqu'au périmètre du réservoir) ou en cône descendant (la pente descend à partir du périmètre du réservoir). Presque tous les fonds des réservoirs sont en acier au carbone. Si un double fond doit être installé (soit comme mise à nouveau, soit comme nouvelle construction), un choix existe pour la sélection de matériaux du nouvel étage. Un second fond en carbone d'acier peut être utilisé ou un fond en acier inoxydable plus résistant à la corrosion peut être installé. Un troisième choix consiste à utiliser un revêtement époxy renforcé en fibre de verre au-dessus de l'acier.

L'utilisation de réservoirs à double fond permet d'installer un système sous vide et, dans ce cas, l'espace entre le fond du dessus et celui de dessous n'est pas rempli, mais retenu comme espace d'air utilisant des espaceurs en acier (qui peuvent généralement être une maille de renforcement en acier). Dans ce système plus récent, l'espace entre les fonds est maintenu sous vide et contrôlé en continu. Toute fuite dans le fond primaire ou secondaire dissipera le vide et déclenchera l'alarme. Un test complémentaire de l'air extrait indiquera un défaut dans le fond supérieur si des vapeurs de produit sont présentes, ou un défaut du fond inférieur si ni du produit, ni des vapeurs ne sont présents (sous réserve de toute autre contamination précédente du fond inférieur).

Avantages pour l'environnement

L'installation d'un second fond étanche à un réservoir fournit une mesure de protection contre les rejets non catastrophiques dus à la corrosion, aux joints de soudure défectueux, ou aux défauts dans le matériau du fond ou des détails de la construction. En plus du confinement, le second fond fournit un moyen de détection des fuites du fond qui ne sont pas visibles de manière évidente pour un opérateur, comme ce serait le cas pour un caisson similaire.

Effets croisés

Dans le cas d'une mise à niveau, l'application de cette technique peut prolonger le temps d'immobilisation des réservoirs pendant l'installation du second fond. Son application peut réduire la capacité du réservoir.

Données d'exploitation

En installant des double fonds, la période entre les inspections de l'intérieur et le nombre de procédures annuelles de nettoyage ont diminué.

Applicabilité

Soit à une mise à niveau, soit à de nouveaux réservoirs.

Aspects économiques

Les coûts classiques de mise à niveau des double fonds, tel qu'ils ont été établis par des fournisseurs allemands et suisses, sont les suivants et incluent la fourniture d'un système de détection de fuite sous vide :

- acier en carbone : 110 EUR/m²
- acier inoxydable : 190 EUR/ m²
- époxy renforcé en fibre de verre : 175 EUR/ m²

Une raffinerie britannique a rapporté que le coût réel de l'installation d'un double fond sur un réservoir de 10 340 m³ était de 600 000 EUR.

Moteur de la mise en œuvre

Prévention des fuites provenant des réservoirs de stockage.

Littérature de référence

[253, MWV, 2000], [112, Foster Wheeler Energy, 1999]

4.21.8.2 Revêtements avec membrane étanches

Description

Le revêtement avec membrane étanche est une barrière continue contre les fuites sous l'ensemble de la surface inférieure des réservoirs. Il peut constituer une alternative au double fond ou peut être ajouté comme mesure de sécurité supplémentaire sous le double fond. Comme le double fond, elle a pour but principal d'arrêter les petites mais persistantes fuites plutôt que de traiter une défaillance catastrophique de l'ensemble du réservoir. La clé d'une doublure efficace est que les joints doivent être étanches contre

soit le caisson en acier du réservoir soit la paroi en ciment qui supporte et entoure le réservoir. L'épaisseur minimale de la membrane flexible est de 1 mm, bien que des couches de 1,5 à 2 mm d'épaisseur soient couramment utilisées. La membrane doit être résistante chimiquement au produit stocké dans le réservoir.

Avantages pour l'environnement

Prévention des fuites provenant des réservoirs de stockage.

Effets croisés

Une interruption prolongée du réservoir si la membrane doit être installée sur un réservoir existant.

Applicabilité

Elles peuvent être installées soit sur des réservoirs conçus récemment ou en tant que mise à niveau qui en général inclut un système de détection des fuites.

Aspects économiques

Les coûts de mise à niveau d'une membrane sont légèrement plus importants que l'installation d'un double fond, car elle implique le levage d'un réservoir existant pour installer la membrane et le système de détection de fuites. Un coût indicatif est de l'ordre de 200 EUR par m². Pour une nouvelle construction, une membrane étanche peut être plus économique qu'un double fond, mais aura un coût de cycle de vie plus important. Cela est dû au fait que tout défaut futur de la membrane nécessitera un nouveau levage du réservoir ou une nouvelle solution de type double fond.

Ci-dessous sont fournis les coûts par unité pour la mise en place des matériaux suivants sur le sol :

- ciment : 30 EUR/m²
- asphalte : 24 EUR/ m²
- polyéthylène HD : 23 EUR/ m²
- bentonite : 18 EUR/ m²
- argile : 11-17 EUR/ m²

Ces coûts excluent les coûts de levage du réservoir pour l'installation. Cependant, les coûts de mise en place de ces matériaux sur les sols des murs de protection seraient de cet ordre. Des coûts supplémentaires sont générés par le déplacement de tout tuyau dans les murs de protection.

Pour la comparaison des coûts d'installation d'une telle membrane, une raffinerie a rapporté que depuis 1994, elle avait installé une membrane de fond en argile sous chaque réservoir levé pendant la maintenance. Un système de détection de fuites avait été installé au même moment. Le coût de celui-ci s'était élevé à environ 20 000 à 30 000 EUR par réservoir, le coût de la membrane d'argile étant de 11 à 17 EUR par m². Le coût total pour 14 réservoirs équipés s'élevait à 350 000 EUR. Un coût similaire (350 000 EUR) a été établi pour une autre installation d'une membrane étanche (plus la détection des fuites) pour un réservoir de 12 000 m³ en ciment.

Moteur de la mise en œuvre

La prévention de la contamination des sols.

Installations de référence

Des membranes étanches sont utilisées à la place de double fonds dans un certain nombre de pays européens.

Littérature de référence

[45, Sema and Sofres, 1991], [268, TWG, 2001]

4.21.8.3 Détection des fuites

Description

Comme pour les égouts, une manière de protéger le sol et la nappe phréatique de la contamination est de détecter les fuites rapidement. Les fuites à travers le fond du réservoir peuvent être détectées par un système de détection des fuites. Les systèmes conventionnels incluent des ports d'inspection, le contrôle de l'inventaire et l'inspection des soudures. Des systèmes plus avancés incluent des sondes de détection électroniques ou des câbles à impulsion d'énergie où le produit qui rentre en contact avec la sonde ou le câble altèrent son impédance et déclenchent une alarme. De plus, c'est une pratique courante que d'utiliser un certain nombre de procédures d'inspection sur les réservoirs à des intervalles déterminés

pour prouver leur intégrité. Voir aussi le programme LDAR à la Section 4.23.6.1. Les quelques techniques à prendre en considération sont :

- L'équipement des réservoirs de stockage avec des alarmes de débordement et des pompes d'arrêt automatique.
- L'installation de doubles fonds avec des systèmes intégrés de détection des fuites sur les réservoirs lorsque cela est possible dans la pratique.

Les soupapes sur les stockages pressurisés devraient subir des vérifications périodiques des fuites internes. Cela peut être réalisé en utilisant des dispositifs portables acoustiques de surveillance ou, si la ventilation est conduite dans l'atmosphère avec un bout ouvert accessible, cela peut être testé avec un analyseur d'hydrocarbures en tant que partie du programme LDAR.

Avantages pour l'environnement

Eviter la contamination du sol et de la nappe phréatique.

Applicabilité

Les sondes et les câbles doivent être disposés de manière assez dense si la fuite à détecter est peu importante. Par conséquent, l'inspection peut dans certains cas être, lorsque cela est possible, plus sûre que les sondes.

Aspects économiques

Une raffinerie a rapporté que l'installation d'un système de détection de fuites sur un groupe de quatre réservoirs de 12 m de diamètre a coûté 55 000 EUR avec un coût d'exploitation de 4 000 EUR par an. L'inspection de routine des réservoirs d'une autre raffinerie a été établie à 2 000 EUR par réservoir par an.

Moteur de la mise en œuvre

Eviter la contamination du sol et de la nappe phréatique.

Littérature de référence

[253, MWV, 2000]

4.21.8.4 Protection cathodique

Description

Pour éviter la corrosion sur la face inférieure du fond du réservoir, les réservoirs peuvent être équipés d'une protection cathodique contre la corrosion.

Avantages pour l'environnement

Eviter la contamination des sols et de la nappe phréatique et les émissions dans l'air dues à la prévention de la corrosion.

Effets croisés

De l'électricité est nécessaire.

Moteur de la mise en œuvre

Eviter la corrosion du réservoir et des tuyaux, réduisant ainsi les coûts de maintenance.

Littérature de référence

[253, MWV, 2000]

4.21.9 Confinement du mur de protection du parc de stockage

Description

Alors que les double fonds ou les membranes étanches protègent contre les fuites petites mais incessantes, un mur de protection imperméable du parc de stockage est conçu pour confiner les déversements importants (pour des raisons de sécurité comme environnementales), comme ceux causés par la rupture d'un caisson ou d'un déversement important dû à un surremplissage. Le mur de protection consiste en un mur ou une digue à l'extérieur du réservoir pour contenir tout ou une partie du contenu du réservoir en cas de déversement, et (dans certains cas) en une barrière au sol imperméable entre le réservoir et la digue pour empêcher l'infiltration du produit dans le sol. La digue est généralement construite à partir de terre bien compactée ou de béton armé. La hauteur est normalement calibrée pour contenir la quantité maximale du réservoir le plus important dans l'espace contenu par la digue. Cependant, cette philosophie de captage total est prise à défaut si le sol entre le réservoir et la digue est perméable. Le pétrole peut, dans de telles situations, s'infiltrer vers le bas et sous la digue. L'asphalte, la surface de ciment ou la membrane en polyéthylène à densité élevée (PDE) constituent quelques unes des possibilités.

Avantages pour l'environnement

Le confinement des déversements importants provenant des réservoirs de stockage de liquide.

Effets croisés

Cette technique peut nécessiter de compacter le sol, ce qui peut avoir un impact négatif. Une étude menée aux Etats-Unis a conclu que l'efficacité des membranes pour protéger l'environnement était limitée à cause de leur manque de fiabilité et de la difficulté à inspecter ou à tester leur intégrité. De plus, seuls peu de rejets qui pourraient être contenus par de telles membranes, et surtout, elles sont coûteuses à installer. Il a donc été conclu que d'autres mesures de prévention étaient plus efficaces pour protéger l'environnement et plus rentables sur le long terme.

Applicabilité

Dans certains cas, la mise à niveau peut être impossible.

Aspects économiques

Certaines raffineries ont établi le coût total de l'installation du pavage en ciment sous 6 grands réservoirs à 1,3 millions EUR (0,22 par réservoir), le coût de la jointure des murs de la digue de protection avec l'asphalte (environ 10 réservoirs) à 0,8 millions EUR, et le coût des murs de protection du pavage en ciment à 70 à 140 EUR par m². Une raffinerie a établi le coût de l'installation de 200 m de barrière imperméable en HPDE le long des limites du site à 150 000 EUR (750 EUR par m).

Moteur de la mise en œuvre

Le confinement des déversements importants qui peuvent se présenter depuis des réservoirs de stockage de liquide est normalement réglementé par les lois internationales. En Italie, la législation actuelle prévoit un volume du mur de protection pour certains liquides inférieur à 100 % du volume du réservoir.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995]

4.21.10 Réduire la génération des résidus de stockage

Description

La minimisation des résidus de stockage peut être réalisée grâce à une séparation consciencieuse du pétrole et de l'eau restant dans les résidus du réservoir. Des filtres et des centrifuges peuvent aussi être utilisés pour récupérer le pétrole pour le recyclage. D'autres techniques à prendre en compte sont l'installation d'une entrée latérale ou de mélangeurs à jet sur les réservoirs ou l'utilisation de produits chimiques. Cela signifie que les sédiments de base et l'eau sont conduits vers les raffineries de réception.

Avantages pour l'environnement

Les résidus de stockage provenant des réservoirs de stockage du pétrole brut constituent un important pourcentage des déchets solides de la raffinerie et posent un problème de rejet particulièrement difficile en raison de la présence de métaux lourds. Les résidus de stockage sont composés d'hydrocarbures lourds, de matières solides, d'eau, de rouille et de calamine.

Effets croisés

La conduite des sédiments et de l'eau provenant des réservoirs de pétrole brut vers la raffinerie signifie qu'ils n'apparaîtront probablement pas dans le dessaleur.

Littérature de référence

[147, HMIP UK, 1995]

4.21.11 Procédures de nettoyage du réservoir

Description

Pour les inspections de routine du réservoir interne et dans un but de réparation, les réservoirs de pétrole brut et de produit doivent être vidés, nettoyés et dégazés. Une technique permettant de nettoyer les résidus de stockage consiste à en dissoudre la majorité (>90%) avec une fraction de diesel chaude à des températures aux alentours de 50 °C où elle dissout la plupart des résidus de stockage et ils peuvent être mélangés après filtration des réservoirs de brut.

Avantages pour l'environnement

Des émissions pendant le nettoyage des réservoirs se dégagent pendant la ventilation naturelle ou mécanique. Différentes méthodes de nettoyage ont été développées pour le nettoyage des réservoirs de pétrole brut. La connaissance de la technologie de nettoyage des réservoirs de pétrole brut s'est améliorée, de sorte que, avec des mesures primaires, il est possible d'obtenir une zone de stockage qui présente des émissions de COV de moins de 0,5 kg/m². Avec des mesures secondaires, par exemple l'installation de torches mobiles, qui sont actuellement en développement pour le nettoyage des réservoirs de pétrole brut et de produit, des réductions supplémentaires des émissions de plus de 90 % peuvent être attendues.

Effets croisés

Si la raffinerie exploite sa propre installation d'incinération de dépôt, les résidus du nettoyage peuvent y être conduits.

Données d'exploitation

Les émissions apparaissant pendant le nettoyage des réservoirs de pétrole brut et la réduction de ces émissions sont décrites de manière exhaustive dans [302, UBA Germany, 2000]. L'utilisation de diesel chaud pour nettoyer les résidus du réservoir nécessite du chauffage.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire les émissions de COV et les résidus de réservoir.

Installations de référence

Des exemples d'applications existent dans plusieurs raffineries et parcs de réservoirs dans l' UE+.

Littérature de référence

[117, VDI, 2000], [316, TWG, 2000], [302, UBA Germany, 2000], [122, REPSOL, 2001]

4.21.12 Couleur des réservoirs

Description

Il est préférable de peindre les réservoirs contenant des matières volatiles dans des couleurs pâles pour prévenir a) l'augmentation de l'évaporation due à l'augmentation de la température du produit et b) l'augmentation du débit de respiration des réservoirs à toit fixe.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de COV.

Effets croisés

La peinture en couleurs pâles peut rendre les réservoirs plus « visibles », ce qui peut avoir un effet visuel négatif.

Applicabilité

La peinture du toit et des parties supérieures du caisson du réservoir au milieu d'un parc de réservoir peut être aussi efficace que la peinture du réservoir entier.

Moteur de la mise en œuvre

Egalement une exigence de la Directive 94/63/CE pour les réservoirs d'essence, à l'exception des dérogations pour les zones visuellement sensibles.

Littérature de référence

[262, Jansson, 2000], [268, TWG, 2001], [302, UBA Germany, 2000]

4.21.13 Autres bonnes pratiques de stockage

Description

Une manipulation adéquate des matières et du stockage minimise l'éventualité de déversements, de fuites et autres pertes qui résultent en des déchets, des émissions dans l'air et des émissions dans l'eau. Quelques bonnes pratiques de stockage consistent à:

- utiliser des conteneurs plus grands à la place de fûts. Les conteneurs plus grands sont réutilisables lorsqu'ils sont équipés pour un rejet par le haut et le bas, alors que les fûts doivent être recyclés ou rejetés comme déchets. Le stockage en vrac peut minimiser les risques de fuites et de déversements par rapport aux fûts. Applicabilité : Le rejet en sécurité des grands conteneurs non rechargeables peut être un problème.
- réduire la génération de fûts de pétrole vides. L'achat en vrac (via des camions-citernes) de huiles fréquemment utilisées et de bacs citernes comme stockage intermédiaire. Le personnel pourra alors transférer les pétroles du bac citerne vers les fûts, les bennes et les autres conteneurs réutilisables. Cela réduira la génération de fûts vides et leurs coûts de manipulation associés
- le stockage des fûts hors sol pour éviter la corrosion via les déversements ou la « transpiration » du béton
- garder les conteneurs fermés sauf lors de l'enlèvement des matières
- pratiquer le contrôle de la corrosion, la prévention et le contrôle des canalisations souterraines et des résidus de stockage (traité dans les Sections 4.21.8 et 4.21.8)
- les réservoirs de stockage de l'eau de ballastage peuvent être la cause d'émissions importantes de COV. Ils peuvent donc être équipés de toit flottant. Ces réservoirs sont aussi pertinents comme réservoirs d'équilibrage pour le système d'épuration des eaux usées
- conduire les événements provenant des réservoirs de stockage de soufre aux systèmes de traitement des gaz acides ou à d'autres systèmes
- la collecte des événements et leur conduite depuis les parcs de réservoirs vers les systèmes centraux de réduction.
- installer des connections flexibles auto obturantes ou mettre en place des procédures de drainage en ligne
- installer des barrières et/ou des systèmes de verrouillage pour prévenir les dégradations des équipements provenant de mouvements accidentels ou de démarrage des véhicules (camions-citernes ou wagons-citernes) pendant les opérations de chargement.
- mettre en place des procédures pour assurer que les bras ne soient pas actionnés tant qu'ils ne sont pas complètement insérés dans le conteneur pour éviter les projections lorsque des bras de chargement par le haut sont utilisés
- appliquer des outils ou des procédures pour prévenir le débordement des réservoirs
- installer des alarmes de niveau indépendantes du système normal de jaugeage du réservoir

Avantages pour l'environnement et aspects économiques

	Facteur d'émission pour les COVNM (g/Mg de débit)	Rendement de réduction (%)	Taille (diamètre, m)	Coût (EUR)
Réservoirs de stockage à toit fixe RTF	7 – 80			
RTFE	7 – 80			
RTFI	2 – 90			
Finition de peinture externe dans une teinte plus pâle		1 – 3 RTF	12	3 900
			40	25 400
L'installation d'un toit interne flottant dans un réservoir à toit fixe existant		97 – 99 RTF	12	195 000
			40	195 000
Remplacement d'un joint primaire monté par vapeur par un joint primaire monté par liquide		30 – 70 RTFE 43 – 45 RTFI	12	4 600
			40	15 100
La mise à niveau des joints secondaires sur un réservoir existant		90 – 94 RTFE 38 – 41 RTFI	12	3 400
			40	11 300
Amélioration du joint primaire, plus un joint secondaire et un contrôle de l'adaptation du toit (pontons & plancher amovible)		98 EFRT 48 – 51 RTFI	12	200
			40	200
Installation d'un toit fixe sur un réservoir existant à toit flottant externe		96 RTFE	12	18 000
			40	200 000
Remarque : Les colonnes de rendement de réduction, de taille et de coûts sont relatifs à la technique et non entre eux. Les coûts sont des coûts moyens pour les deux diamètres et les rendements de réduction sont des fourchettes pour la technique appliquée aux différents types de réservoirs.				

Littérature de référence

[127, UN/ECE, 1998], [268, TWG, 2001], [252, CONCAWE, 2000], [19, Irish EPA, 1993], [262, Jansson, 2000]

4.21.14 Mélange en ligne

Description

La Figure 4.8 présente un plan d'un système de mélange en ligne pour les gasoils.

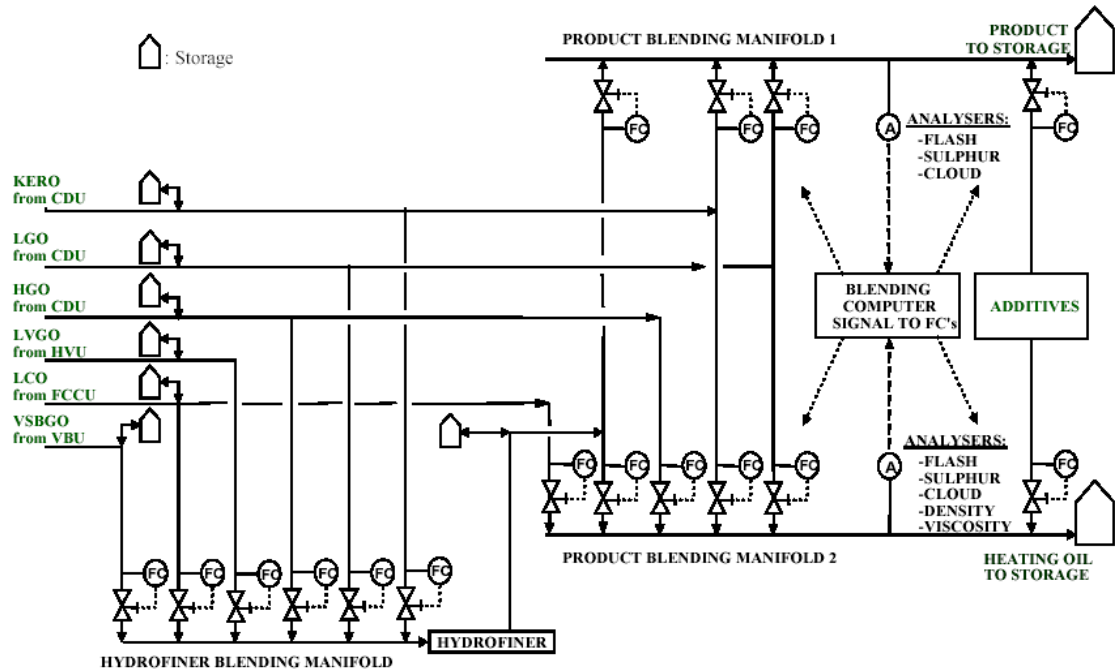


Figure 4.8 : Plan simplifié d'un système de mélange en ligne pour les gasoils (diesel automobile et huile de chauffage)

Avantages pour l'environnement

Les économies d'énergie réalisées par le mélange en ligne par rapport au mélange par lot peuvent être substantielles, particulièrement en ce qui concerne la consommation électrique. L'utilisation de mélange en ligne réduit le nombre total d'opérations de manipulation en ce qui concerne les flux de charge et de produits - un nombre moins important de remplissages et de vidanges des réservoirs et donc moins d'émissions totales dans l'atmosphère. Les nombreuses valves et pompes peuvent être fournies avec des joints mécaniques doubles et être régulièrement maintenues afin de minimiser les émissions fugaces de COV. Le mélange en ligne permet généralement une plus grande flexibilité en ce qui concerne les spécifications et les quantités des produits, et représente des économies importantes en évitant le stockage intermédiaire.

Effets croisés

Les systèmes de mélange en ligne contiennent beaucoup de joints à brides et de valves qui peuvent être des sources de fuites, particulièrement pendant la maintenance.

Données d'exploitation

Une attention particulière doit être portée aux analyseurs de qualité en ligne pour assurer la qualité des produits mélangés.

Applicabilité

L'optimisation des rapports de mélange pour atteindre les spécifications critiques est dans une certaine mesure une procédure empirique qui est accomplie le plus économiquement à l'aide d'un ordinateur. Le nombre important de variables permet généralement un certain nombre de solutions comparables qui donnent approximativement le coût ou le profit total équivalent. Les programmes d'optimisation permettent à l'ordinateur de fournir le mélange optimal pour minimiser les coûts et maximiser les profits.

Installations de référence

Les systèmes de mélange en ligne sont généralement appliqués à une charge à grand volume et/ou à des flux de produits.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999]

4.21.15 Mélange par lots

Description

Voir la Section 2.21

Applicabilité

Les raisons d'utiliser le mélange par lots sont les exigences de stockage minimal pour des raisons stratégiques, de contrôle fiscales et des taxes, de flexibilité d'exploitation et de dimensions des réservoirs.

Installations de référence

Pour un certain nombre de raisons fournies dans l'applicabilité, le mélange par lots de la charge et du produit est encore réalisé dans une certaine mesure.

4.21.16 Récupération de vapeur

Les systèmes de récupération/destruction de vapeurs et de retour de vapeurs pendant la charge appliquée au stockage sont inclus dans la Section 4.23.6.2.

Description

Les systèmes de récupération de vapeurs, utilisés pour la réduction des émissions d'hydrocarbures provenant des équipements de stockage et de charge et des autres produits à volatilité élevée. Les vapeurs déplacées contenant de l'air/du gaz provenant de la charge de produits volatiles (comme l'essence ou les produits de pression de vapeur similaire) dans les navires et les barges devraient dans l'idéal être recyclées ou conduites dans une unité de récupération de vapeur. La technique d'adsorption modulée en pression est l'une d'un certain nombre de techniques pour récupérer les composés chimiques des flux de vapeur. Des exemples de ces flux de vapeurs sont les événements de procédé, le gaz combustible de raffinerie, les flux de torchère ou de charge de l'incinérateur. Les unités peuvent récupérer les composés organiques des flux gazeux. De plus amples informations sont fournies à la Section 4.23.6.

Avantages pour l'environnement

Il a été estimé que les émissions de COV provenant du chargement de barge pouvaient être réduites de 98 % en installant un système de contrôle de perte de vapeur marine. Une unité de récupération de vapeur utilisée dans les réservoirs fixes peut réduire les émissions de COV de 93 à 99 % (réduites jusqu'à 10 g/Nm³). Le Tableau 4.35 fournit des données sur l'efficacité et la performance environnementale des unités de récupération de vapeur.

Technique de récupération des COV	Réduction des émissions (%)	Réduites à (g/Nm ³)
Etage unique	93 – 99	10
Absorption de l'huile pauvre	90 – 95	
Charbon actif en tant qu'adsorbant	95 – 99	
Condensation avec de l'hydrogène liquide	90	
Membrane	99	
Etage double	Près de 100 %	0,10 – 0,15

Type d'installation	Taux de récupération (%)	Valeurs moyennes semi horaires réalisables en fonctionnement continu. Hydrocarbures totaux	
		COVNM ¹ (g/Nm ³)	Benzène (mg/Nm ³)
Installation de condensation à étage unique	80 – 95	50	1
Installations à absorption à étage unique, à adsorption et séparation de membrane	90 – 99,5	5 ²	1
Installations à adsorption à étage unique avec soufflante supplémentaire ²	99,98	0,15	1
Installations à deux étages	99,98	0,15	1
La somme des hydrocarbures et du méthane est comprise dans une fourchette de 100 à 2 500 mg/Nm ³ ou plus. La teneur en méthane est seulement significative lorsque réduite par des procédés absorbants ou adsorbants. Si des installations à étage unique sont utilisées comme étage préliminaire pour les moteurs à gaz, une concentration d'environ 60 g/m ³ est nécessaire pour le fonctionnement du moteur à gaz. (La concentration d'hydrocarbures dans les gaz non nettoyés est d'environ 1 000 g/Nm ³)			

Tableau 4.35 : Valeurs des émissions pour les installations de récupération de vapeur pendant la charge des essences automobiles

Effets croisés

Lorsque des mélanges explosifs peuvent se produire, il est important que des dispositifs de protection soient implémentés pour limiter le risque d'ignition et de propagation d'ignition. Nécessité de mettre en place des dispositifs de protection des mélanges explosifs, particulièrement pour ceux provenant de flux de vapeur chimique mélangés. Les unités à deux étages sont de fortes consommatrices d'énergie. La consommation d'énergie de ces installations est environ deux fois plus importante que celle d'une installation aux émissions résiduelles de 5 g/m³, ce qui est corrélé par des émissions de CO₂ plus importantes.

Données d'exploitation

Consommation d'énergie (pour le refroidissement, le pompage, le chauffage, le vide), déchets (adsorbent / remplacement de membrane), effluent d'eau (c'est-à-dire qui se condense à partir de la régénération de la vapeur d'eau de l'adsorbant, l'eau décongelée provenant des unités de condensation).

Applicabilité

Cela peut être appliqué au chargement du brut (à l'exception de l'adsorption si un prétraitement comme le strieur de soufre n'est pas utilisé, en raison de l'encrassement de l'adsorbant) présentant une efficacité inférieure à celle mentionnée ci-dessus car le méthane et l'éthane sont récupérés dans le flux de vapeur, les stations de produit de transport et le chargement des produits dans les navires. Ces systèmes ne sont pas applicables aux procédés de décharge lorsque le réservoir receveur est équipé d'un toit flottant externe. Les unités de récupération de vapeur ne sont pas considérées comme étant applicables lorsque la récupération de faibles quantités de produits chimiques est en cours de discussion.

Technique de récupération de COV	Restriction de l'applicabilité de la technique
Charbon actif en tant qu'adsorbant	La manipulation de composés non-compatibles présents dans le flux de vapeur peut soit empoisonner, soit détruire le charbon actif
Condensation avec de l'azote liquide	Peut nécessiter un double ensemble d'échangeur thermique pour permettre la décongélation de l'unité pendant les exigences de fonctionnement continu. Le SO ₂ peut résulter en un dépôt de soufre élémentaire.
Membrane	Jusqu'à 5000 ppm. Technologie applicable jusqu'à la saturation complète en HC dans le flux de vapeur.

Aspects économiques

Le tableau suivant présente quelques exemples de coût des unités de récupération de vapeur

Équipement	Coût d'installation (millions EUR)	Coûts d'exploitation (millions EUR/an) ¹
Unité de récupération de vapeur pour 4 réservoirs fixes de 20 m de diamètre (chargeant des produits volatiles vers la route, le rail ou une barge sans inclure les équipements pour les camions et les wagons)	1	0,05
Unité de récupération de vapeur pour la charge de produits volatiles vers la route, le rail ou une barge (sans inclure les équipements pour les camions et les wagons). Coûts faisant référence à 4 réservoirs de 20 m de diamètre	Étage unique 1,3 Étage double 1,8	0,05 0,12
Systèmes de récupération de vide. Taux du flux de conception de 14 à 142 m ³ /h Le système fournira une récupération d'ensemble jusqu'à 99,9 % du flux de charge avec une concentration en hydrocarbure de 40 % et une teneur en humidité de 8,7 % v/v (point de rosée = 38 °C)	0,28 – 1,7	
¹ sans tenir compte de la valeur des produits récupérés		

Moteur de la mise en œuvre

La Directive du Conseil Européen 94/63/CE (Stade 1) prescrit l'installation de lignes d'équilibrage de vapeur et d'unités de récupération de vapeur (URV) ou de systèmes de récupération de vapeur (SRV) pendant les activités de chargement/déchargement d'essence dans les raffineries et les terminaux.

Installations de référence

Beaucoup d'exemples sont trouvés dans les raffineries européennes. Le port de pétrole de Gothenburg va installer une URV pour le chargement des navires.

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], [181, HP, 1998], [211, Ecker, 1999], [45, Sema et Sofres, 1991], [117, VDI, 2000], [316, TWG, 2000], [247, UBA Austria, 1998], [268, TWG, 2001]

4.21.17 Utilisation/destruction de vapeurDescription

La destruction de vapeur est aussi une option techniquement viable, qui peut inclure de la récupération d'énergie. Elle inclut aussi la destruction des produits rejetés dans les réchauffeurs du procédé, les incinérateurs spéciaux et les torches.

Avantages pour l'environnement

Rendement jusqu'à 99,2 %. Des combustions catalytiques peuvent atteindre des rendements supérieurs à 99,9 %. Le rendement de l'oxydation thermique sans flamme peut atteindre des rendements de suppression de 99,99 % ou plus. En l'absence de températures élevées, le NO_x thermique est généralement inférieur à 2 ppm v/v.

La chaleur générée lors de la combustion peut être utilisée pour produire de la vapeur d'eau à basse pression ou pour chauffer l'eau ou l'air.

Effets croisés

Du CO₂ est produit dans le procédé de combustion. Du CO et du NO_x peuvent aussi être produits. Du combustible supplémentaire est consommé dans la combustion des flux à basses concentrations et pour le préchauffage des catalyseurs. Une expérience avec des unités existantes a présenté des taux de 19 à 82 kg/h de gasoil. Une source d'allumage continue à l'intérieur du système de vapeur est une source de préoccupations majeure en ce qui concerne la sécurité et qui nécessite la mise en place de systèmes pour prévenir la propagation de l'inflammation.

Applicabilité

Applicable aux événements de réacteur et de procédé, aux événements de réservoir, aux équipements de chargement, aux fours et sécheurs, aux systèmes de correction et aux autres opérations de fabrication. L'applicabilité est limitée aux hydrocarbures très légers, le méthane, l'éthane et le propylène.

Aspects économiques

Coûts d'investissement de 2 à 25 et 3,2 à 16 (millions EUR) pour le chargement marin (0,1 à 0,22 millions EUR / navire pour la conversion).

Coûts d'exploitation : 0,02 à 1,1 millions EUR

Les coûts de mise à niveau sont très spécifiques à chaque site.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire les émissions de COV.

Installations de référence

Les procédés de combustion catalytique ont été appliqués dans l'industrie chimique.

Littérature de référence

[181, HP, 1998], [118, VROM, 1999], [268, TWG, 2001]

4.21.18 Equilibrage de vapeur pendant les procédés de chargement

Description

Afin de prévenir les émissions dans l'atmosphère provenant des opérations de chargement, plusieurs options sont disponibles. Lorsque le chargement provient de réservoirs à toit fixe, une canalisation d'équilibrage peut être utilisée. Le mélange expulsé est alors renvoyé dans le réservoir fournisseur de liquide et remplace ainsi le volume pompé. Les vapeurs expulsées pendant les opérations de chargement peuvent être renvoyées au réservoir de chargement, s'il est de type à toit fixe, où elles peuvent être stockées avant la récupération ou la destruction de la vapeur. Ce système peut aussi être utilisé pour des navires et des barges.

Avantages pour l'environnement

Cela réduit significativement les volumes de vapeurs expulsés dans l'atmosphère. Cela peut aussi réduire à plus de 80 % les émissions de COV.

Effets croisés

En raison de l'évaporation dans le navire récepteur pendant le transfert (évolution de la vapeur par projection), il y a généralement un volume de vapeurs en surplus par rapport au volume de liquide déplacé. La canalisation d'équilibrage n'est pas considérée comme un moyen efficace de réduction des COV pour les liquides les plus volatiles.

Données d'exploitation

Lorsque des mélanges explosifs ont lieu, il est important que des dispositifs de protection soient implémentés pour limiter le risque d'ignition et de propagation d'ignition. Les réservoirs devraient rester fermés pour empêcher les émissions, de manière à ce qu'ils fonctionnent à basse pression et la vidange et l'échantillonnage ne devraient pas être réalisés via des répartiteurs ouverts. Les inhibiteurs de détonation nécessitent un nettoyage régulier lorsque les vapeurs contiennent des particules (par exemple de la suie provenant de systèmes d'inertie de réservoirs de cargaison mal exploités).

Applicabilité

Toutes les vapeurs ne peuvent pas être récupérées. Cela peut affecter les débits de chargement et la flexibilité de l'exploitation. Les réservoirs qui contiennent des vapeurs incompatibles ne peuvent pas être liés.

Aspects économiques

Les coûts d'investissement s'élèvent à 0,08 millions EUR par réservoir et les coûts de fonctionnement sont faibles.

Moteur de la mise en œuvre

Réduit les émissions de COV.

Installations de référence

Le chargement de GPL. Le chargement suivant des conteneurs de transport est réalisé par des moyens comme les systèmes à boucle fermée ou par ventilation et rejet vers le système de gaz combustible de raffinerie.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999], [268, TWG, 2001]

4.21.19 Mesures de chargement par le bas

Description

Le tuyau de chargement/déchargement est raccordé à une busette située au point le plus bas du réservoir. Un évent sur le réservoir peut être connecté à une canalisation d'équilibrage de gaz, à une URV ou à une ventilation. Dans ce dernier cas, des émissions de COV peuvent se présenter. Le raccord de la ligne de remplissage est conçu spécialement (« connexion sèche »), ce qui permet de déconnecter avec des déversements/émissions minimaux.

Avantages pour l'environnement

Cela réduit les émissions de COV.

Moteur de la mise en œuvre

La Directive européenne 94/63/CE (Stade 1) prescrit cette technique pour le chargement des camions-citernes.

Littérature de référence

[80, March Consulting Group, 1991], [268, TWG, 2001]

4.21.20 Sols hermétiquement étanches

Description

La manipulation des matières utilisées dans la raffinerie peut résulter en des déversements qui contaminent le sol et l'eau de pluie. Cette technique pave et délimite la zone où les matières sont manipulées, pour la récupération des matières susceptibles de se déverser.

Avantages pour l'environnement

Eviter la pollution des sols et tout déversement de produit dans les rejets à retraiter.

Cela minimisera le volume de déchets générés et permettra la collecte et la récupération des matières.

Moteur de la mise en œuvre

Eviter la contamination des sols et de l'eau de pluie.

Installations de référence

Plusieurs exemples peuvent être trouvés dans les raffineries européennes.

Littérature de référence

[80, March Consulting Group, 1991]

4.21.21 Usine GPL malodorante

Description

La conception et l'exploitation d'installations malodorantes devraient appliquer des normes très élevées, ce qui minimisera le risque de fuites malodorantes et de déversements. Dans une certaine mesure, les aspects opérationnels de celles-ci sont facilités par la facilité de détection de la moindre fuite malodorante, mais cela doit être utilisé comme une assistance à la vigilance, et ne doit pas être une raison pour un contrôle laxiste.

Les usines malodorantes devraient être conçues pour minimiser le potentiel de fuites, par exemple en ayant le nombre minimal de pompes/valves/filtres/connexions de réservoir, etc., en utilisant des connexions soudées et non embouties à chaque fois que cela est possible et en protégeant l'usine de l'impact des dégradations possibles. Tous ces items utilisés doivent être conçus selon une norme très élevée quant à l'efficacité des joints. Des dispositifs comme les coupleurs à auto scellement pour les lignes de chargement sont préférés.

Les usines devraient être conçues pour pouvoir gérer la pression importante de la vapeur des odorants et devrait utiliser une couverture de gaz combustible contrôlée de manière inerte ou par pression des espaces de vapeur surplombant les produits odorants stockés. Pendant les livraisons aux réservoirs, toute vapeur déplacée doit être renvoyée au véhicule de livraison, adsorbée sur du charbon actif ou incinérée. L'utilisation de conteneurs en lots de colis démontables évite la génération d'odeurs déplacées et est préférée lorsque cela est approprié.

Avantages pour l'environnement

Au regard de la nature et de la puissance des produits odorants utilisés, il devrait n'y avoir aucun rejet d'odeurs vers aucun médium environnemental.

Littérature de référence

[18, Irish EPA, 1992]

4.21.22 Les conduites aériennes et les lignes de transfert

Description

Il est plus aisé de détecter des fuites dans les pipelines aériens

Avantages pour l'environnement

Diminuer la contamination des sols

Applicabilité

Leur implémentation est plus aisée dans les nouvelles installations.

Aspects économiques

Le remplacement des conduites souterraines existantes est généralement très coûteux.

Littérature de référence

[19, Irish EPA, 1993]

4.22 Viscoréduction

4.22.1 Conversion thermique profonde

Description

La conversion thermique profonde remplit le vide entre la viscoréduction et la cokéfaction. Elle maximise les rendements des distillats stables et produit un résidu stable, appelé coke liquide.

Avantages pour l'environnement

Améliore la performance de la viscoréduction.

Effets croisés

Une consommation d'énergie augmentée.

Aspects économiques

Les montants de l'investissement s'élèvent entre 9 120 et 11 300 EUR par m³ installé, en excluant les facilités de traitement et selon la capacité et la configuration (base : 1998)

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [316, TWG, 2000]

4.22.2 Hydroviscoréduction

Avantages pour l'environnement

Une technologie moderne, qui améliore le taux de conversion de la charge par l'ajout de donneurs d'hydrogènes et d'eau sans réduire la stabilité du procédé.

Aspects économiques

Investissement (base : 750 kt/an de brut étêté lourd canadien ; le périmètre des installations incluant le dessalage, l'étêtage et l'ingénierie ; 1994 USD Gulf Coast)

Alternative de procédé	Viscoréducteur normal	Hydro viscoréducteur
EUR par t/an	85 000	115 000
Utilités, classiques par m ³		
Fuel brûlé (rendement de 80 %) kg	15,1	15,1
Electricité, kWh	1,9	12,0
Vapeur d'eau consommée (produite), kg	(15,1)	30,2
Eau, procédé, m ³	mil	mil
Consommation d'hydrogène, Nm ³	-	30,2

Installations de référence

Cette technologie a été testée dans un viscoréducteur dans une raffinerie de Curaçao.

Littérature de référence

[212, Hydrocarbon processing, 1998], [250, Winter, 2000]

4.22.3 Viscoreducteurs à maturateurs

Description

Dans ce procédé, un ballon maturateur est ajouté après le four. Le craquage a donc lieu à des températures de sortie de four inférieures, et le temps de résidence est plus long.

Avantages pour l'environnement

Les rendements et les propriétés du produit sont similaires mais l'opération du maturateur avec ses températures de sortie des fours inférieures est avantageux en ce qui concerne la consommation d'énergie (30 à 35%) et les périodes de fonctionnement plus longues avant l'arrêt pour retirer le coke des tubes des fours (périodes de fonctionnement de 6 à 8 mois contre 3 à 6 mois pour le craquage à bobines)

Effets croisés

L'avantage apparent qui est de réduire le nombre de nettoyages des viscoreducteurs à maturateurs est compensé en partie par la plus grande difficulté à nettoyer le ballon de maturation.

Données d'exploitation

Des périodes de fonctionnement de 3 à 6 mois sont communs pour les viscoreducteurs à fours et 6 à 18 mois pour les viscoreducteurs à maturateurs. La consommation de combustible est d'environ 11 kg de EF/t. La consommation de puissance et de vapeur d'eau est similaire à la consommation de la technique à bobines. Les températures d'exploitation sont de 400 à 420 °C.

Installations de référence

Quelques viscoreducteurs à maturateur existent dans des raffineries européennes.

Littérature de référence

[297, Italy, 2000], [268, TWG, 2001]

4.22.4 Gestion de gaz acides et des eaux usées

Description

Le gaz généré dans la viscoréduction peut être acide et contenir des composés de soufre, dans ce cas, une opération d'adoucissement du gaz, généralement par lavage aux amines, devrait être appliquée avant que le gaz ne soit récupéré dans les produits ou utilisé en tant que gaz combustible de raffinerie. Le gaz de viscoréduction, à part le fait qu'il ait été lavé aux amines pour retirer l' H_2S , est encore traité pour retirer environ 400 à 600 mg/ Nm^3 de soufre de mercaptan (selon la charge) afin de satisfaire les spécifications en teneur de soufre du gaz combustible de la raffinerie. Le condensat aqueux est généralement acide, et devrait être conduit dans le strieur d'eau acide dans un système clos.

Avantages pour l'environnement

Réduire la teneur en soufre des produits.

Effets croisés

Besoin de produits chimiques et d'utilités pour faire fonctionner le procédé.

Moteur de la mise en œuvre

Les spécifications concernant le soufre dans les produits.

Installations de référence

Ces techniques sont appliquées dans beaucoup de raffineries.

Littérature de référence

[316, TWG, 2000]

4.22.5 Réduction de la formation de coke dans les viscoréducteurs

Description

Pendant le craquage thermique, une certaine formation de coke est produite et déposée dans les tubes des fours. Le coke devrait être nettoyé lorsque cela est nécessaire. Il existe sur le marché des additifs pour contrôler la teneur en sodium dans la charge. De plus, le contrôle de l'ajout de substances caustiques dans le flux montant de charge peut aussi être utilisé.

Avantages pour l'environnement

Réduction de la formation de coke et, en conséquence, réduction des déchets de nettoyage.

Moteur de la mise en œuvre

Cette technique est généralement appliquée pour prévenir le nettoyage.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.23 Traitements des gaz résiduels

Cette section, ainsi que les deux prochaines (les Sections 4.24 et 4.25), traitent des procédés au point de rejet qui apparaissent dans une raffinerie. Des informations plus approfondies à propos des techniques incluses dans cette section et la prochaine sont fournies dans le BREF sur les traitements des eaux usées et des gaz résiduels. Ces techniques apparaissent ici pour fournir une description d'ensemble des techniques et éviter des répétitions. La description des techniques au point de rejet n'apparaît pas dans les sections précédentes. Dans ces Sections (23 et 24), des informations générales sur les avantages environnementaux, les effets croisés, les données d'exploitation, l'applicabilité sont présentées ici. Cependant, l'application de ces techniques à une activité particulière de la raffinerie peut faire varier ses données d'exploitation, ses coûts, ses performances, etc. Par conséquent, les données incluses dans ces sections sont plus larges et plus générales que celles apparaissant dans les activités. En complément de ces activités qui peuvent apparaître dans les activités de production, cette section et la prochaine contiennent aussi des procédés au point de rejet appliqués et qui sont des techniques à prendre en compte pour la détermination des MTD des raffineries. Dans cette catégorie on trouve les unités de récupération de soufre, les torchères, le traitement aux amines ou les traitements des eaux usées. Ces techniques sont présentées seulement ici.

4.23.1 Techniques de réduction de CO

Description

Les chaudières de CO et la réduction catalytique du CO (et du NO_x). De bonnes mesures principales de réduction du CO sont :

- un bon contrôle de l'exploitation
- une livraison constante de combustible liquide dans le chauffage secondaire
- un bon mélange des rejets gazeux
- une post-combustion catalytique
- des catalyseurs avec des promoteurs d'oxydation.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de CO. Emissions après la chaudière de CO : inférieures à 100 mg/Nm³. Dans le cas de chauffage traditionnel, une concentration de CO inférieure à 50 mg/Nm³ est réalisable à des températures supérieures à 800 °C, avec une fourniture suffisante d'air et une période de rétention suffisante.

Applicabilité

Des FCC et dans les résidus lourds chauffés. (Sections 4.10.4.9 et 4.5.5)

Littérature de référence

[316, TWG, 2000]

4.23.2 Options de contrôle des émissions de CO₂

Description

Contrairement aux traitements du SO₂, du NO_x ou des particules des gaz de combustion, il n'y a pas de technologie de réduction de CO₂. Des techniques de séparation de CO₂ sont disponibles, mais le problème est le stockage et le recyclage du CO₂. Les options du raffineur pour réduire les émissions de CO₂ sont :

- I. une gestion efficace de l'énergie (sujet discuté à la Section 4.10.1) y compris :
 - l'amélioration des échanges de chaleur entre les flux de la raffinerie
 - l'intégration des procédés de la raffinerie pour éviter le refroidissement intermédiaire des composants (par ex. 4.19.1 L'unité de distillation progressive)
 - la récupération des gaz résiduels et leur utilisation en tant que combustibles (par ex. la récupération des gaz de torchère)
 - l'utilisation de la chaleur des gaz de combustion.
- II. l'utilisation des combustibles à teneur élevée en hydrogène (sujet traité à la Section 4.10.2)
- III. des techniques efficaces de production d'énergie (voir la Section 4.10.3). Cela signifie la récupération la plus importante de l'énergie provenant de la combustion du combustible.

Avantages pour l'environnement

Réduction des émissions de CO₂.

Effets croisés

L'utilisation de combustibles à teneur élevée en hydrogène réduit les émissions de CO₂ provenant des raffineries, mais, dans l'ensemble, ne réduira pas le CO₂, ces combustibles n'étant alors plus disponibles pour d'autres utilisations.

Données d'exploitation

Une utilisation rationnelle de l'énergie nécessite une bonne exploitation pour maximiser la récupération de chaleur et le contrôle du procédé (par ex : l'excès de O₂, les équilibres de chaleur entre les reflux, la température de stockage du produit, le contrôle et le nettoyage des équipements). Pour obtenir des résultats optimaux de manière répétée, la formation des opérateurs et des instructions claires sont nécessaires.

Littérature de référence

[252, CONCAWE, 2000], [268, TWG, 2001]

4.23.3 Techniques de réduction de NO_x

Le niveau de réduction des émissions de NO_x d'une raffinerie de pétrole ou d'une usine à gaz naturel est influencé par le plan de raffinage, le type de fuels utilisé et les techniques de réduction mises en œuvre. Le nombre de sources d'émissions et leurs contributions au niveau d'ensemble des émissions pouvant

varier énormément, l'une des premières techniques à prendre en compte est la quantification précise et la caractérisation des sources d'émissions dans chaque cas spécifique. De plus amples informations sont fournies à la Section 3.26.

4.23.3.1 Oxydation du NO_x à basse température

Description

Le procédé d'oxydation à basse température injecte de l'ozone dans le flux de gaz de combustion à des températures optimales inférieures à 200 °C, pour oxyder le NO et le NO₂ insolubles en N₂O₅ très soluble. Le N₂O₅ est supprimé dans un dépoussiéreur à voie humide en formant des eaux usées d'acide nitrique dilué qui peuvent être utilisées dans les procédés de l'usine ou neutralisées pour rejet. Des informations générales sur cette technique sont fournies dans le BREF sur les Eaux Usées et les Gaz Résiduels [312, BEPRIP, 2001]

Avantages pour l'environnement

Cela peut éliminer 90 à 95 % du NO_x, avec des niveaux consistants de NO_x aussi faibles que 5 ppm. Des avantages supplémentaires sont les économies de combustible par récupération de chaleur. Le procédé complet est contrôlé pour ne produire aucune émission gazeuse secondaire. L'ozone étant utilisé comme agent oxydant, les émissions de CO, de COV et d'ammoniac sont aussi réduites.

Effets croisés

L'ozone devrait être produit sur site, à la demande, à partir de l'O₂ stocké. Risque de dégagement d'ozone. Le système peut augmenter la concentration en nitrate dans les eaux usées.

Données d'exploitation

L'utilisation de l'ozone et les températures optimales faibles du procédé fournissent des conditions de traitement stables. La consommation d'énergie pour la production d'ozone est comprise entre 7 et 10 MJ/kg (2 à 2,8 kWh/kg) d'ozone produit à une concentration de 1 à 3 % p/p avec une charge d'oxygène sec. La température devrait être inférieure à 160 °C pour minimiser la décomposition de l'ozone. Les fuels chargés de particules lourdes peuvent nécessiter des équipements supplémentaires.

Applicabilité

Cette technique peut être utilisée comme un système de traitement autonome ou peut suivre les autres systèmes de traitement de modifications de combustion et de traitement de post-combustion, comme les brûleurs à faible teneur en NO_x, la suppression de SCR ou de SO_x, en tant qu'étape de finalisation. Le procédé peut être utilisé en tant que système de traitement « autonome » ou en tant que mise à niveau sur une usine existante. Il peut aussi être utilisé comme système de finalisation pour les autres technologies de suppression de NO_x et pour le traitement des dégagements d'ammoniac.

Aspects économiques

Cela requiert peu de maintenance et peu d'interface avec l'opérateur. Les fournisseurs de la technologie affirment que les coûts relatifs en capital et de fonctionnement sont égaux, ou inférieurs, à ceux des systèmes de type SCR.

Installations de référence

Le procédé est utilisé aux Etats-Unis sur des usines commerciales pour les secteurs du décapage chimique, des chaudières à vapeur d'eau et des chaudières à charbon. Une démonstration est actuellement planifiée dans une raffinerie UFCC.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire les émissions de NO_x.

Littérature de référence

[181, HP, 1998], [344, Crowther, 2001], [268, TWG, 2001]

4.23.3.2 Réduction sélective non catalytique (RSNC)

Description

La RSNC est un procédé non catalytique pour supprimer les oxydes de l'azote en provenance des gaz de combustion par réaction en phase gazeuse de l'ammoniac ou de l'urée à des températures élevées. Des informations générales sur cette technique sont fournies dans le BREF sur les Eaux Usées et les Gaz Résiduels [312, BEPRIP, 2001]

Avantages pour l'environnement

Des réductions de 40 à 70 % peuvent être atteintes en utilisant cette technique, donnant des valeurs de moins de 200 mg/Nm³. Les chiffres de réduction les plus importants (plus de 80 %) peuvent seulement être atteints dans des conditions optimales.

Effets croisés

L'injection d'ammoniaque produit significativement moins d'émissions de N₂O et de CO que les autres réactifs. Lorsque la température diminue, il est nécessaire de réchauffer le gaz de combustion avec en conséquence une utilisation d'énergie. Les systèmes ont aussi besoin des équipements nécessaires pour le stockage de l'ammoniaque ou de l'urée. Les désavantages étant aussi le **dégagement** de NH₃ (5 à 40 mg/Nm³) et les réactions connexes possibles (N₂O). L'EPA américain a identifié l'ammoniaque comme le précurseur le plus important de particules fines (de taille de 2,5 microns et moins) de la pollution de l'air dans le pays.

Données d'exploitation

Le procédé de RSNC doit atteindre des températures de 800 °C à 1200 °C pour une conversion efficace. Avec l'injection d'hydrogène avec le NH₃ et le support, les températures optimales peuvent être augmentées à seulement 700 °C. Pour arriver à un bon mélange, la faible quantité de réactif est injectée ainsi qu'un gaz de support, généralement de l'air ou de la vapeur d'eau. L'ammoniaque produite dans le stripage de l'eau acide (voir la Section 4.24.2) peut être utilisée en tant qu'agent de déNO_x. Le rendement de ce procédé dépend beaucoup de la température.

Applicabilité

Cela est typiquement appliqué aux gaz de combustion provenant des chauffages et des chaudières. Aucun ou très peu de contraintes en termes d'espace. Les contraintes en termes se restreignent principalement au stockage de NH₃.

Aspects économiques

Les considérations de coût incluent les coûts en capital initial pour la modification du four ou de la chaudière, la tuyauterie pour injecter le réactif, le système de fourniture du réactif et un coût récurrent pour l'ammoniaque ou l'urée pour réagir avec le NO_x. Des estimations de coût pour l'utilisation d'un RSNC d'après une centrale sont rapportées à la Section 4.10.4.6. Le tableau suivant fournit la rentabilité de l'utilisation d'un RSNC dans différentes conditions.

RSNC sur	Rentabilité en EUR/tonne de NO _x retirée (inclut la charge de capital de 15 %)
Les réchauffages et les chaudières en fonctionnement, chauffant les gaz mélangés de la raffinerie	2000 à 2500 1800 à 4300
Les chaudières chauffant le fuel résiduel	1500 à 2800 1500 à 4300
Les unités de craquage catalytique en lit fluidisé	1900
Les détails sur les conditions sont fournis à l'Annexe IV	

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions d'oxyde d'azote

Installations de référence

Appliqué aux FCC et aux chaudières

Littérature de référence

[211, Ecker, 1999], [302, UBA Germany, 2000], [115, CONCAWE, 1999], [181, HP, 1998], [247, UBA Austria, 1998], [268, TWG, 2001]

4.23.3.3 Réduction sélective catalytique (RSC)Description

Une technique plus avancée de déNO_x est connue sous le nom de DeNO_x catalytique. La vapeur d'ammoniaque est mélangée avec les gaz de combustion via une grille d'injection avant d'être conduite dans un catalyseur pour compléter la réaction. Différentes formes de catalyseurs sont disponibles pour différentes fourchettes de température : des zéolites entre 300 et 500 °C, des métaux de base traditionnels sont employés entre 200 et 400 °C, pour les applications à basse température, 150 à 300 °C, des métaux et

du charbon actif sont utilisés. Des informations complémentaires sur cette technique sont fournies dans le BREF sur les gaz résiduaires [312, BEPRIP, 2001]

Avantages pour l'environnement

Cela est particulièrement adapté aux situations où les normes d'émissions sont strictes. Avec le RSC, des rendements de suppression de 80 à 95 % peuvent être obtenus. Dans la cheminée, des niveaux dans la cheminée de NO_x résiduel de 10 à 20 mg/Nm^3 peuvent être obtenus par applications du RSC dans les chaudières fonctionnant au gaz et les fours. Lors du chauffage des résidus lourds, des émissions inférieures à 100 mg/Nm^3 (3% d' O_2 , valeur moyenne semi horaire, rendements de plus de 90 %) peuvent être atteintes.

Effets croisés

Le RSC a quelques effets croisés, le **dégagement** de NH_3 de moins de 2 à 20 mg/Nm^3 selon l'application et les spécifications ou les aérosols sulfatés sont contrôlables à des niveaux très faibles. Le fonctionnement de la RSC à la fin de sa vie de catalyseur peut aussi entraîner un **dégagement** plus important du NH_3 . Cela signifie une contrainte sur le rendement de conversion. L'EPA américain a identifié que l'ammoniaque était le précurseur le plus important de particules fines (de taille de 2,5 microns et moins) de la pollution de l'air dans le pays. De la génération de N_2O peut se produire avec certains catalyseurs. A la fin de leur vie, certains composants du catalyseur peuvent être recyclés et les autres sont rejetés.

Données d'exploitation

L'ammoniaque produit dans le stripage de l'eau acide (voir la Section 4.24.2) peut être utilisé en tant qu'agent de DeNOx. Les procédés de DeNOx catalytique fonctionnent à faible température (de 250 °C à 450 °C). Les exigences en matière d'opérateurs et de maintenance sont faibles pour les applications de gaz propre. Une attention plus importante est requise pour les applications où des substances salissantes comme le SO_3 et la suie ou la poussière sont présentes dans le dégagement gazeux. La présence de SO_3 entraînera la formation de sulfates d'ammonium, qui ont un effet préjudiciable sur l'activité du catalyseur et entraînent l'encrassement des échangeurs thermiques en aval. Cependant, la désactivation du sulfate peut être évitée avec un contrôle adéquat de la température. La réactivation du catalyseur peut être réalisée en chauffant à 400 °C, une étape de nettoyage à l'eau est en général appliquée pour contrecarrer le encrassement. La suie doit être retirée en purgeant le catalyseur avec de la vapeur d'eau ou du gaz inerte (par ex. de l'azote), pendant qu'une couche « factice » peut optionnellement être appliquée pour une protection supplémentaire du catalyseur. Si les gaz de combustion contiennent des particules contenant des métaux, une désactivation du métal peut se produire. La consommation de NH_3 est directement associée à la concentration de NO_x dans le gaz de combustion et s'élève à environ 0,4 tonne de NH_3 par tonne de NO_x retiré. La quantité d'ammoniaque est généralement dosée à 10 % de plus que les besoins stœchiométriques. Le catalyseur a une durée de vie de 4 à 7 ans pour le chauffage au pétrole, de 7 à 10 ans pour le chauffage au gaz. La chute de pression du lit catalyseur entraînera une augmentation mineure supplémentaire de la consommation d'énergie provenant des ventilateurs dans le système ou à une perte de rendement dans le cas d'une application de turbine à gaz (équivalente à 0,5 à 1 % de l'entrée de chaleur). Du combustible supplémentaire est nécessaire dans l'évent du réchauffage des gaz de combustion, correspondant à une perte de rendement d'énergie de 1 à 2 %. Des précautions courantes doivent être prises lors de l'utilisation de NH_3 pur. Pour éviter des mesures de sécurité élaborées (requis pour de plus grands volumes de NH_3), la tendance est à l'utilisation de NH_3 aqueux ou d'urée. Le stockage de NH_3 varie aussi en taille, permettant 1 à 3 semaines de rétention opérationnelle.

Lorsqu'une configuration appelée culée est préférée (par exemple lorsque la RSC est projetée après un dépoussiérage à voie humide, ou à la fin d'une unité de chauffage à gaz où les gaz de combustion ont atteint une température de moins de 150 °C), il peut être nécessaire de réchauffer les gaz de combustion pour obtenir une température adéquate pour la réaction de réduction. Des brûleurs en ligne sont requis pour ces applications. Si l'augmentation de température requise est supérieure à 70 à 100 °C, la récupération de chaleur au moyen d'un échangeur thermique de gaz à gaz peut être rentable.

Applicabilité

La réduction sélective catalytique (RSC) a été appliquée à la combustion des gaz de combustion ou des dégagements de gaz de procédé (par exemple, le FCC). L'introduction d'un système RSC dans une installation existante constitue un défi en raison des problèmes d'espace, de pression et de température. Des solutions créatives peuvent souvent être trouvées pour réduire les coûts de la mise à niveau. Des températures de fonctionnement plus importantes réduisent la taille et les coûts du catalyseur, mais introduisent une complexité en ce qui concerne la mise à niveau. Des températures d'exploitation inférieures augmentent le volume et les coûts du catalyseur requis mais permettent souvent une mise à niveau simple.

Jusqu'à présent, ce sont surtout des températures de fonctionnement entre 200 et 450 °C qui ont prévalu. Ces températures sont normalement disponibles avant la section de l'économiseur ou le préchauffage de l'air de la chaudière. Les fours de raffinerie fonctionnant au gaz ont généralement une température de cheminée de 150 à 300 °C. Selon la teneur en soufre du gaz de combustion, une température moyenne (TM) ou faible (FT) des catalyseurs peut être appliquée dans une configuration culée. Des catalyseurs de type zéolite sont arrivés sur le marché. Aux Etats-Unis un certain nombre de turbines à gaz ont été adaptées à ces catalyseurs, quelques autres applications existent aussi (le procédé DESONOX, une technique de suppression combinée de SO₂ et de NO_x, a un tel catalyseur). Comme pour le chauffage au pétrole, seuls des catalyseurs TM peuvent être appliqués, en raison de la présence de soufre et de particules. Les catalyseurs TM ont été largement appliqués dans les centrales à charbon surtout dans des conditions où les gaz de combustion contenaient encore toutes les cendres volantes et le SO₂ provenant des chaudières. Deux autres configurations sont de niveau de poussière faible / SO₂ élevé et niveau de poussière faible / SO₂ faible (configuration culée). On dispose de peu d'expérience concernant l'utilisation de RSC pour des unités appliquant les résidus sous vide comme combustibles. Cependant, la centrale de la raffinerie Mider en Allemagne utilise des résidus sous vide, des résidus de viscoréduction et des pâtes de FCC comme combustible dans ses trois chauffages à pétrole. Une usine RSC en configuration à poussière élevée est installée après les chauffages, nettoyant le NO_x des gaz à des concentrations inférieures à 150 m/Nm³. La différence que représente le chauffage au pétrole réside dans la nature de ses cendres volantes. Contrairement au charbon, les cendres volantes sont extrêmement fines (plus de 90 % tombent dans la catégorie du PM_{2,5}), bien que la quantité soit bien inférieure. La composition est aussi très différente. Les cendres volantes de charbon consistent surtout en des composés de silice, avec un minimum de HC non brûlé. Les cendres volantes du pétrole contiennent des oxydes, de la suie et de la coke. Les concentrations de cendre volante non réduites pour le chauffage au pétrole sont comprises entre 100 et 600 mg/Nm³ (avec les valeurs les plus importantes pour les résidus sous vide). La RSC appliquée dans ces conditions peut souffrir d'engorgement par les cendres volantes et les sulfates (au chauffage au charbon, les cendres volantes gardent le catalyseur propre grâce à leur effet de décapage). Le potentiel de précipitation du sulfate est généralement supérieur avec des résidus sous vide, en raison de la teneur élevée en soufre (2,5 à 4 %).

La baisse de pression peut être une considération importante pour savoir si la RSC peut être appliquée à un système de gaz de combustion. Pour cette raison, les fours à tirage naturel peuvent probablement ne pas être adaptés à ceci.

Voir la Section 4.23.8 pour la désulfuration combinée au dénoxydation des gaz de combustion.

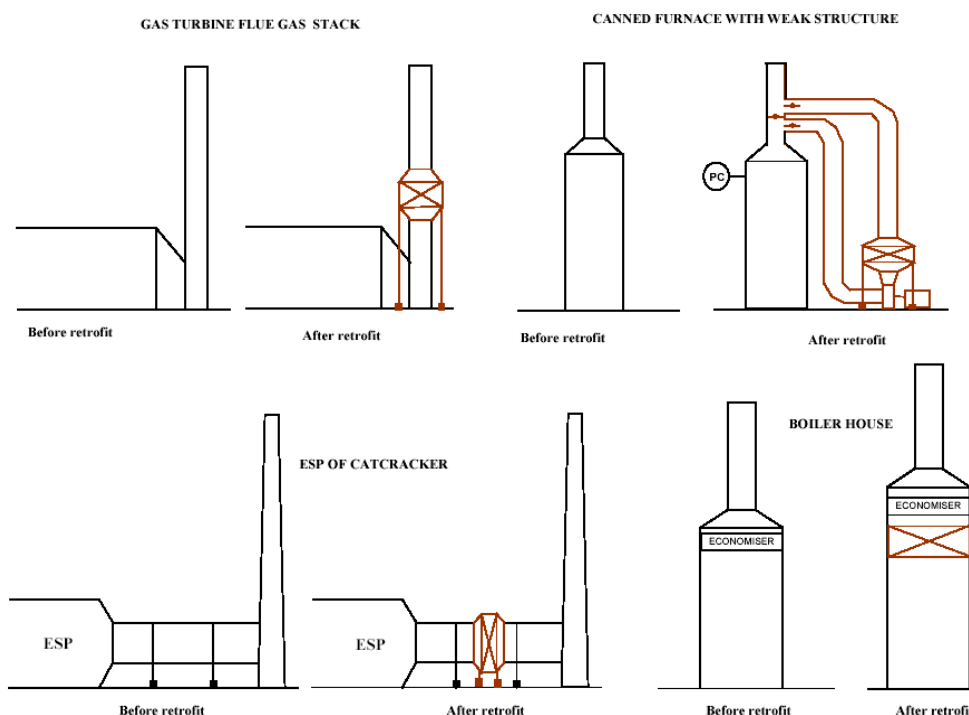


Figure 4.9 : Quelques exemples de situations de mise à niveau RSC dans des raffineries (situations de gaz propre)

Aspects économiques

Voir les applications dans chaque Section (énergie, craqueur catalytique et cokeur). Les coûts d'investissement du nouveau système RSC dépendent en grande partie du volume de gaz de combustion, de sa teneur en soufre et en poussière et de la complexité de sa mise à niveau. Les coûts totaux d'édification d'un système RSC (y compris tous les coûts matériels – c'est-à-dire le système de réacteur + le premier changement de catalyseur, le dosage et le stockage du NH_3 , la tuyauterie et l'instrumentation -, les coûts d'ingénierie et de construction) pour un flux de gaz de combustion de 100 000 Nm^3 s'élèvent à 1 à 3 millions EUR pour le chauffage au gaz et entre 3 et 6 millions pour le chauffage au combustible liquide. Pour les installations existantes, l'emplacement possible du lit catalyseur est souvent contraint par des limitations en termes d'espace, qui entraîneront des coûts de mise à niveau supplémentaires.

Les coûts de fonctionnement comprennent les coûts d'énergie, de NH_3 et de remplacement du catalyseur. Les coûts spécifiques de la charge de NH_3 et de catalyseur sont de l'ordre de 250 EUR par tonne de NH_3 et de respectivement 1 EUR par Nm^3 de gaz combustible pour le chauffage au gaz et de 1,5 EUR par Nm^3 pour le chauffage au pétrole.

Réduction	Fourchette de la taille de l'usine	Coût en capital approximatif (million EUR installé)	Coût de fonctionnement approximatif par an (million EUR)
RSC	Flux de gaz de combustion 150 000 Nm^3/h 650 000 Nm^3/h	5 – 8 13 – 23	0,87 (les coûts concernent principalement l'ammoniaque)
Il y a des coûts de périmètre des installations basés sur les prix de 1998 qui incluent les équipements, les taxes de licence, les fondations, la construction et la mise en service. Ils ne sont qu'un ordre de grandeur. Des facteurs spécifiques au site comme le plan, l'espace disponible et les modifications nécessaires de l'usine existante peuvent avoir un impact significatif. Dans certains cas, ces facteurs peuvent augmenter les coûts de 50 %.			

Le tableau suivant présente la rentabilité de l'utilisation du RSC dans différentes conditions

RSC	Rentabilité en EUR/tonne de NO_x retiré (inclut la charge de capital de 15 %)
Les chauffages déclenchés et les chaudières chauffant les gaz mélangés de raffinerie	8 300 – 9 800 12 000 4 200 – 9 000
Les chaudières chauffant le fuel résiduel	5 000 – 8 000 4 500 – 10 200
Les turbines à gaz chauffant du gaz naturel ou du gaz de raffinerie mélangé	1 700 – 8 000
Les unités de craquage catalytique à lit fluidisé	2 800 – 3 300
Les détails sur les conditions sont fournis à l'Annexe IV	

Moteur de la mise en œuvre

La réduction des émissions de NO_x

Installations de référence

Cela a été appliqué aux dégagements gazeux du FCC, aux turbines à gaz, aux chaudières de procédé, aux chauffages de procédé. La RSC a été appliquée avec succès sur une grande variété d'applications : les centrales à charbon ou à pétrole, les usines d'incinération de déchets, les moteurs diesel et à gaz, les usines à turbines à gaz, les chaudières à vapeur d'eau et les fours de raffinerie (comme les reformeurs à naphta, les reformeurs à vapeur d'eau, les unités de distillation de brut et sous vide, le craquage thermique et les unités d'hydrotraitement) et les usines FCC. Quelques exemples sont présentés à la Figure 4.9. On dispose de moins d'expérience pour les gaz de combustion provenant du chauffage de pétrole résiduel à teneur élevée en soufre. La RSC est utilisée de manière extensive dans les centrales au Japon, en Allemagne, en Autriche et sur les usines à turbines à gaz aux Pays Bas, en Californie aux Etats-Unis – la RSC est aussi beaucoup utilisée dans les usines d'incinération de déchets. Actuellement, la RSC a été appliqué avec succès dans le monde entier dans des procédés de raffinerie comme dans des centrales et des FCC. Par exemple, dans des raffineries au Japon, les applications de la RSC sont courantes. Dans les raffineries européennes, plus de 6 applications ont été trouvées (Autriche, Pays-Bas et Suède).

Littérature de référence

[302, UBA Germany, 2000], [211, Ecker, 1999], [118, VROM, 1999], [257, Gilbert, 2000], [175, Constructors, 1998], [181, HP, 1998], [115, CONCAWE, 1999], [268, TWG, 2001]

4.23.4 Particules

Les émissions de MP provenant des unités de raffinerie entraînent les particules présentes dans les gaz de combustion provenant des fours, en particulier la suie, les particules fines des catalyseurs en provenance des unités de régénération de FCC et des autres procédés à base de catalyseur, de la manipulation du coke et des particules fines de coke et les cendres générées pendant l'incinération des dépôts. Les particules générées dans la raffinerie contiennent des métaux. Alors, une réduction de la teneur en particules réduit les émissions de métal en provenance de la raffinerie. Les particules peuvent s'échelonner en terme de tailles, des grandes particules mesurant quelques dixièmes de nanomètres aux grains provenant de l'attrition du catalyseur. La distinction est en général réalisée entre les aérosols, inférieurs à 1 à 3 μm et les particules de poussières plus grandes. L'évitement des particules fines inférieures à 10 μm (MP_{10}) est particulièrement important pour des raisons de santé.

Les techniques de suppression de poussière disponibles peuvent être subdivisées entre les techniques à sec et à voie humide ou la combinaison des deux. Les techniques généralement appliquées dans les raffineries pour la réduction des émissions de poussière sont présentées brièvement ci-dessous. Les techniques à sec sont les séparateurs à vent, les électrofiltres et la filtration et les techniques à voie humide sont les épurateurs à voie humides et les nettoyeurs. Des informations complémentaires sont fournies dans le BREF sur les gaz résiduaires [312, BEPRIP, 2001].

4.23.4.1 Séparateurs à cycloneDescription

Le principe de la séparation à cyclone est basé sur la force centrifuge, où les particules sont séparées du gaz porteur. Des informations complémentaires sont fournies dans le BREF sur les gaz résiduaires [312, BEPRIP, 2001].

Avantages pour l'environnement

Les séparateurs à cyclone sont utilisés pour réduire les concentrations de poussière dans une fourchette de 100 à 500 mg/Nm^3 . Une nouvelle conception de séparateur à cyclone, nommée séparateur rotatif de particules (SRP), est capable de supprimer efficacement les particules supérieures à 1 μm . Cette technique, néanmoins, a une capacité limitée par rapport au séparateur à cyclone conventionnel. Un troisième séparateur à cyclone réalise une réduction de 90% des émissions de particules (100 à 400 mg/Nm^3). Des multiséparateurs à cyclone modernes utilisés comme troisième étape permettent de réaliser une réduction de 80 % des émissions de particules à environ 50 mg/m^3 . Des concentrations de particules inférieures à 50 mg/Nm^3 sont réalisables seulement avec des catalyseurs spécifiques.

Effets croisés

Une meilleure réduction de l'impact environnemental est réalisée si une sortie utile est trouvée pour les matières poussiéreuses solides récupérées. La récupération de poussière revient essentiellement à la transformation d'un problème d'émission en problème de déchet.

Données d'exploitation

Les séparateurs à cyclone peuvent être conçus pour des fonctionnements à température et pression élevées. Les équipements de récupération de poussière sont généralement simples à utiliser et entièrement automatisés. Pour la séparation à sec, aucune utilité n'est nécessaire. Pour la suppression de poussière, normalement, aucun additif n'est utilisé. Parfois la poussière récupérée doit être réhumidifiée pour éviter l'étalement de la poussière pendant la manipulation.

Applicabilité

Des multiséparateurs à cyclone sont utilisés dans les unités FCC, les cokeries n'étant pas capables de supprimer les particules fines (PM_{10} = poussière inférieure à 10 μm) et ils sont donc utilisés principalement comme étape de pré séparation.

Moteur de la mise en œuvre

Les flux de gaz de procédé doivent souvent être nettoyés pour prévenir la contamination des catalyseurs ou des produits, et pour éviter la dégradation des équipements, comme par exemple des compresseurs. Les substances toxiques et les autres substances dangereuses (par exemples les particules fines de coke et

le métal lourd contiennent des particules fines de catalyseur) doivent être supprimées pour satisfaire les réglementations concernant la pollution de l'air et pour des raisons d'hygiène.

Installations de référence

Dans les raffineries, les multiséparateurs à cyclone et les DE sont utilisés dans les unités de FCC, de pétrole lourd et de craquage de résidu.

Littérature de référence

[250, Winter, 2000], [118, VROM, 1999]

4.23.4.2 Electrofiltres (DE)

Description

Le principe de base du fonctionnement des électrofiltres (dépoussiéreurs électrostatiques, DE) est simple. Le gaz est ionisé en passant entre une électrode à haut voltage et une électrode mise à la masse (à la terre) ; les particules de poussière sont chargées et sont attirées par l'électrode à la masse. La poussière précipitée est retirée mécaniquement des électrodes, généralement par vibration, ou par nettoyage dans les filtres appelés électrofiltres à voie humide.

Avantages pour l'environnement

Les DE sont capables de collecter des quantités en vrac de poussières y compris les particules très fines inférieures à 2 μm à des rendements très importants. Le DE peut atteindre des valeurs de 5 à 50 mg/Nm^3 (95 % de la réduction ou plus avec des concentrations supérieures en entrée seulement).

Effets croisés

Le haut voltage dans un DE introduit un nouveau danger dans les raffineries. Une meilleure réduction de l'impact environnemental est réalisée si une sortie utile est trouvée pour les matières poussiéreuses solides récupérées. La récupération de poussière est surtout un déplacement d'un problème d'émission en problème de déchet.

Données d'exploitation

Un DE utilise de l'électricité. Pour la suppression de poussière, aucun additif n'est normalement utilisé. Parfois la poussière récupérée doit être réhumidifiée pour éviter l'étalement de la poussière pendant la manipulation.

Applicabilité

L'application des ESP peut être trouvée dans des unités de FCC, des procédés DGC, des centrales et des incinérateurs. Cette technique peut ne pas être applicable pour certaines particules à résistance électrique élevée. Ils peuvent typiquement être installés dans les nouvelles usines et les usines existantes.

Aspects économiques

Réduction	Fourchette de la taille de l'usine	Coût en capital approximatif (million EUR installé)	Coût de fonctionnement approximatif par an (million EUR)
Dépoussiéreur électrostatique	Flux de gaz de combustion 150 000 Nm^3/h 650 000 Nm^3/h	1,9 4,4	0,16
Il y a des coûts de périmètre des installations basés sur les prix de 1998 qui incluent les équipements, les taxes de licence, les fondations, la construction et la mise en service. Il s'agit uniquement d'un ordre de grandeur. Des facteurs spécifiques au site comme le plan, l'espace disponible et les modifications nécessaires de l'usine existante peuvent avoir un impact significatif. Dans certains cas, ces facteurs peuvent augmenter les coûts de 50 %.			

Les coûts de fonctionnement sont de l'ordre de 0,5 à 10 EUR par 1 000 Nm^3 de gaz de combustion traité. L'inclusion d'un système de suppression des particules fines donne des chiffres de 2,5 à 3 fois plus importants que ceux spécifiés dans le tableau ci-dessus et 10 fois supérieurs en ce qui concerne les coûts de fonctionnement.

Moteur de la mise en œuvre

Les flux de gaz de procédé doivent souvent être nettoyés pour prévenir la contamination des catalyseurs ou des produits, et pour éviter la dégradation des équipements, comme par exemple des compresseurs. Les substances toxiques et les autres substances dangereuses (par exemples les particules fines de coke et le métal lourd contiennent des particules fines de catalyseur) doivent être supprimées pour satisfaire les réglementations concernant la pollution de l'air et pour des raisons d'hygiène.

Installations de référence

Dans les raffineries, les multiséparateurs à cyclone et les DE sont utilisés dans les unités de FCC, de pétrole lourd et de craquage de résidu.

Littérature de référence

[250, Winter, 2000], [118, VROM, 1999]

4.23.4.3 FiltrationDescription

Filtres en tissu

Avantages pour l'environnement

Les filtres en tissu peuvent atteindre des valeurs inférieures à 5 mg/Nm³

Effets croisés

Une meilleure réduction de l'impact environnemental est réalisée si une sortie utile est trouvée pour les matières poussiéreuses solides collectées. La collecte de poussière est surtout un déplacement d'un problème d'émission en problème de déchet. La durée de vie des matières du filtre est limitée (1 à 2 ans) et peut devenir un problème lors du rejet.

Données d'exploitation

Les équipements de récupération de poussière sont généralement simples à utiliser et entièrement automatisés. Pour la séparation à sec, seules des utilités limitées sont nécessaires.

Applicabilité

Les filtres en tissu sont efficaces, sauf pour dans les applications aux poussières collantes ou à des températures supérieures à 240 °C. Les filtres sont typiquement utilisés pour le nettoyage des gaz de combustion avec un volume inférieur à 50 000 Nm³/h.

Moteur de la mise en œuvre

Les flux de gaz du procédé doivent souvent être nettoyés pour empêcher la contamination des catalyseurs ou des produits, et pour éviter la dégradation des équipements, par exemple des compresseurs. Les substances toxiques et les autres substances dangereuses (par exemples les particules fines de coke et le métal lourd contenant des particules fines de catalyseur) doivent être supprimées pour satisfaire les réglementations concernant la pollution de l'air et pour des raisons d'hygiène.

Littérature de référence

[250, Winter, 2000], [118, VROM, 1999]

4.23.4.4 Epurateur par voie humideDescription

Dans l'épuration par voie humide, la poussière est supprimée par un contre-courant de nettoyage avec un liquide, généralement de l'eau, et les solides sont retirés sous forme de pâte. Les épurateurs venturi et à orifice sont des formes simples d'épurateurs par voie humide. Le nettoyeur électrodynamique venturi (EDV) est un développement récent qui réduit les émissions de poussière à 5 mg/Nm³. La technique combine la séparation venturi et la séparation électrostatique de la poussière. L'EDV est parfois utilisée pour le traitement des gaz de combustion des installations de combustion et des incinérateurs.

Avantages pour l'environnement

Des particules pouvant atteindre une taille de 0,5 µm peuvent être retirées dans des épurateurs bien conçus. Les épurateurs par voie humide réduisent entre 85 et 95 % des particules et peuvent atteindre des valeurs de concentration de particules inférieures à 30 à 50 mg/Nm³. En plus de la suppression des matières solides, les épurateurs par voie humide peuvent être utilisés en simultané pour refroidir les gaz et

neutraliser tout constituant corrosif. Le rendement de récupération peut être amélioré en utilisant des plaques ou des garnitures au détriment d'une chute plus élevée de la pression.

Effets croisés

Une meilleure réduction de l'impact environnemental est réalisée si une sortie utile est trouvée pour les matières poussiéreuses solides récupérées. La récupération de poussière est surtout un déplacement d'un problème d'émission en un problème de déchet (cf formulation ci-dessus). Les épurateurs peuvent aussi être efficaces pour réduire le SO_2 .

Données d'exploitation

Les équipements de récupération de poussière sont généralement simples à utiliser et entièrement automatisés. L'épuration par voie humide nécessite de l'énergie pour le pompage ainsi que de l'eau et de l'alcali.

Applicabilité

Les tours de pulvérisation ont une chute de basse pression, mais ne sont pas adaptées à la suppression de particules inférieures à 10 μm . Des nettoyeurs venturi et à lit tassé ont été installés pour les incinérateurs de dépôt.

Aspects économiques

Les coûts d'exploitation sont de l'ordre de 0,5 à 10 EUR par 1 000 Nm^3 de gaz de combustion traité.

Moteur de la mise en œuvre

Les flux de gaz du procédé doivent souvent être nettoyés pour empêcher la contamination des catalyseurs ou des produits, et pour éviter la dégradation des équipements, par exemple des compresseurs. Les substances toxiques et les autres substances dangereuses (par exemples les particules fines de coke et le métal lourd contenant des particules fines de catalyseur) doivent être supprimées pour satisfaire les réglementations concernant la pollution de l'air et pour des raisons d'hygiène.

Installations de référence

Quelques unités de FCC sont équipées d'épurateurs.

Littérature de référence

[250, Winter, 2000], [118, VROM, 1999]

4.23.4.5 Nettoyeurs

Description

Nettoyeurs venturi.

Les nettoyeurs centrifuges combinent le principe du séparateur à cyclone et un contact intensif avec l'eau, comme le nettoyeur venturi.

Avantages pour l'environnement

Les émissions de poussière peuvent être réduites à 50 mg/Nm^3 et moins si des quantités très importantes d'eau sont utilisées comme dans un absorbeur utilisé dans un système d'épuration à deux étages.

Selon la pression de fonctionnement et la construction, les émissions de poussière peuvent être réduites à moins de 10 mg/Nm^3 avec les nettoyeurs centrifuges ou les nettoyeurs venturi.

Données d'exploitation

Les équipements de récupération de poussière sont généralement simples à utiliser et entièrement automatisés.

Les nettoyeurs venturi doivent être opérés à une pression suffisante et à saturation complète de l'eau de la phase gazeuse pour réduire les émissions de poussière.

Applicabilité

Les colonnes de nettoyage, ou les adsorbants avec des garnitures sont appliquées dans différents procédés.

Moteur de la mise en œuvre

Les flux de gaz du procédé doivent souvent être nettoyés pour empêcher la contamination des catalyseurs ou des produits, et pour éviter la dégradation des équipements, comme par exemple des compresseurs.

Les substances toxiques et les autres substances dangereuses (par exemples les particules fines de coke et le métal lourd contenant des particules fines de catalyseur) doivent être supprimées pour satisfaire les réglementations concernant la pollution de l'air et pour des raisons d'hygiène.

Installations de référence

Nettoyeurs venturi : ils sont surtout utilisés pour la suppression d'une combinaison de poussière, de composants acides (HCl et HF), dans les cokeurs et les incinérateurs par exemple. Pour la suppression du SO₂, l'épuration à un pH \pm 6 avec une substance caustique ou de la chaux est nécessaire.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999]

4.23.4.6 Combinaison des techniques de réduction de particules

On applique souvent une combinaison de techniques, comme les combinaisons séparateur à cyclone/DE, DE/venturi/colonne de nettoyage ou séparateur à cyclone/venturi/absorbeur menant à plus de 99 % d'élimination de la poussière.

4.23.5 Système de gestion de soufre

Le soufre est un composant inhérent au pétrole brut. Une partie de ce soufre quitte la raffinerie dans ses produits, une partie est émise dans l'atmosphère (déjà décrite dans tous les procédés) et une partie est récupérée par quelques procédés localisés dans la raffinerie dans ce but (des informations complémentaires concernant le partage du soufre dans une raffinerie se trouvent à la Section 1.4.1). Le soufre est un problème environnemental qui ne peut être traité de manière intégrée si le soufre sortant avec les produits n'est pas pris en compte. En d'autres termes, des émissions en diminution provenant d'une raffinerie peuvent résulter en la production de fuels (produits) qui peuvent par la suite être brûlés de manière non efficace en ce qui concerne l'environnement, compromettant ainsi l'effort environnemental réalisé dans les raffineries.

Ce problème étant tellement intégré, une gestion appropriée du soufre (voir l'Annexe VI) devrait aussi tenir compte d'autres sujets ne faisant pas partie des objectifs de ce document. Par exemple, une évaluation globale de l'impact environnemental des émissions de dioxyde de soufre devrait contenir :

1. Les émissions atmosphériques provenant des procédés générant du SO_x (fours, chaudières, FCC, etc.). Ces problèmes sont en fait inclus dans ce document dans chacune des sections du procédé.
2. Les émissions atmosphériques provenant des unités de récupération de soufre ou de gaz contenant du soufre sous forme de H₂S avant incinération. Cette catégorie de soufre est généralement récupérée, comme indiqué à la Section 4.23.5.2.
3. Les émissions atmosphériques générées par le soufre contenu dans les produits pour lesquels des spécifications plus astreignantes existent déjà, comme pour les essences, les gasoils, etc. Ces émissions ne peuvent pas être prises en compte ici car elles ne font pas partie de la Portée de la législation IPPC, mais elles devraient être considérées comme faisant partie d'une approche intégrée.
4. Les émissions atmosphériques générées par les produits aux spécifications moins astreignantes (mazout, coke, pétrole lourd). Généralement, ces produits (les résidus lourds) contiennent des quantités importantes de soufre. S'ils ne sont pas utilisés de manière correcte d'un point de vue environnemental, les émissions peuvent compromettre l'approche intégrée pour réduire les émissions de soufre provenant du secteur de la raffinerie. Une autre menace à cette approche intégrée est l'exportation de ces produits dans des pays au contrôle environnemental moins strict.
5. Le soufre contenu dans les produits non fuels comme le bitume et les lubrifiants n'est généralement pas identifié comme un problème.

En principe, les raffineurs disposent des options et combinaisons suivantes pour réduire les émissions de SO₂ de la raffinerie :

- augmenter l'utilisation de gaz sans soufre (GPL, gaz naturel, etc.), présenté à la Section 4.10, Système d'énergie

- diminuer la teneur en soufre des combustibles utilisés (réduire la teneur en H_2S dans le gaz de combustion de la raffinerie avec un traitement aux amines, Section 4.23.5.1, gazéification des pétroles lourds, Section 4.10, hydrotraitement des fuels à la Section 4.13.2)
- utiliser des bruts à faible teneur en soufre, technique présentée à la Section 4.10, Système d'énergie
- augmenter l'efficacité de la SRU, technique présentée à la Section 4.23.5.2, unité de récupération de soufre (SRU)
- appliquer des techniques au point de rejet pour capturer le SO_2 provenant des émanations (nommée Désulfuration des Gaz de Combustion (DGC)) (ces techniques sont celles présentées à la Section 4.23.5.4 et qui ont été traitées dans les Sections 4.5 Craquage catalytique et 4.10 Système d'énergie)
- réduire les émissions de SO_2 provenant de contributeurs généralement petits lorsqu'ils deviennent une part significative des émissions totales. Par exemple dans le cas des raffineries de gaz, l'image d'ensemble des émissions de soufre change car les petits contributeurs dans les raffineries à chauffage liquide deviennent significatifs.

Dans cette section, seuls ces procédés traitant de la récupération de soufre vont être traités. Entre 17 et 52 % (en moyenne 36 %) du soufre est récupéré dans les raffineries européennes. Le H_2S formé pendant les différents procédés comme l'hydrotraitement, le craquage et la cokéfaction dans la raffinerie, finit finalement comme impureté dans le gaz de combustion de la raffinerie et les flux de gaz viciés. En plus de l' H_2S , ces gaz contiennent aussi du NH_3 et dans une moindre mesure du CO_2 et des traces de COS/CS_2 . La suppression de l' H_2S de ces gaz est réalisée par extraction avec un solvant aux amines. Après régénération du solvant, de l' H_2S est relâché et envoyé à l'unité de récupération de soufre (SRU).

4.23.5.1 Traitement aux amines

Description

Avant que le soufre élémentaire ne soit récupéré dans la SRU, les gaz combustibles (principalement le méthane et l'éthane) doivent être séparés du sulfure d'hydrogène. Cela est en général accompli par la dissolution du sulfure d'hydrogène dans un solvant chimique (absorption). Les solvants les plus couramment utilisés sont les amines. Les adsorbants secs comme les tamis moléculaires, le charbon actif, l'éponge de fer et l'oxyde de zinc peuvent aussi être utilisés. Dans les procédés à solvant amine, le solvant amine est pompé vers une tour d'absorption où les gaz sont contractés et le sulfure d'hydrogène est dissous dans la solution. Les gaz combustibles sont supprimés pour utilisation en tant que combustible dans les fours du procédé dans d'autres opérations de la raffinerie. La solution de sulfure d'hydrogène-amine est alors chauffée et strippée par de la vapeur pour retirer le gaz de sulfure d'hydrogène. Un diagramme de flux du procédé simplifié d'une unité de traitement à l'amine est présenté à la Figure 4.10.

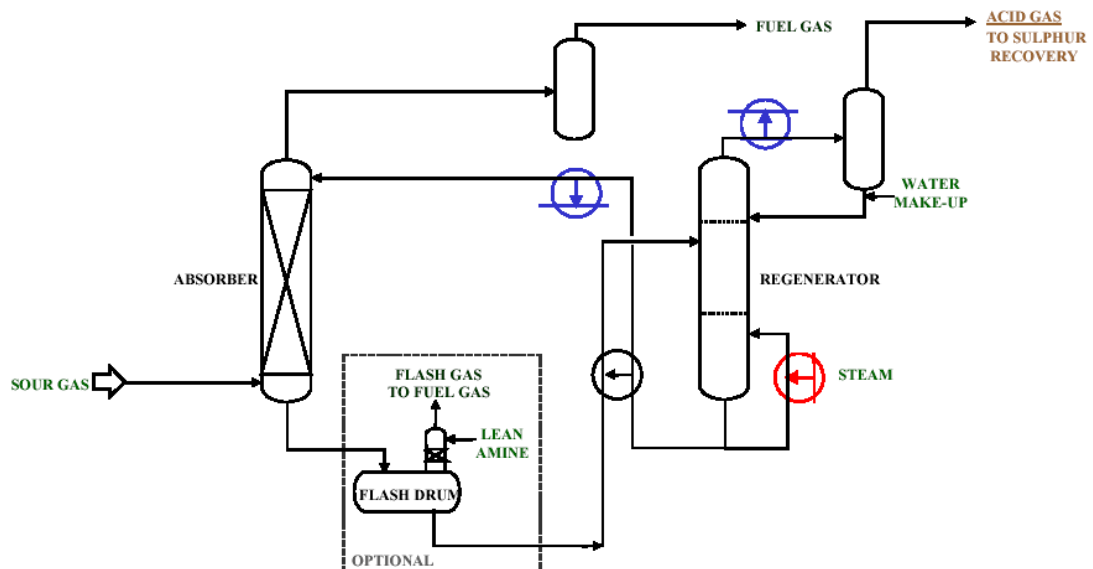


Figure 4.10 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'une unité de traitement à l'amine

Les solvants principaux utilisés sont la MEA (monoéthanolamine), la DEA (diéthanolamine), le DGA (diglycol amine), la DIPA (diisopropanolamine), la MDEA (méthyldiéthanolamine) et un certain nombre de formules propriétaires comprenant des mélanges d'amines avec divers additifs. Un problème important concernant la sélection du type d'amine est la sélectivité concernant l' H_2S et le CO_2 .

1. La **MEA** a été très utilisée, étant peu coûteuse et très réactive. Cependant, elle est dégradée de manière irréversible par les impuretés comme le COS, le CS₂ et l'O₂, et il n'est donc pas recommandé de l'utiliser lorsque des gaz provenant des unités de craquage sont présents.
2. La **DEA** est plus coûteuse que la MEA, mais résiste à la dégradation par le COS et le CS₂ et est largement utilisée.
3. Le **DGA** est aussi résistant à la dégradation par le COS et le CS₂, mais est plus coûteux que la DEA et a le désavantage d'absorber aussi les hydrocarbures.
4. La **DIPA**, qui est utilisée dans le procédé ADIP, est breveté par Shell. Elle peut être utilisée pour la suppression sélective de H₂S en la présence de CO₂ et est aussi efficace pour la suppression de COS et de CS₂.
5. La **MDEA** est aujourd'hui la plus utilisée, elle présente des caractéristiques similaires à la DIPA, c'est-à-dire qu'elle a une sélectivité importante envers l'H₂S, mais pas au CO₂. Comme la MDEA est utilisée comme solution à 40 – 50 % (MDEA active) dans l'eau, elle peut aussi économiser de l'énergie. En raison de la faible sélectivité concernant l'absorption de CO₂, la DIPA et la MDEA sont très adaptées à l'utilisation dans les absorbeurs Claus à l'amine des gaz résiduels, ceux-ci n'ayant pas tendance à recycler le CO₂ sur l'unité Claus. La MDEA est appliquée comme solvant unique ou comme formule propriétaire comprenant des mélanges.

Avantages pour l'environnement

Le solvant est retiré d'un certain nombre de flux de dégagements gazeux du procédé de la raffinerie (gaz sulfureux et gaz acides) afin de satisfaire les limites d'émissions de SO_x de la réglementation applicable et pour récupérer le soufre élémentaire revendable. L'unité de traitement aux amines produit deux flux pour utilisation/traitement plus approfondi dans les unités en aval :

- le flux de gaz traité peut généralement contenir entre 20 et 200 mg/Nm³ de H₂S (la teneur en H₂S dépend de la pression de fonctionnement de l'absorbeur ; à seulement 3,5 bars, le niveau de H₂S est de 80 à 140. A des pressions plus élevées, 20 bars par exemple, le niveau de H₂S est aux alentours de 20).
- Le flux de gaz acide/H₂S concentré est conduit vers la SRU pour récupération du soufre (présenté dans la Section 4.23.5.2).

Effets croisés

	Source	Flux	Composition	Commentaires
Effluent : Purge aux amines	Régénérateur d'amine	10 à 50 t/an pour une raffinerie de 5 Mt/an	Amine décomposée jusqu'à 50 % dans l'eau	Afin de ne pas déranger l'opération de traitement biologique et de satisfaire les spécifications de rejet des effluents concernant les N-Kj, un réservoir de stockage ou un calendrier de production peuvent être utilisés pour contrôler les flux très faibles vers la STEP
Déchets 1 :	Résidu de nettoyage de filtre aux amines	Spécifique à l'usine	FeS et dépôts de sel	Supprimé par une unité montée sur pattes dirigée par un prestataire spécialisé (généralement le fournisseur de filtre)
Déchets 2 :	Charbon actif saturé en provenance de l'unité montée sur pattes	Spécifique à l'usine	Produits de décomposition, extrémités lourdes et émulsions aux amines	Le dépôt de charbon actif saturé doit être remplacé occasionnellement pour rejet ou régénération

Données d'exploitation

L'utilisation d'amines sélectives devrait être envisagée, par exemple pour un flux contenant du dioxyde de carbone. Des mesures devraient être prises pour minimiser les hydrocarbures entrant dans le système de récupération de soufre ; le fonctionnement des cylindres de charge du régénérateur devrait être contrôlé pour empêcher l'accumulation d'hydrocarbures à l'intérieur, et un rejet soudain du régénérateur d'amines, ceci pouvant entraîner un arrêt en urgence de la SRU.

La consommation d'utilité par tonne de H₂S retiré dans une unité de traitement aux amines est d'environ :

Electricité (kWh/t)	Vapeur d'eau consommée (kg/t)	Eau de refroidissement (m ³ /t, $\Delta T = 10^{\circ}\text{C}$)
70 – 80	1500 – 3000	25 - 35

Généralement, un débit de blocage de solvant frais de 10 à 50 t/an est nécessaire pour maintenir une résistance de solvant pour une raffinerie de 5 Mt/an.

Les solutions aux amines devraient être réutilisées à chaque fois que cela est possible et lorsque cela est nécessaire, et traitées de manières adéquates avant d'être rejetées, de préférence ailleurs que dans la nature. Le recyclage des solutions de monoéthanolamine : Les sels corrosifs, qui se concentrent pendant le recyclage, peuvent être retirés via des techniques d'échange ionique. Quelques solutions propriétaires peuvent être biodégradables dans certaines conditions adéquates.

Il est important également que les procédés aux amines disposent de suffisamment de capacité pour permettre les activités de maintenance et les refoulements. Cette capacité suffisante peut être réalisée en ayant des équipements redondants, en appliquant du délestage, des épurateurs aux amines d'urgence ou des systèmes d'épuration multiples.

Applicabilité

Les flux de dégagement gazeux du procédé provenant du cokeur, de l'unité de craquage catalytique, des unités d'hydrosulfurage et d'hydrotraitement peuvent contenir des concentrations élevées de sulfure d'hydrogène mélangées à des gaz combustibles légers de raffinerie. Les épurateurs de H₂S d'urgence sont aussi importants.

Aspects économiques

Les coûts de la mise à niveau du système de traitement aux amines de la raffinerie (2 %) pour satisfaire 0,01 à 0,02 % v/v de H₂S dans les gaz combustibles sont d'environ 3,75 à 4,5 millions EUR. Ces coûts sont les coûts de périmètre des installations basés sur les prix de 1998 qui incluent les équipements, les taxes de licence, les fondations, l'édification, les raccordements à l'usine existante et la mise en service. Il s'agit uniquement d'un ordre de grandeur seulement. Des facteurs spécifiques au site comme le plan, l'espace disponible et les modifications nécessaires de l'usine existante peuvent avoir un impact significatif. Dans certains cas, ces facteurs peuvent augmenter les coûts de 50 %.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire la teneur en soufre des gaz de combustion.

Installations de référence

Technologie couramment utilisée à travers le monde.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [211, Ecker, 1999], [19, Irish EPA, 1993], [268, TWG, 2001]

4.23.5.2 Unités de récupération de soufre (SRU)

Les flux de gaz riches en H₂S provenant des unités de traitement aux amines (voir la Section ci-dessus) et des stripeurs d'eau acide (voir la Section 4.24.2) sont traités dans une unité de récupération de soufre (SRU), normalement un procédé Claus pour la suppression en vrac du soufre et ensuite une unité de nettoyage des gaz résiduels (UNGR, voir la Section suivante) pour suivre la suppression de l'H₂S. Les autres composants entrant dans la SRU incluent le NH₃, le CO₂ et dans une moindre mesure les différents hydrocarbures.

4.23.5.2.1 Procédé Claus

Description

Le *procédé Claus* consiste en une combustion partielle du flux de gaz riche en sulfure d'hydrogène (avec un tiers de la quantité stœchiométrique d'air) et ensuite en une réaction du dioxyde de soufre résultant et du sulfure d'hydrogène non brûlé en présence d'un catalyseur en alumine actif pour produire du soufre élémentaire.

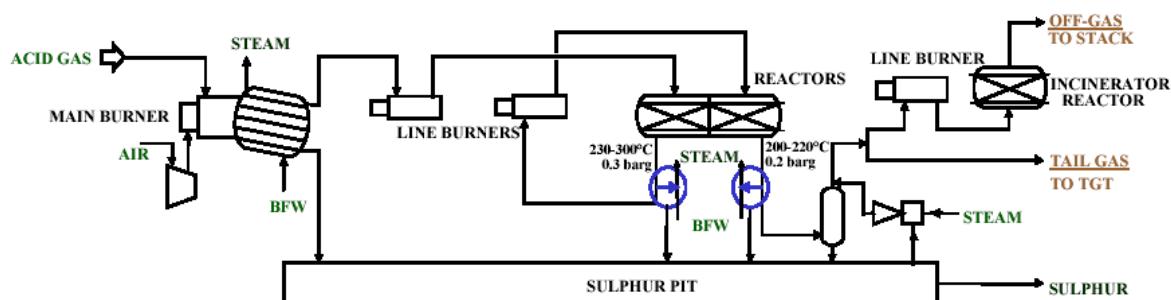


Figure 4.11 : Diagramme simplifié du flux de procédé d'une unité de récupération de soufre (CLAUS)

La capacité des installations Claus peut être améliorée avec l'utilisation d'oxygène à la place de l'air (procédé *OxyClaus*). Cependant, cela n'a pas d'effet bénéfique sur le rendement de l'installation Claus. L'utilisation de ce procédé augmente la capacité de plus de 200 % dans les unités Claus existantes de récupération de soufre, ou pour une conception plus économique des unités Claus de soufre.

Avantages pour l'environnement

Nombre de réacteurs Claus	Rendement (% de H ₂ S converti)
1	90
2	94 – 96
3	97 – 98

Tableau 4.36 : Rendements du procédé Claus

Effets croisés

Émissions basées sur une SRU de 20 000 t/an

	Source	Flux	Composition min/max	Commentaires
Emissions : CO ₂ , SO ₂ , NO _x	Dégagement gazeux de l'incinérateur	0,2 % de la charge totale de H ₂ S dans la SRU	SO ₂ : 1500 mg/Nm ³ . Via la présence de NH ₃ , une dénoxification catalytique a lieu	La quantité de SO ₂ rejetée dépend de la production totale de soufre et de la récupération d'ensemble du soufre.
Effluent :	Cylindre de décochage pour l'eau dans le dégagement gazeux du SEA	0,02 m ³ /h	H ₂ S : 50 mg/l ; Phenol : 100 mg/l ; NH ₃ : 2000 mg/l	A traiter dans le SEA
Déchets	Catalyseur usé de la SRU	Spécifique à l'installation	Principalement de l'Al ₂ O ₃	

La réduction du SO₂ mène à une augmentation des émissions de CO₂. Par exemple, pour une installation Claus de 100 t/j de soufre, l'application des trois réacteurs entraîne des émissions de 4,8 tonnes de soufre par jour au prix de 8,5 tonnes de CO₂ par jour.

Données d'exploitation

- le contrôle de la proportion de charge/air, le contrôle de la température du four, des réacteurs et des condenseurs et une bonne déshumidification du soufre liquide, sont des paramètres importants pour obtenir une récupération de soufre maximale en particulier en provenance du flux final de gaz de sortie du condenseur. Un bon contrôle et une bonne disponibilité sont cruciaux en tant que technique, pour réaliser tout objectif de conception. De la même manière, l'utilisation de systèmes de contrôle et de surveillance de pointe peut être considéré comme une technique importante. L'utilisation d'analyseurs de gaz résiduels du système de contrôle du procédé (contrôle de retour) aidera à la conversion optimale en conditions d'exploitation de l'installation, y compris pendant les changements de débit du soufre
- Il est important que la configuration de la SRU dispose de suffisamment de capacité pour la charge de H₂S vers l'unité, y compris pour le pétrole brut le plus acide. La duplication de la capacité de la SRU est une considération importante pour obtenir de faibles émissions de soufre. La capacité

suffisante devrait aussi prendre en compte le fait de permettre à l'activité de maintenance de s'effectuer tous les deux ans, sans augmentation significative des émissions de soufre.

- Avoir des facteurs d'utilisation proches de 100 % améliore l'efficacité des unités utilisées. Ces facteurs de capacité devraient aussi planifier des opérations majeures de maintenance.
- utiliser une bonne conception de la zone de brûlage du four et des systèmes efficaces de contrôle de l'oxygène et de la température où les dégagements gazeux des strieurs d'eau acide sont un flux de charge, car le procédé doit aussi être conçu et exploité pour détruire complètement l'ammoniaque. La conversion de l'ammoniaque peut mener à un dépôt et à des blocages des lits de catalyseurs par les sels d'ammoniaque (par exemple le carbonate/sulfate) et ces SRU doivent être surveillés pour pouvoir mettre en évidence ces problèmes.

Les utilités nécessaires dans la SRU sont résumées dans le tableau suivant

Fuel (MJ/t)	Electricité (kWh/t)	Vapeur d'eau produite (kg/t)	Eau de Refroidissement (m^3/t , $\Delta T=10^\circ C$)
1000 – 1600	60 – 75	1500 – 2000	0 - 20

Dans certains cas, la SRU a besoin d'une veilleuse d'allumage lorsque la concentration de H_2S est tellement faible qu'il ne peut pas y avoir une flamme stable.

Applicabilité

Pleinement applicable.

Aspects économiques

Réduction	Fourchette de la taille de l'installation	Coût approximatif en capital (million EUR installé)	Coût d'exploitation approximatif par an (million EUR)
Mise à niveau de la SRU avec de l'enrichissement en O_2 pour augmenter le débit de 100 t/j à 170 t/j	100 t/j	2,1 – 5,3	1,6 (les coûts concernent l'oxygène)
Ces coûts sont les coûts de périmètre des installations basés sur les prix de 1998 qui incluent les équipements, les frais de licence, les fondations, l'édification, les raccordements à l'installation existante et la mise en service. Ils sont seulement un ordre de grandeur. Des facteurs spécifiques au site comme le plan, l'espace disponible et les modifications nécessaires de l'installation existante peuvent avoir un impact significatif. Dans certains cas, ces facteurs peuvent augmenter les coûts de 50 %.			

Un autre exemple de mise à jour d'une SRU avec enrichissement d'oxygène (Oxyclaus)

Aspects économiques : Pour une unité de récupération de soufre de 200 t/j (unité Claus et de gaz résiduaire) nécessitant 99,9 % de récupération d'ensemble du soufre, des économies en coût de capital de 2 à 3 millions USD sont réalisables avec l'enrichissement de l'oxygène par rapport à une conception à air seulement. Sur la base de coûts de 35USD par tonne d'un pipeline classique d'oxygène, même si l'enrichissement d'oxygène était utilisé 100 % du temps, cela prendrait plus de 8 ans pour que les coûts en oxygène soient égaux aux économies incrémentées du capital.

Exemple des aspects économiques de l'installation d'un troisième réacteur Claus.

Capacité du procédé : Production de 30 000 t/an de soufre (rendement de la récupération de soufre de 94 à 96 % pour une unité à deux étages) ; volume de gaz : 60 million de m^3 /an ; concentration initiale du polluant : 34 000 mg de SO_2/m^3 (1,2 % molaire ou 2,3 % du poids, le reste étant considéré comme de l'air). Le coût de l'investissement pour construire un troisième nouveau réacteur est compris entre 2 et 3 millions EUR et les coûts d'exploitation s'élèvent à environ 0,1 million EUR par an.

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de soufre.

Installations de référence

Il existe plus de 5 concédants de licence de ce procédé sur le marché. Le procédé Claus fait partie du domaine public et est utilisé dans pratiquement toutes les raffineries. Le procédé Claus à deux étages est le plus commun en Europe. Plus de 30 systèmes Oxyclaus sont exploités dans le monde.

Littérature de référence

[250, Winter, 2000], [258, Manduzio, 2000], [115, CONCAWE, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [181, HP, 1998], [114, Ademe, 1999]

4.23.5.2.2 Unité de traitement des gaz résiduaux (UTGR)Description

Les méthodes actuelles pour retirer le soufre des flux de gaz de sulfure d'hydrogène sont généralement une combinaison de deux procédés : le procédé Claus (voir la section ci-dessus) suivi d'une unité de nettoyage ou de traitement des gaz résiduaux. Le procédé Claus (à 2 étages) supprimant lui-même près de 96 % du sulfure d'hydrogène dans le flux de gaz, les procédés de l'UTGR sont souvent utilisés pour récupérer une plus grande quantité de soufre.

Plus de 20 procédés pour l'UTGR ont été développés afin d'améliorer la récupération des composés de soufre émanant des sources de gaz naturel ou de raffinerie. Les procédés de l'UTGR peuvent généralement être divisés selon les principes appliqués :

- Les procédés à lit sec, où l'étape du procédé principal est réalisée sur un catalyseur solide. Deux voies ont été suivies dans ce groupe : a) étendre la réaction Claus sur un lit solide b) oxyder les composés de soufre en SO_2 avant l'absorption, ou la réaction.
- Les procédés de sous-point de rosée de la phase liquide, consistant en l'extension de la réaction Claus dans des conditions de sous-point de rosée pendant la phase liquide.
-
- Les procédés d'épuration liquide. Il y a deux catégories principales, les procédés d'épuration de l' H_2S et les procédés d'épuration du SO_2 . Dans les configurations les plus couramment appliquées, l' H_2S ou le SO_2 sont recyclés dans l'unité Claus en amont.
-
- Le procédé d'oxydo-réduction liquide. Les procédés d'oxydation de la phase liquide pour absorber l' H_2S .

La première et la troisième catégorie peuvent être divisées en sous-catégories selon la méthode de récupération de soufre utilisée. Il devrait être noté qu'une distinction nette entre les procédés à lits secs et les procédés d'épuration liquide peut devenir mal aisée, certaines dispositions combinant les capacités des deux types de procédé. Certains procédés appartenant aux quatre groupes mentionnés ci-dessus sont expliqués plus en détails ci-dessous ; cette liste n'a pas pour but d'être exhaustive :

Le procédé d'**épuration de l' H_2S** est de loin le plus couramment appliqué. Les concepts sous-jacents de l'épuration de H_2S sont :

- L'hydrogénation et l'hydrolyse de tous les composés de sulfure en H_2S en les passant dans un catalyseur de cobalt-molybdène avec ajout de gaz de réduction
- l'absorption de l' H_2S par une solution d'amine (amine générique ou amine spécialisée)
- la régénération de la solution d'amine et le recyclage de l' H_2S dans le four de réaction Claus en amont.

Plusieurs concédants de licence proposent actuellement des variations du procédé de purification de l' H_2S , en utilisant des solvants disponibles sur le marché, ou dans certains cas des solvants propriétaires.

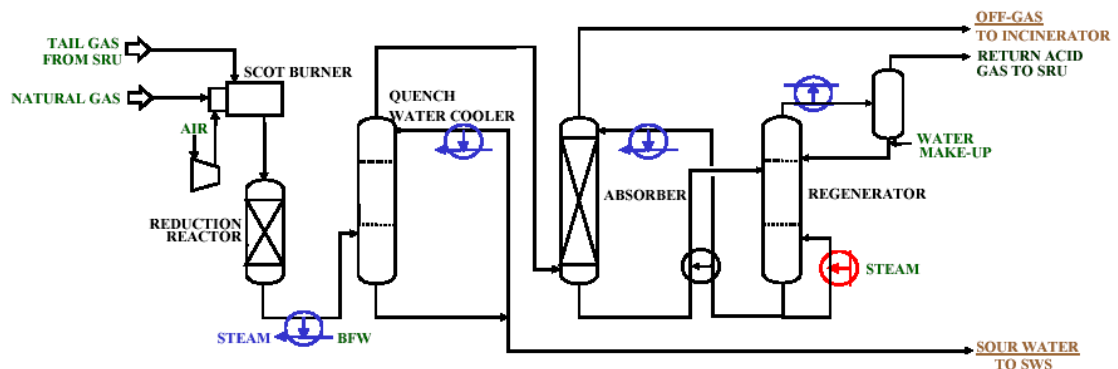


Figure 4.12 : Diagramme simplifié du flux de procédé d'une unité Claus de gaz résiduaux (SCOT)

Le procédé **Sulfreen** est un procédé à lit sec, d'absorption à sous-point de rosée basé sur l'extension de la réaction Claus, c'est-à-dire l'oxydation catalytique de l' H_2S en S. Elle consiste en deux (quelques fois trois pour les capacités importantes) réacteurs Sulfreen en série avec des réacteurs Claus. L'alumine activée est utilisée comme un catalyseur. La régénération est nécessaire car le soufre s'accumule sur le catalyseur, diminuant ainsi son activité. Le soufre provenant du flux de régénération chaud est condensé dans un condenseur dédié. Deux variations sont utilisées : l'Hydrosulfreen et le Doxosulfreen.

L'*Hydrosulfreen* ajoute une étape de conversion en amont du premier réacteur Sulfreen, pour réaliser l'hydrolyse du COS et du CS_2 en H_2S à l'aide d'un catalyseur Claus à l'oxyde de titane activé.

La réaction Claus prend place dans le réacteur Hydrosulfreen et le soufre produit est condensé dans un condenseur dédié.

Le concept de *DoxoSulfreen* est basé sur deux idées : les unités en amont sont utilisées pour obtenir un léger excédent de H_2S par rapport à la quantité nécessaire pour maintenir le rapport Claus, une conversion quasiment totale a alors lieu sur le catalyseur Sulfreen traditionnel ; l' H_2S restant est alors directement oxydé en soufre élémentaire

Dans le **procédé Beaven**, le sulfure d'hydrogène dans le flux de gaz à concentration relativement faible en provenance du procédé Claus peut être quasiment entièrement supprimé par absorption dans une solution de quinone. Le sulfure d'hydrogène dissous est oxydé pour former un mélange de soufre élémentaire et d'hydroquinone. La solution est injectée avec de l'air ou de l'oxygène pour réoxyder l'hydroquinone en quinone. La solution est alors filtrée ou centrifugée pour retirer le soufre et la quinone est alors réutilisée. Le procédé Beaven est aussi efficace pour retirer de faibles quantités de dioxyde de soufre, d'oxysulfure de carbone, et le dioxysulfure de carbone qui ne sont pas affectés par le procédé Claus. Ces composés sont d'abord convertis en sulfure d'hydrogène à des températures élevées dans un catalyseur de cobalt molybdique avant de charger l'unité Beaven.

Le procédé **CBA** (absorption en lit froid) est très similaire au procédé Sulfreen en dehors du fait que le procédé CBA utilise un flux de procédé chaud indigène au procédé Claus pour réaliser la régénération du lit de catalyse chargé de soufre. Le procédé de flux chaud fait partie de l'effluent du premier réacteur Claus. Plusieurs configurations sont disponibles selon le nombre de convertisseurs Claus.

Le **Clauspol** est un procédé où les gaz résiduels sont mis en contact avec un solvant (le polyéthylène glycol) et la réaction de l' H_2S et du SO_2 est catalysée par des catalyseurs dissous (Sel de sodium d'un acide inorganique) qui est un solvant pour l' H_2S et le SO_2 , mais pas pour le soufre liquide. La réaction Claus peut donc s'effectuer à basse température (120 °C) et est déplacée vers la droite alors que le soufre produit est retiré du milieu de réaction, n'étant pas soluble et se séparant.

Le procédé **Superclaus** est basé sur deux principes :

- l'exploitation de l'installation Claus avec de l' H_2S en excès pour minimiser la teneur en SO_2 dans les gaz résiduels de Claus. Cette caractéristique simplifie et rend plus flexible le contrôle de la proportion d'air.
- l'oxydation sélective de l' H_2S restant dans les gaz résiduels Claus au moyen de catalyseurs spécifiques qui convertissent de manière efficace l' H_2S restant en présence de vapeur d'eau et d'oxygène en excès en soufre élémentaire seulement.

Cette réaction a lieu dans un convertisseur spécifique (le réacteur d'oxydation), en aval d'une unité Claus classique à deux ou trois réacteurs. Le catalyseur utilisé est un catalyseur à base d'alumine enduit de couches d'oxyde de fer et d'oxyde de chrome.

Le procédé **LO-CAT**. L'absorption et la régénération sont réalisées dans une même cuve divisée en deux sections : le puits central et l'espace extérieur où l'aération avec de l'air est réalisée. Le but du puits central est de séparer les ions sulfite de l'air afin de minimiser la formation de sous-produit (par exemple, de thiosulfate). La différence en aération (et donc en densité) entre le puit central et l'espace extérieur fournit suffisamment de force de propulsion pour la circulation de l'air entre les zones d'absorption et de régénération sans qu'une pompe spécifique soit nécessaire. Le dernier type de plan de traitement est appelé l'« unité aérobie » et est utilisé pour traiter l'air contaminé avec de l' H_2S . Toutes les réactions ont lieu dans la même cuve, au détriment d'une formation plus importante de sous-produits, mais avec l'avantage d'un coût en capital réduit.

La *réduction du SO₂* provenant de l'installation Claus est un procédé qui utilise un système de purification physique pour retirer le SO₂ des gaz résiduels incinérés d'une installation Claus. Le SO₂ récupéré est recyclé à l'entrée de l'unité de l'installation Claus.

Avantages pour l'environnement

Les unités de traitement des gaz résiduels augmentent la récupération d'ensemble de l'H₂S en diminuant les émissions de soufre en provenance de la raffinerie. Par exemple, si une raffinerie a une SRU de 100 t/j, avec un réacteur Claus à deux étages, elle émet 5 t/j de soufre. Si un procédé de nettoyage des gaz résiduels est inclus dans une telle raffinerie, les émissions de soufre peuvent être réduites à 0,5 t/j, représentant ainsi une réduction de 90 % des émissions de soufre émanant des unités de récupération de soufre. Le prochain tableau présente les rendements de récupération du soufre, le soufre supplémentaire récupéré résultant et les émissions sèches de soufre de base (sous la forme de SO₂) après incinération, des traitements des gaz résiduels pris en compte dans cette section.

	Rendement de récupération de soufre prévu	Soufre supplémentaire récupéré prévu	Emissions de SO ₂ prévues (base sèche)
Procédé	(%)	T/j	Mg / Nm ³
Claus	96,01	-	13652
Superclaus	98,66	2,77	4631
Sulfreen	99,42	3,56	2010
Beavon	99 – 99,9	-	-
CBA	99 – 99,50	3,65	1726
Claupsol	99,5 – 99,9		
Claupsol II	99,60	3,75	1382
Réduction SO ₂	99,9		
Hydrosulfreen (1)	99,67	3,82	1066
DoxoSulfreen (2)	99,88	4,04	414
RAR	99,94	4,10	242
LO-CAT II (3)	99,99	4,16	18
SCOT	99,95 – 99,99		

(1) Réacteurs Sulfreen et section d'hydrolyse
 (2) Réacteurs Sulfreen, section d'hydrolyse et réacteurs Doxosulfreen
 (3) Comme les gaz résiduels LO-CAT II ne peuvent pas être incinérés, le soufre est sous sa forme H₂S.

Tableau 4.37 : Rendement d'ensemble attendu de récupération du soufre, le soufre supplémentaire résultant récupéré et les émissions de SO₂ (base sèche) après incinération

Effets croisés

La réduction du SO₂ entraîne une augmentation des émissions de CO₂. Par exemple l'application de traitement des gaz résiduels entraînerait une réduction de 96 % du SO₂ (s'il est comparé à l'option à trois réacteurs), mais cependant à une augmentation de 110 % de CO₂. Par exemple, pour une installation Claus de 100 t/j de soufre avec trois réacteurs, l'application d'une UTGR réduirait les émissions de SO₂ à 0,1 t/j mais au prix de l'augmentation des émissions de CO₂ à 18 t/j.

Emissions basées sur une SRU/TGCU de 20 000 t/an				
	Source	Flux	Composition min/max	Commentaires
Effluents	Eau acide provenant de la colonne de trempe pour les dégagements de gaz de la SRU	1 m ³ / tonne de S produite (2 m ³ /h)	H ₂ S: 50 mg/l; Phenol: 100 mg/l; NH ₃ : 2000 mg/l	A traiter dans le SEA
Déchets : SCOT	Catalyseur usé de TGCU	Régénération et rejet de 20 à 100 t/an	2 à 8 % de Ni/mO; Al ₂ O ₃ , S: 5 - 15 %; Coke : 10 - 30 %	Le catalyseur Claus usé est pyrophorique et nécessite une purge avec du N ₂

Tableau 4.38 : Effets croisés associés à certaines des UTGR

Données d'exploitation

Un bon contrôle et une bonne disponibilité sont cruciaux en tant que technique, pour réaliser tout objectif de conception. Les coûts d'exploitation, y compris le soufre produit, les utilités et les produits chimiques ainsi que les coûts de main d'œuvre supplémentaires sont fournis dans le tableau suivant :

	ESTIMATION DU COUT D'EXPLOITATION						
	Consommation d'utilités	Production d'utilités	Consommation de catalyseur	Consommation de produits chimiques	Coûts d'exploitation	Soufre récupéré	TOTAL
Procédé	KUSD/an	KUSD/an	KUSD/an	KUSD/an	KUSD/an	KUSD/an	KUSD/an
Sulfreen	52	-6	37	s/o	20	-24	79
Hydrosulfreen	82	-22	74	s/o	20	-26	128
DoxoSulfreen	125	-29	264	s/o	30	-27	363
CBA	36	s/o	13	s/o	10	-25	34
Superclaus	106	-32	44	s/o	10	-19	109
Clauspol II	52	s/o	26	26	20	-25	99
RAR	133	s/o	16	10	30	-28	161
LO-CAT II	138	s/o	15	148	30	- 28	303

Tableau 4.39 : Coûts d'exploitation de certaines unités UTGR

Applicabilité

Applicable aux nouvelles installations comme aux installations existantes. Les capacités sont comprises entre 2 et plus de 200 tonnes de soufre par jour émanant des unités de traitement combinées de gaz résiduaire/Claus.

Aspects économiques

Les coûts de la SRU dépendent en grande partie du type de traitement des gaz résiduaire. Plusieurs tableaux ci-dessous présentent quelques exemples des aspects économiques des UTGR.

Réduction	Fourchette de la taille de l'installation	Coût en capital approximatif (million EUR installé)	Coût d'exploitation approximatif par an
SRU incluant une unité de traitement des gaz résiduaire (UTGR) pour récupérer plus de 99 % du S	50 t/j 100 t/j 250 t/j	12 19 35	Les coûts d'exploitation de la nouvelle SRU sont environ équivalents aux coûts existants.
Unité de traitement des gaz résiduaire pour améliorer la récupération de la SRU à 99 %	50 t/j 100 t/j 250 t/j	1,6 2,1 2,9	Coûts d'exploitation relativement faibles
Unité de traitement des gaz résiduaire pour améliorer la récupération de la SRU à 99,8 %	50 t/j 100 t/j 250 t/j	3,5 4,4 6,3	Coûts d'exploitation relativement faibles
Ces coûts sont les coûts de périmètre des installations basés sur les prix de 1998 qui incluent les équipements, les frais de licence, les fondations, l'édification, les raccordements à l'installation existante et la mise en service. Ils sont seulement un ordre de grandeur. Des facteurs spécifiques au site comme le plan, l'espace disponible et les modifications nécessaires de l'installation existante peuvent avoir un impact significatif. Dans certains cas, ces facteurs peuvent augmenter les coûts de 50 %.			

Une pratique courante est de lier le coût en capital de la TGPU à ceux de l'unité Claus frontale. Le tableau suivant fournit une estimation de ce rapport, pour une unité Claus de 100 t/j (catalyseur compris) dans un environnement de raffinerie.

	Sans licence, catalyseurs et produits chimiques	Licence, catalyseur et produits chimiques inclus
Procédé	(%)	(%)
Sulfreen	29,2	30,9
Hydrosulfreen (1)	44,7	47,6
DoxoSulfreen (2)	67,0	76,0
CBA	35,4	36,1
Superclaus	12,3	15,3
Clauspol II	33,7	37,3
RAR	67,2	67,5
LO-CAT II	46,8	49,0
(1) Réacteurs Sulfreen et section d'hydrolyse		
(2) Réacteurs Sulfreen, section d'hydrolyse et réacteurs Doxosulfreen		

La référence à l'unité de soufre en amont est indicative et correspond à la manière dont cette comparaison est généralement présentée dans la littérature. Cette comparaison devrait être considérée avec précaution lorsqu'on la compare à d'autres études, les coûts en capital d'une unité de soufre pouvant varier considérablement.

Le tableau suivant présente un exemple particulier des coûts d'une installation Claus à trois étages avec un procédé UGCR Superclaus :

3 ^{ème} étage Claus plus super-Claus (1997)		
DESCRIPTION	k EUR	%
COUTS INDIRECTS		
Ingénierie détaillée	8,0	27
Supervision sur le terrain	1,6	5
Propriétaire	2,4	8
Sous total	12,0	40
COUTS DIRECTS - EQUIPEMENTS		
Matières	7,3	25
Catalyseur et produits chimiques	0,6	2
Sous total	7,9	27
COUTS DIRECTS – NON EQUIPEMENT		
Contrats de sous traitance	8,6	29
Construction temporaire & Consommables	0,4	1
Sous total	9,0	30
Capital total	28,9	97
DEPENSE		
Frais de licence	0,5	2
Sous total	0,5	2
Total final	29,4	99

Tableau 4.40 : Aspects économiques des unités de traitement des gaz résiduaux des unités de récupération de soufre

Un autre exemple de coût d'une unité UGCR montre que, pour une unité Clauspol traitant un gaz résiduaire classique d'unité Claus, combiné à la production de 100 tonnes de soufre par jour (ISBL 1998 Gulf Coast Location), l'investissement (en dehors des coûts d'ingénierie et de licence) atteint 3 millions USD.

Le tableau suivant présente des données sur les coûts spécifiques pour la réduction de SO₂ selon les hypothèses soulignées dans l'Annexe IV.

Nom de la technique	EUR/tonne de SO ₂ réduit (1)	EUR/tonne de SO ₂ réduit (2)
3 ^{ème} réacteur		32
Scot autonome	321 – 538	
Régénérateur commun Scot en cascade		32
Super Claus	155 – 228	32 – 161
Super Claus + Etage Claus		32 – 160
Sulfreen	174 – 288	32 – 160
Hydro-sulfreen	253 – 417	32 – 160
Absorption réelle froide de CBA/AMOCO	169 – 300	-
(1) [346, France, 2001]. Bases de calcul de l'Annexe IV		
(2) [115, CONCAWE, 1999] Bases de calcul de l'Annexe IV		

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de soufre et récupération du soufre.

Installations de référence

Technique	Nombre d'installations dans le monde
Beavon	Plus de 150 installations
Clauspol	Plus de 50 unités
Sulfreen/Hydrosulfreen	Plus de 150 unités en exploitation
Superclaus	Plus de 70 installations commerciales

Tableau 4.41 : Nombre approximatif d'installations commerciales dans le monde

Littérature de référence

[195, The world refining association, 1999], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [309, Kerkhof, 2000], [257, Gilbert, 2000], [115, CONCAWE, 1999], [107, Janson, 1999], [181, HP, 1998], [114, Ademe, 1999], [45, Sema et Sofres, 1991], [346, France, 2001]

4.23.5.2.3 Stockage du soufre

Description

Afin de réduire les émissions de H₂S en provenance du stockage et du transport du soufre liquide, les quantités de H₂S et de polysulfures dans le soufre peuvent être réduites à moins de 10 ppm par oxydation ou traitement avec un additif adéquat.

Littérature de référence

[268, TWG, 2001]

4.23.5.3 Suppression de sulfure d'hydrogène et de mercaptan léger

Description

Le système fonctionne avec un réactif granulaire à lit fixe ou en lot.

Avantages pour l'environnement

Les procédés des caractéristiques de contrôle des odeurs et des émissions faibles.

Applicabilité

Des applications aux systèmes des eaux usées, aux ventilations de camions-citernes, au stockage et au transport du pétrole, aux installations de bitume.

Moteur de la mise en œuvre

Les procédés des caractéristiques de contrôle des odeurs et des émissions.

Installations de référence

Plus de 1000 applications à travers le monde.

Littérature de référence

[181, HP, 1998]

4.23.5.4 Techniques de réduction du dioxyde de soufre

La désulfuration du gaz de combustion est une technique par laquelle le SO₂ est retiré des gaz de combustion et des autres gaz résiduels. Le procédé implique souvent un sorbant alcali qui capture le SO₂ et le transforme en produit solide. Le SO₂ dans les gaz résiduels de raffinerie peuvent avoir des niveaux de concentration non réduits de 1 500 à 7 500 mg/m³. Différentes méthodes FGD existent avec différents rendements de suppression de SO₂. Le marché de la FGD est dominé par le procédé connu sous le nom de lavage à la chaux suivi d'épurateurs à séchage par atomisation, et l'application d'injection de sorbant et des procédés régénératifs. De plus amples informations sont fournies dans le BREF sur les gaz résiduels et les eaux usées [312, BEPRIP, 2001].

Des systèmes de type régénératif ou non régénératif existent pour la suppression de SO_x seulement, mais aussi pour la suppression simultanée de poussière et de NO_x. La plupart de ces procédés combinés sont encore en phase de développement, mais certains sont déjà disponibles dans le commerce. Ils sont ou peuvent devenir des concurrents des systèmes consistant en des unités séparées d'élimination de SO₂ (c'est-à-dire les dépoussiéreurs à voie humide) et de suppression de NO_x (c'est-à-dire RCS).

Description

L'injection additive (IA) et *l'absorbant à séchage par atomisation (SA)* sont des procédés de purification qui retirent le SO₂ selon le même principe que la PCH (réagissant avec un sorbant à base de Ca), mais sans les exigences compliquées pour produire un sous-produit à teneur élevée en gypse (c'est-à-dire la pré purification et l'oxydation). Le sous-produit est un mélange de sulfites, de sulfates et de cendres volantes pour lesquels il y a peu ou aucune application utile.

Le *procédé IA* fournit une suppression de SO₂ modérée pour des charges relativement faibles de soufre. Un sorbant sec est injecté dans le four. Le sorbant utilisé est de la chaux ou de la chaux hydratée (pour les petites chaudières, du bicarbonate de soude plus actif (NaHCO₃) est injecté dans la conduite des gaz résiduels).

Le procédé *SNOX* combine une suppression importante du SO₂, du NO_x et des particules. Pour de plus amples informations, voir la Section 4.23.8.

Le procédé de *purification à l'eau de mer* utilise l'alcali naturel – les bicarbonates – de l'eau de mer pour retirer le SO₂. Cela implique un potentiel pour les rendements importants de suppression. Le rejet contiendra du sulfate et des ions de chlore – qui sont des composants naturels de l'eau de mer.

Dans le procédé *Walther (WA)*, le SO₂ est absorbé par injection au pulvérisateur d'ammoniac aqueux, produisant du sulfite d'ammoniac. Le sulfite est par la suite oxydé en sulfate. La solution de sel d'ammoniac provenant de la section de purification est concentrée dans une unité d'évaporation et réduite en poudre. Le produit final est un fertilisant commercialisable.

Le procédé *Wellman Lord (WL)* est le procédé régénératif le plus couramment utilisé. Le procédé est basé sur l'équilibre du sulfite de sodium et du bisulfite.

Les systèmes actuels de *purification à la chaux humide (PCH)* se sont beaucoup améliorés et sont moins complexes que les systèmes précédents. Généralement, un dépôt de chaux/d'eau est utilisé comme sorbant. Le gypse est produit par oxydation (aération) dans le siphon de l'absorbant.

Avantages pour l'environnement

Technique de désulfuration	Réduction de SO ₂ (%)	Autres avantages
Injection additive (IA) et Absorbeur à séchage par atomisation (SA)	> 92	Comme avec la PCH, le système SA combine une bonne suppression de SO ₂ , de SO ₃ , de chlore et de fluor (plus de 90 % des composés de soufre, 70 à 90 % des halogénures).
Procédé IA	50 – 70	
Purification à l'eau de mer	99	L'effluent acide provenant de l'absorbeur est conduit par gravité à une station d'épuration des eaux usées. Là, l'air est soufflé dans l'eau pour convertir le SO ₂ absorbé en sulfate dissous et pour saturer l'eau de mer avec de l'oxygène (traitement DCO). Le pH est ajusté en neutre partiellement par l'eau de mer et partiellement par l'aération. L'effluent provenant de l'installation de traitement est déchargé directement dans la mer.
SNOX	99	Jusqu'à 95 % pour les oxydes d'azote. Les particules sont complètement retirées.
Walther	> 88	Produit qui peut être vendu comme fertilisant. Ce produit doit satisfaire certains critères (particulièrement en ce qui concerne la teneur en métaux lourds)
Wellman Lord	98 (100 mg/Nm ³)	Le soufre est récupéré comme un produit. Pour la suppression du SO ₃ , de l'ammoniaque est injecté, ce qui entraîne à la formation de sulfate d'ammonium. Le sulfate d'ammonium peut être utilisé comme fertilisant dans certaines circonstances (particulièrement la teneur en métaux lourds).
Purification à la chaux humide	90 – 98	Si la teneur en chlore est faible, ce système ne produit pas d'eaux usées.

Tableau 4.42 : Avantages pour l'environnement des procédés de désulfuration

Effets croisés

Technique de désulfuration	Effets croisés
Injection additive (IA) et Absorbeur à séchage par atomisation (SA)	Comme le sous-produit généré par ces techniques contient de la chaux inaltérée, il requiert un conditionnement avant son rejet.
Procédé IA	Le rejet des sous-produits nécessite une attention similaire à celle du SA.
Purification à l'eau de mer	Certaines cendres volantes avec des métaux lourds et des substances organiques sont transférées dans l'eau de mer.
SNOX	
Walther	Le procédé ne génère pas de sous-produits solides ou de déchets liquides. Si des particules à teneur possible en métaux sont présentes dans les gaz résiduels, elles apparaîtront avec le produit.
Wellman Lord	Poussière : Du NH_3 est injecté pour prévenir la formation de SO_3 . Plus de 80 % de la cendre consiste en du $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, qui peut être utilisé comme fertilisant ou comme matière de base pour la production de NH_3 . Les eaux usées provenant de la pré purification ont une qualité d'eau acide au pH de 2 environ et doivent être neutralisées et stripées. L'eau purifiée peut encore contenir jusqu'à 100 mg/l d'ammoniaque, mais la plupart du temps, les valeurs sont comprises entre 10 et 50 mg/l.
Purification à la chaux humide	Les eaux usées générées par le procédé de déshydratation du gypse contiennent des solides en suspension et des oligo-éléments (métaux, chlorures) et doivent être traitées par sédimentation, floculation et filtre-pressé. Le gâteau de filtration est rejeté par décharge contrôlée et l'eau purifiée est conduite vers les égouts.
Chélatage de fer, extraction de solvant, adsorption de NaOH ou adsorption moléculaire.	Ces techniques produisent généralement beaucoup de déchets.

Tableau 4.43 : Effets croisés des procédés de désulfuration

Données d'exploitation

Technique de désulfuration	Données d'exploitation
Injection additive (IA) et Absorbeur à séchage par atomisation (SA)	Etant un procédé à sec, les conditions de corrosion sont moins importantes que dans le cas du WS. En effet, l'épurateur est généralement formé d'acier au carbone (non enduit). Les chlorures de calcium peuvent déjà entraîner une corrosion acide car ils se précipitent sur les parois de l'absorbeur et attirent la moisissure. Le recyclage de sous-produit avec des gaz de combustion humides vers le réservoir de blocage de sorbant peut être gêné par une obturation ; un nettoyage régulier est nécessaire.
Procédé IA	Le système est moins efficace en ce qui concerne la suppression de HCl, le fuel ne devant pas avoir une teneur en Cl supérieure à environ 0,3 % pour la prévention de la corrosion.
Purification à l'eau de mer	Le procédé est simple, d'où sa grande disponibilité.
Walther	Des aérosols de chlorure et un panache visible de gaz résiduels peuvent se présenter lorsque les fuels sont utilisés avec une teneur importante en chlore. La formation d'aérosols peut être limitée par une augmentation de la proportion de liquide dans le gaz dans l'absorbeur et l'utilisation de plusieurs tubes de gaine. Les dépôts de sulfate peuvent être retirés par soufflage de gaz résiduel chaud ou par nettoyage à l'eau. Le NO _x n'a pas d'influence sur le procédé FGD car il ne réagit pas avec l'ammoniaque.
Wellman Lord	Les aspects opérationnels incluent les problèmes concernant l'encrassement, la corrosion et l'érosion. Dans le pré épurateur, des dépôts de sulfate d'ammoniaque peuvent se présenter. L'évaporateur est sensible à l'usure par la pâte de sel abrasive, la corrosion pendant les arrêts et les tensions mécaniques dues à la vitesse centrifuge importante.
Purification à la chaux humide	Malgré les bonnes pratiques d'ingénierie (calibrage des systèmes de pulvérisation et des mélangeurs, nettoyage des dévésiculateurs, etc.), des dépôts et des obturations des différents composants peuvent largement être évités. Pour la production de gypse à teneur élevée, le contrôle de l'oxydation et du pH correct est nécessaire. De plus, une chaux de bonne qualité (plus de 93 % de pureté du CaCO ₃) doit être utilisée et la poussière et les oligo-éléments, en particulier le chlore, devraient être retirés par pré purification du gaz brut et déshydratation et nettoyage optionnel du produit. Des tampons organiques (comme les esters adipiques et l'acide dibasique) peuvent être utilisés pour le contrôle du pH, améliorant ainsi de manière substantielle le rendement de suppression du SO ₂ – de 4 % généralement. Des problèmes de corrosion précoces ont été surmontés ; un revêtement de caoutchouc est souvent utilisé dans l'adsorbeur, nécessitant quelques précautions en ce qui concerne les dégradations abrasives.

Tableau 4.44 : Données d'exploitation des procédés de désulfuration

Applicabilité

Technique de désulfuration	Applicabilité
Purification à l'eau de mer	Les particules (pouvant contenir des métaux lourds) étant transférées vers l'eau de mer, une technique de réduction des particules est nécessaire avant la purification de l'eau de mer.
SNOX	Les trois domaines principaux de traitement dans les raffineries des applications de ce système sont les gaz H_2S , la régénération sur site de l' H_2SO_4 utilisé dans l'unité d'alkylation et les dégagements gazeux du régénérateur de l'FCCUFCC.
Walther	Le système n'est pas adapté aux fuels à la teneur élevée en soufre, ces résultats dans l'ammoniaque augmenté dégagement en raison de la formation de sulfates d'ammoniaque. Les sulfates sont gênants en raison de la corrosion et des émissions d'aérosol.
Wellman Lord	En dépit de son excellent profil, la complexité du procédé a été un obstacle à son application à grande diffusion.
Chélatage de fer, extraction de solvant, adsorption de NaOH ou adsorption moléculaire.	Ces techniques sont classiquement utilisées lorsque les quantités de SO_2 à récupérer sont faibles car elles produisent des déchets. Par exemple, dans de petites raffineries spécialisées ou dans de petites installations à gaz naturel.

Aspects économiques

Technique de désulfuration	Aspects économiques
Procédé IA	35 à 55 EUR kWth (taille de l'unité : 75 - 300 MWth). Les coûts d'exploitation annuels sont à peu près égaux aux coûts en capital.
Purification à l'eau de mer	Faibles coûts en capital et d'exploitation (aucun produit chimique nécessaire, bien que parfois de l'hydroxyde de magnésium soit utilisé pour augmenter l'alcalinité)
Wellman Lord	Les coûts en investissement sont estimés à 50 millions USD pour une unité traitant un débit de gaz de combustion de 500 000 Nm ³ /h et une concentration de SO_2 de 0,8 %. Les coûts incluent les frais de licence, l'ingénierie, la livraison des équipements, la construction, la mise en service et les services de démarrage.
Purification à la chaux humide	75 à 180 EUR kWth (taille de l'unité : 75 - 300 MWth). Les coûts d'exploitation annuels sont à peu près égaux aux coûts en capital. Coûts en capital : 10 à 20 millions EUR. Coûts d'exploitation : 1,6 à 4 millions EUR par an (les coûts concernent principalement la soude caustique). Flux de gaz de combustion de 200 000 à 650 000 Nm ³ /h Il y a des coûts de périmètre des installations basés sur les prix de 1998 qui incluent les équipements, les frais de licence, les fondations, la construction et la mise en service. Il s'agit seulement d'un ordre de grandeur. Des facteurs spécifiques au site comme le plan, l'espace disponible et les modifications nécessaires de l'installation existante peuvent avoir un impact significatif. Dans certains cas ces facteurs peuvent augmenter les coûts de 50 %.
Chélatage de fer, extraction de solvant, adsorption de NaOH ou adsorption moléculaire.	Ils sont généralement très peu coûteux par rapport aux autres techniques FGD.

Moteur de la mise en œuvre

Technique de désulfuration	Moteur de la mise en œuvre
Wellman Lord	Les caractéristiques du procédé peuvent satisfaire les besoins de sites industriels particuliers utilisant des fuels à teneur élevée en soufre (aux Etats-Unis, au Japon et en Autriche le procédé a été utilisé dans des raffineries).
Chélatage de fer, extraction de solvant, adsorption de NaOH ou adsorption moléculaire.	Réduction de petites quantités de SO ₂ .

Installations de référence

Technique de désulfuration	Installations de référence
Purification à l'eau de mer	Le procédé a été appliqué dans une certaine mesure (en 1994 : 2500 MWe / 47 unités), il a aussi été utilisé dans des fonderies, des raffineries et pour le chauffage au pétrole (à 3 % de S).
SNOX	Plus de 25 unités ont été installées avec succès dans le monde. Appliqué en Italie dans une grande raffinerie de pétrole qui produit et brûle du coke de pétrole à teneur élevée en soufre
Wellman Lord	Plus de 40 systèmes ont été appliqués à travers le monde.
Purification à la chaux humide	L'expérience en exploitation du PCH est particulièrement satisfaisante, car faisant preuve d'une grande disponibilité. Ce système est couramment appliqué dans les centrales.
Chélatage de fer, extraction de solvant, adsorption de NaOH ou adsorption moléculaire.	Appliqué dans quelques petites raffineries et installations à gaz naturel.

Littérature de référence

[250, Winter, 2000], [257, Gilbert, 2000], [181, HP, 1998], [258, Manduzio, 2000]

4.23.6 Techniques de réduction des COV

Lors du transfert des liquides vers les navires à pression atmosphérique, le mélange existant de vapeur et de gaz (souvent de l'air, mais aussi des inertes) dans le navire récepteur est souvent émis dans l'atmosphère. Ces opérations de chargement sont reconnues comme ayant un impact sur l'environnement en raison de la présence de COV, un précurseur de l'ozone. Le stade 1 de la Directive 94/63/CE de l'UE qui requiert que les Etats Membres prescrivent des mesures de réduction des émissions spécifiques se trouve dans les annexes de la Directive. L'application des URV pour empêcher la fuite de ces vapeurs dans l'atmosphère est spécifiée dans la directive. Les URV consistent à récupérer les hydrocarbures pour réutilisation. Dans certains cas la récupération n'est pas viable économiquement, et la préférence sera donnée aux unités de destruction de vapeurs (UDV). Un terme plus général couvrant les deux options est « systèmes de manipulation de vapeurs » (SMV).

4.23.6.1 Etablissement d'un programme de prévention, de détection et de contrôles des émissions fugacesDescription

Le contrôle des émissions fugaces implique de minimiser les fuites et les déversements via des modifications d'équipements, de procédures, et d'améliorer la surveillance, l'entretien des locaux et les pratiques de maintenance. Le but dans tous les procédés de la raffinerie devrait être de prévenir ou de minimiser les rejets de COV. En raison de la taille, de la portée et de la nature du traitement des hydrocarbures dans les raffineries, cela représente un défi majeur, qui nécessite une stratégie d'ensemble qui se concrétise en des actions individuelles au niveau des unités de procédés et des dispositifs de l'installation. La plupart des COV sont relâchés via des pertes fugaces en provenance de sources comme les valves, les flasques, les joints de pompes et les ventilations des équipements. Même une petite raffinerie peut compter plus de 10 000 sources potentielles et le problème est amplifié de manière proportionnelle dans les raffineries complexes.

Dans le cas des rejets fugaces des composants de procédé, la seule option réelle est de mettre en place un programme de détection et de réparation des fuites (LDAR). Celui-ci devrait être développé et calibré

pour s'adapter à la situation concernée, en utilisant les techniques, les fréquences et les priorités appropriées. Il devrait fournir des estimations sur les rejets fugaces de COV pour les relevés de surveillance et permettre d'agir pour minimiser les rejets. Un LDAR contient les éléments suivants :

- type de mesure (par exemple limite de détection de 500 ppm pour les valves et les raccords, sur l'interface des raccords)
- fréquence (par exemple deux fois par an)
- type de composant à vérifier (par exemple des pompes, des valves de contrôle, des échangeurs thermiques, des connecteurs, des raccords)
- types de lignes de composant (par exemple exclure les lignes qui contiennent des liquides à la pression de vapeur supérieure à 13 kPa)
- ce qui fuit devrait être réparé et à quelle vitesse la mesure devrait être entreprise

Les zones principales de pertes fugaces sont bien connues et leur réduction a été l'objet de beaucoup de recherche et d'actions dans les raffineries à travers le monde, menées principalement par les exploitants soumis à des réglementations extrêmement sévères. Quelques techniques à envisager peuvent être :

- une première étape essentielle de tout programme doit être d'établir un inventaire des rejets fugaces dans la raffinerie. Cela implique normalement une combinaison d'échantillonnage, de mesures, de surveillance environnementale, de modélisation de la dispersion et d'estimations basées sur les facteurs d'émission
- identifier toutes les sources potentielles de rejets de COV, en établissant un inventaire des composants des équipements ainsi que des plans à jour des tuyauteries et des instrumentations des procédés. Cet inventaire devrait couvrir les besoins en gaz, en vapeur et en liquide léger
- la quantification des rejets de COV, au départ en tant qu'estimations « de base », et par la suite à des niveaux plus précis. Les protocoles pertinents concernant cela incluent le « 1995 Protocol for Equipment leak Emission Estimates » (USAEPA-453/R-95-017) pour les pertes de composant des procédés et des méthodes API (9) concernant les pertes des réservoirs. Quelques sociétés majeures ont développées leurs propres techniques et protocoles. La méthode USAEPA définit une estimation d'émission de 10 000 ppm et est plus correcte pour une installation qui a ce jour n'a pas implémentée de programme LDAR. Un rapport récent montre que pour 1000 valves analysées par type, la fuite moyenne trouvée sur les vannes de régulation était de 70 000 ppm. Certains membres du groupe de travail remettent en question cette limite élevée d'émission de fuite et proposent de définir la limite entre 500 et 1000 ppm, en particulier lorsque de petits produits chimiques sont manipulés.
- l'utilisation de techniques de modélisation de dispersion appropriées, la prédiction des flux de masse atmosphérique et les concentrations
- l'utilisation de techniques de surveillance environnementale, en comparaison de la situation prédite avec celle mesurée
- l'identification des procédés qui ont des rejets fugaces plus importants
- les rejets de COV provenant des utilités de la raffinerie et des systèmes annexes doivent aussi être réduits, ainsi que pendant les opérations de maintenance et de nettoyage de l'installation. Les hydrocarbures devraient être réduits dans l'eau de refroidissement et des dispositifs de séparation adéquats devraient être fournis pour traiter les incidents de contamination. Après la dépressurisation des cuves du procédé hors ligne en GCR/torche, ils ont normalement besoin d'être vaporisés vers la torche et les liquides résiduels retournés dans les installations de dépôt visqueux, et ils ne doivent pas être drainés avant d'être rejetés dans l'air, lorsqu'une entrée du personnel est nécessaire
- récupération/incinération/utilisation des vapeurs
- une stratégie pour réduire les émissions de COV peut inclure un inventaire complet et une quantification par une technique DIAL LIDAR (absorption différentielle, détection et télémétrie de produit léger) (voir la Section 3.26 pour de plus amples informations)
- les émissions qui se présentent au niveau des soupapes doivent être conduites vers les torches ou des systèmes d'incinération dédiés et, dans des cas exceptionnels, dans un lieu sûr
- les émissions fugaces de COV (contenant parfois de l'H₂S) peuvent être réduites via des joints mécaniques doubles sur les pompes, les compresseurs ou les agitateurs. Par exemple des systèmes pressurisés à double jointure sur les pompes éliminent pratiquement toute fuite du fluide de procédé dans l'environnement et ont généralement des émissions proches de zéro, généralement décrites comme « non mesurables avec la technologie d'instrumentation existante »
- l'utilisation de garnitures d'étanchéités des tiges de soupape à émission faible (500 ppm) sur les valves critiques, par exemple les valves de contrôle à tige montante en exploitation continue, en particulier pour les gaz/liquides légers à utilisation à haute pression/haute température. Les valves sont le type d'équipement à l'origine de la plupart des fuites (40 à 65 %). Les valves à tige montante et en particulier les valves de contrôle sont une source importante de fuites et peuvent compter pour 64 % des pertes de fuites dans une installation. Il est donc recommandé qu'une garniture d'émission faible de grande intégrité soit installée sur ces valves qui peuvent fournir des performances

d'émissions inférieures à 550 ppm et constituer en même temps une sécurité incendie. Pour s'assurer d'avoir des valves avec peu de fuites, des blocs de ressort de compression permanente de garnitures montés sur les boulons de fouloir assureront que la garniture des faibles émissions est chargée en permanence même si le matériau se détend dans le temps. Les solutions de valve de contrôle avec une compression permanente de garniture de valve existent comme technologie de contrôle réalisable maximal (TCRM) et des émissions inférieures à 500 ppm pendant 3 à 5 ans sont réalisables. Une garniture à faible émission devrait être spécifiée, et devrait être certifiée par un test indépendant par une société de certification réputée. La garniture est aussi une sécurité incendie. Les valves à tige montante, même avec des garnitures à faible émission, peuvent fuir de manière excessive une fois que la garniture s'est relâchée dans la boîte à garniture. Des études réalisées par un institut de recherche français ont rapporté des concentrations de fuites moyennes sur les valves de contrôle de 70 000 ppm. (Présentation Power Point jointe) Dans l'industrie chimique, pétrochimique et de la raffinerie, l'utilisation de valves emballées incorporant des blocs de ressort de compression permanente de garniture montés sur des boulons de fouloir compensent la détente normale de la garniture ou les effets du cyclage thermique et les vibrations. Les systèmes de compression permanente de garniture de valve offrent des améliorations considérables sur la jointure à long terme des robinets-vannes à tige montante, des soupapes à boulet et des vannes de régulation. Sur les valves à tige montante souvent utilisées (les plus problématiques), la compression permanente de la garniture permet une amélioration considérable sur la performance en termes d'émissions sur le long terme (inférieures à 500 ppm pendant 3 à 5 ans). Les valves ont été identifiées comme étant la source la plus importante d'émissions fugaces dans les raffineries et les valves à tige montante utilisées particulièrement fréquemment représentent la source la plus importante d'émissions fugaces.

- l'utilisation de valves à faibles rejets alternatives lorsque les robinets-vannes ne sont pas essentiels, par exemple les valves à quart de tour ou les soupapes à manchon, les deux étant des joints indépendants
- l'utilisation de soupapes à soufflet équilibrées pour réduire les fuites de valve en dehors du domaine de conception et de la conduite des excédents vers les GCR ou les gaz de torches, normalement via une phase de séparation, sans contre pression d'en-tête
- la réduction du nombre de raccords à bride sur les tuyauteries et l'utilisation de matériaux de jointure à spécification élevée. Les raccords devraient être minimisés et des matériaux de jointure de grande intégrité devraient être utilisés et devraient être des matériaux de sécurité incendie. Dans certains services critiques, en particulier lorsqu'un cyclage thermique ou des vibrations possibles peuvent exister, des ressorts de disque de raccordement peuvent être montés sous les boulons de raccord pour compenser les effets du cyclage thermique et de la détente du joint de culasse. De telles solutions combinées à des matériaux de jointure haute performance peuvent permettre des performances d'émission inférieures à 500 ppm pendant des périodes de 3 à 5 ans. Une considération séparée n'est souvent pas accordée aux échangeurs thermiques lors des discussions sur les émissions fugaces. Dans une raffinerie classique, il peut y avoir plusieurs centaines d'échangeurs thermiques. En raison de la taille de ces raccords à bride, du nombre important de boulons impliqués, de la température non uniforme sur les raccords et des conditions de cyclage thermique dans lesquelles plusieurs fonctionnent, il est recommandé que les ressorts de disque de raccord soient ajustés sous les écrous des boulons pour maintenir une charge constante du presse-étoupe sur le matériau de jointure. Les échangeurs thermiques ont une bien plus grande tendance à fuir que les raccords de tuyaux normaux en raison de leurs dimensions et ce particulièrement en conditions de cyclage thermique. Des matériaux de jointure à grande intégrité sont recommandés et non les joints de culasse standards en métal comme cela est indiqué dans les codes de conception.
- l'utilisation de pompes scellées ou à garniture mécanique double sur les pompes traditionnelles. Etudier l'utilisation de pompes non fuyantes comme les pompes à diaphragme, les pompes à soufflet, les pompes scellées à rotor, ou les pompes à embrayages magnétiques. Les pompes magnétiques ne peuvent pas être utilisées pour les liquides propres à basse température. Les émissions provenant des pompes centrifuges peuvent être réduites de 33 % en remplaçant les joints à garnissage par des joints mécaniques. Les turbo-compresseurs peuvent être scellés avec des joints de fouloir à labyrinthe, avec des bagues collectrices ou des anneaux dansants dans des joints liquides. Une fuite du milieu transporté via les joints devrait être évitée, par exemple par un gaz inerte ou un médium de jointure liquide à pression élevée. De plus, les pompes à entraînement magnétique et les électropompes à stator chemisé ont une applicabilité limitée et des précautions doivent être prises lors de l'utilisation de telles pompes dans des flux de procédé contaminés, des flux de procédé contenant des particules et des pressions plus importantes. Il devrait aussi être noté que les pompes magnétiques ont généralement un rendement inférieur à celui des pompes traditionnelles, nécessitant plus de puissance pour le même effet. En effet de bout, cela transfère les émissions provenant de la pompe (comme les émissions de COV) vers la cheminée (comme les émissions de CO₂, de SO₂, de NO₂)

- la tuyauterie des joints de compresseur, des lignes de ventilation et de purge vers les systèmes RFG et de torches
- l'utilisation d'embouts ou de bouchons sur les lignes à bout ouvert et de rinçage en boucle fermée sur des points d'échantillonnage de liquide (non applicable avec un fluide circulant (rejet de pompe) ou dans les réservoirs). La réduction des rejets dans l'air en provenance des analyseurs d'hydrocarbures du procédé, en optimisant le volume/la fréquence de l'échantillonnage et la ventilation vers les systèmes RFG ou de torches.
- installer un système de drainage de maintenance pour éliminer les rejets ouverts des drains
- l'utilisation de circuits totalement fermés pour tous les échantillonnages de routine. Pour suivre la qualité du produit, les exigences en termes d'inspection, les normes environnementales, etc., un plan d'échantillonnage est généralement défini. L'échantillonnage de routine comprend les échantillonnages fréquemment utilisés ou nécessaires. Par exemple, les échantillons de routine peuvent être des échantillons de la qualité de l'eau de l'effluent, des échantillons quotidiens du pétrole brut traité brûlé, des gaz combustibles, de certaines charges (c'est-à-dire de l'FCCU/FCC), qui sont prélevés pour analyser la concentration de soufre, et des échantillons provenant des produits intermédiaires, des produits finaux, des réservoirs, etc.

Avantages pour l'environnement

Les émissions fugaces sont l'une des sources les plus importantes d'émissions d'hydrocarbures d'une raffinerie. Un programme de détection et de réparation des fuites (LDAR) consiste à utiliser des outils portables de détection des COV pour détecter les fuites lors des inspections régulièrement planifiées des valves, des raccords, et des joints de pompe. Les fuites sont alors réparées immédiatement ou aussi rapidement que possible. Un programme LDAR pourrait réduire les émissions fugaces de 40 à 64 %, selon la fréquence des inspections.

Les techniques pour réduire les émissions de COV sont : des joints et des valves efficaces, de bons programmes de maintenance et de surveillance des émissions. Les émissions fugaces peuvent être réduites à 0,01 % du poids lorsque les émissions fugaces normales ont été calculées comme correspondant à 0,03 % du débit. Les coûts d'investissement pour ces techniques sont négligeables et les coûts d'exploitation sont d'environ 0,1 million EUR par an (en comptant 190 EUR par tonne de COV récupérée).

Environ 93 % des sources d'émissions fugaces sont accessibles. La réduction réalisable des émissions dépend des conditions actuelles des composants, avec des taux de réduction classiques d'au moins 50 à 75 % des facteurs d'émissions moyens. Le rendement estimé pour une inspection et une maintenance trimestrielle est de 80 à 90 %. Des rendements plus importants peuvent être réalisés, lorsque des programmes de maintenance et d'inspection plus intensifs sont implémentés.

Un bon programme d'inspection et de maintenance des valves et des raccords est un moyen très rentable de réduire les émissions de COVNM dans une raffinerie. Les économies peuvent atteindre 0,19 EUR par kg d'hydrocarbure réduit.

Applicabilité

Pleinement applicable. Voir les descriptions concernant l'applicabilité de chacune des techniques.

Aspects économiques

Un système de surveillance de 3 000 composants de raffinerie environ (principalement des joints de pompe, des valves dans des pressions de vapeur liquide importantes ou des services de gaz, et des chargements routiers/ferroviaires) est estimé comme coûtant environ 87 500 EUR, en excluant les modifications des équipements peu efficaces et le coût de la main d'œuvre. Pour un rendement de réduction de 50 % des émissions fugaces par inspection annuelle, l'OCDE n'a estimé aucun coût supplémentaire, mais un bénéfice en raison des économies d'hydrocarbures. Une réduction de 80 % des inspections et de la maintenance bitrimestriels coûteront environ 193 EUR par tonne de COVNM réduit. Un programme d'inspection et de maintenance simple dans une petite installation peut résulter en des coûts annuels de 44 000 EUR, alors que dans une grande installation aux exigences plus exigeantes, quelques 875 000 EUR peuvent être comptés.

Le coût du programme de détection et de réparation des fuites pour les pompes et les compresseurs s'élève à 1,75 à 2,5 EUR par kg d'émission d'hydrocarbure réduite.

Source d'émission	Unités de procédé de raffinerie et équipements (installés et mis à niveau)
Technologie de contrôle	Programmes de Détection et de Réparation des Fuites
Rendement	50 à 90 %
Coûts d'investissement	Modérés
Coûts d'exploitation	0,1 à 0,15 EUR million pour une raffinerie de 15 Mt/an (1) 0,06 million EUR pour une raffinerie de 5 Mt/an (2) 0,04 à 0,08 million EUR par an pour un programme de 10 000 ppm à 0,8 millions EUR pour un programme de 100 à 500 ppm (3)
Autres impacts	Coûts des réparations non inclus ci-dessus

Tableau 4.45 : Techniques de contrôle des COV appliquées dans une raffinerie

Source	(1) Industry Propriety Information
	(2) UN-ECE EC AIR/WG6/1998/5
	(3) Hydrocarbon Processing, Septembre 1996, p 121

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des émissions de COV.

Installations de référence

Les programmes LDAR ont été utilisés avec succès à travers le monde pour réduire les rejets de COV. Les résultats classiques des études montrent que les fuites émanant des fouloirs des valves et des pompes sont responsables de 90 % ou plus des rejets fugaces estimés et qu'une petite proportion de valves, quasiment toutes sur des flux de gaz ou de matières légères à haute température, contribuent quasiment au total des fuites.

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], [45, Sema and Sofres, 1991], [112, Foster Wheeler Energy, 1999], [79, API, 1993], [127, UN/ECE, 1998], [19, Irish EPA, 1993], [260, Sandgrind, 2000], [350, European Sealing Association, 2001]

4.23.6.2 Unités de récupération des vapeurs (URV)Description

Les unités de récupération des vapeurs (URV) sont des installations conçues pour réduire les émissions de composés organiques volatiles (COV) qui sont émis pendant les opérations de chargement et de déchargement des produits légers. La réduction des émissions de COV par les URV est seulement l'un des aspects du contrôle total des COV dans une raffinerie, et cette section devrait donc être abordée avec celle du stockage, de la manipulation et de la gestion intégrée de la raffinerie. Plusieurs techniques commerciales sont disponibles pour la récupération des COV. Ces techniques peuvent être divisées en deux grands groupes selon le type de séparation. Un groupe inclut des techniques où la séparation des COV de l'air en raison de la pression s'effectue par adsorption sur un charbon actif, absorption par nettoyage de l'huile régénérée (kérosène), membrane de filtration sélective ou de condensation par refroidissement ou compression (ceci est un cas particulier car la séparation et la recondensation sont réalisées dans un même procédé). L'autre groupe intègre ces techniques où les COV sont séparés par condensation en état liquide. Cela inclut la réabsorption en essence ou pétrole brut, la condensation et la compression. Voici une brève description de ces techniques.

- absorption : les molécules de vapeur se dissolvent dans un liquide d'absorption approprié (eau, lessives, fractions de glycol ou d'huile minérale comme le reformat)
- adsorption : les vapeurs de molécule adhèrent physiquement aux sites actifs sur la surface des extraits secs, comme le charbon actif (CA) ou le zéolite
- les systèmes hybrides. De nos jours, des combinaisons des URV sur le marché permettent de satisfaire des normes d'émissions très faibles. Des exemples sont le refroidissement/absorption et la compression/absorption/séparation de membrane.

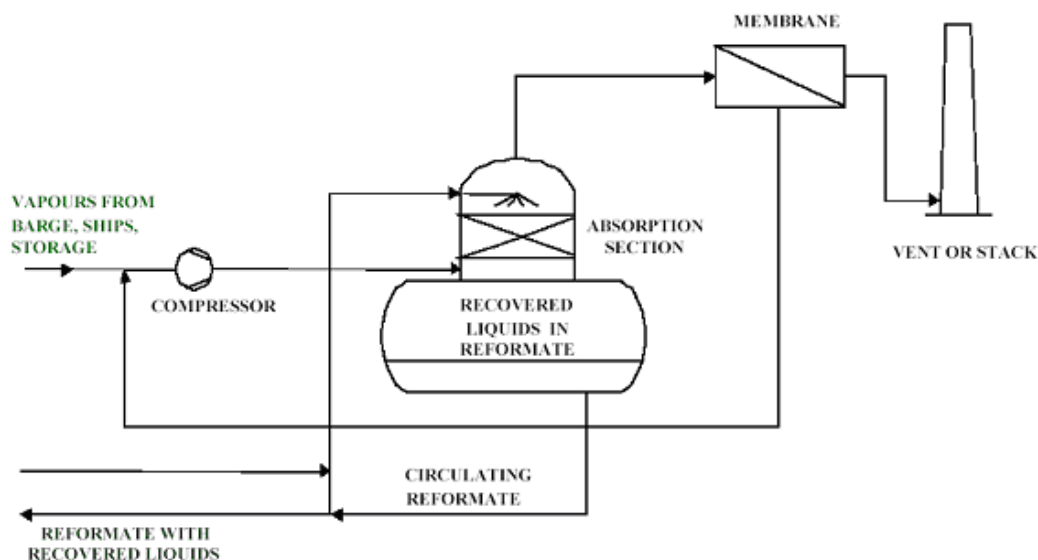


Figure 4.13 : Plan simplifié de flux de procédé d'une unité de récupération de vapeur (de type compression/absorption/membrane)

- séparation de gaz par membrane : Les molécules de vapeur se dissolvent dans la membrane, se déplacent par diffusion de l'autre côté et se désorbent dans le matériau de support, conduits par la différence de pression. La concentration est plus importante du côté désorption de la membrane, les molécules de vapeur étant de préférence absorbées dans la membrane par rapport aux molécules de gaz.
- réfrigération/condensation : Par refroidissement du mélange de vapeur/gaz, les molécules de vapeur se condensent et sont séparées comme un liquide.

Avantages pour l'environnement

Technique URV	Rendement de suppression des COV (%)
Absorption	99 – 99,95
Adsorption	99,95 – 99,99
Séparation de gaz par membrane	99 – 99,99
Réfrigération/condensation	99,8 - 99,95 Cette méthode peut atteindre de faibles concentrations en sortie si la température de réfrigération appliquée est assez basse. Un avantage important de la condensation est que les vapeurs sont récupérées en tant que liquides purs (aucun déchet), qui peuvent être facilement renvoyés dans le réservoir de stockage. La fourchette dépend de l'utilisation de 1 ou 2 étages. Les rendements de suppression les plus importants sont atteints seulement avec les charges les plus élevées en entrée.
Les émissions des différents systèmes se rapportent directement au rendement de réduction tel que rapporté ci-dessus et peuvent atteindre 10 mg/Nm ³ (sans méthane). Un rendement de 99,9 % de concentrations de 150 mg/Nm ³ (sans méthane) ou de 2 500 mg/Nm ³ (avec du méthane) peuvent être atteints.	

Effets croisés

L'effluent est généralement seulement un condensat et est généralement négligeable.

Technique URV	
Absorption	Si de l'eau est utilisée, la régénération du liquide d'absorption n'est pas nécessaire, l'eau pouvant être traitée dans une station de traitement des eaux usées. La régénération double (voire plus) les coûts d'investissement et d'énergie. Le seul déchet généré est le liquide rejeté qui doit être remplacé après plusieurs années.
Adsorption	Les déchets ne sont pertinents que dans le cas d'un lit d'adsorption.

Données d'exploitation

La manipulation des COV implique toujours des mesures de sécurité en raison des risques d'explosion (des pare-feu) et la présence de composés toxiques comme le benzène. Les URV sont compacts et nécessitent très peu d'énergie et de matériaux de procédé pour fonctionner. Les périodes d'exploitation sont généralement de plus de deux ans.

Technique URV	
Absorption	Si le reformat est utilisé, le recyclage vers les réservoirs de mélange est réalisé.
Systèmes hybrides	En raison de la complexité de l'opération, il est difficile de maintenir une performance élevée

Applicabilité

Les unités de récupération des vapeurs (URV) sont des installations conçues pour la réduction des émissions de composés organiques volatiles (COV) qui sont émis pendant les opérations de chargement et de déchargement des produits légers. Pour une raffinerie, cela est particulièrement pertinent en ce qui concerne le stockage et le chargement de l'essence ainsi que pour les produits à la volatilité équivalente comme le naphta et le BTEX.

Technique URV	
Adsorption	En raison de la chaleur d'adsorption, cette méthode ne peut pas gérer des concentrations élevées en entrée (auto ignition). A des concentrations plus élevées en entrée, le CA est rapidement saturé, de la régénération est donc nécessaire. Normalement, les URV par adsorption appliquent donc un système à deux étages. Le seul déchet généré est le charbon actif usé qui doit être remplacé une fois toutes les quelques années.

Les URV occupent un espace limité. Ils sont généralement pré assemblés et livrés montés sur pattes. Les capacités des URV commerciales varient entre 500 et 2000 Nm³/h.

Les performances des URV dans les installations de (dé)chargement d'essence pour la réduction des émissions de COV ont été construites en Europe de l'Ouest selon le stade 1 de la législation. Les systèmes hybrides sont populaires en raison de leur simplicité, de leur bonne exploitabilité et de leur performance élevée.

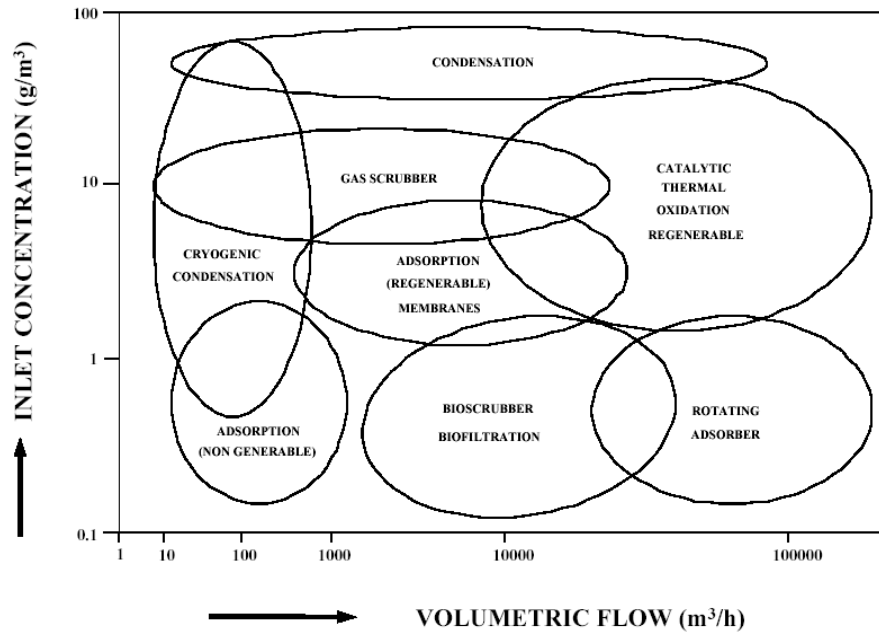


Figure 4.14 : Applicabilité de différentes techniques pour le traitement des gaz au point de rejet pour la suppression des COV

Aspects économiques

Une URV classique avec une capacité de 1 000 Nm³/h implique un coût en capital de 2 millions EUR avec un facteur d'installation de 1,5 (en tant qu'ensemble) à 5 (dans des cas exceptionnels). L'investissement en capital est fortement dépendant de facteurs spécifiques au site, comme le nombre de postes de chargement connectés au système, la distance entre les postes et les aménagements de contrôle des émissions (coût des conduites), la nécessité de soufflantes, de systèmes de sécurité (pare explosion et pare-feu). Les coûts en capital peuvent s'échelonner de 4 à 20 millions EUR pour une URV de 2 000 Nm³/h de capacité. Les coûts d'investissement peuvent s'échelonner de 2 à 25 millions EUR pour un rendement de 99,2 % impliquant des coûts d'exploitation de 0,02 à 1 million EUR appliqués aux opérations de chargement (circulation des boues, routière, ferroviaire et interne à la raffinerie). Le coût d'une unité URV de 2 000 Nm³/h de capacité et les aménagements nécessaires sont présentés ci-dessous :

DESCRIPTION		kEUR	%
COUTS INDIRECTS			
230	Ingénierie détaillée	275	7
213	Supervision sur le terrain	137	3
213	Inspection	83	2
260	PMT - NPQC - Propriétaire	424	10
Sous total		919	22
COUTS DIRECTS – EQUIPEMENTS			
311	échangeurs thermiques	0	0
314	Tours	0	0
315	Fûts	0	0
316	Réacteurs	943	22
324	Pompes et mécanismes d'entraînement	13	< 1
326	Réservoirs et réservoirs sphériques	0	0
347	Tours de refroidissement	0	0
Sous total		956	22
COUTS DIRECTS – NON EQUIPEMENT			
208	Echaffaudage	25	<1
209	Nettoyage de la construction	8	<1
216	Equipements de construction	16	<1
307	Excavation & tranchées de câbles	142	3
308	Construction en béton et pavage	216	5
309	Clapage	33	1
313	Tuyauterie	1179	28
318	Acier de construction	77	2
322	Instrumentation	285	7
328	Routes, chemins, barrières	15	<1
337	Energie électrique et lumière	107	3
345	Equipements de communication	0	0
348	Isolation	3	<1
349	Peinture	167	4
380	Equipement de réserve (pièces de rechange principales)	0	0
Sous total		2273	54
Total		4148	98
DEPENSE			
101	Démontage	17	<1
102	Dégagement du site	0	0
103	Déplacement	7	<1
104	Reconditionnement	0	0
105	Dérivations temporaires	0	0
111	Dégazage & nettoyage	8	41
165	Frais du propriétaire	81	2
Sous total		113	2
Total final		4261	100

Tableau 4.46 : Coûts totaux de l'édification d'une unité de récupération de vapeurs

Moteur de la mise en œuvre

Dans certains pays européens, certains programmes s'appliquent au stockage et aux opérations de chargement des hydrocarbures liquides à la pression de vapeur supérieure à 1 kPa (10 mbar) à température ambiante. De plus, des exigences spécifiques concernant le stockage et le chargement de l'essence sont décrites dans la législation nationale suivant la Directive de Stade 1. Pour les raffineries, les émissions de COV de l'essence et leur réduction sont de loin les plus importantes en raison de leur pression de vapeur élevée (> 27,6 kPa), le débit important et le nombre important de transbordements par camion, train ou barge.

Installations de référence

Technique URV	
Séparation de gaz par membrane	Cette nouvelle technologie est désormais utilisée dans un certain nombre de raffineries.

Littérature de référence

[258, Manduzio, 2000], [181, HP, 1998], [115, CONCAWE, 1999]

4.23.6.3 Destruction de vapeurs (DV)

En plus de la récupération des vapeurs, de la destruction de vapeur est aussi appliquée.

Description

Deux systèmes sont pertinents :

- oxydation: les molécules de vapeur sont converties en CO₂ et H₂O soit par oxydation thermique à températures élevées, soit par oxydation catalytique à basses températures. La directive de stade 1 ne permet l'oxydation que dans des situations particulières, par exemple lorsque l'énergie est récupérée par un moteur à gaz
- biofiltration : la décomposition en CO₂ et H₂O est réalisée à des températures légèrement supérieures à la température ambiante par des micro-organismes localisés dans une masse humidifiée solide.

Collecte et destruction de COV

Une autre technique de contrôle est de récupérer les COV provenant des ventilations, des pompes et des compresseurs et de les acheminer vers un système de torches.

Avantages pour l'environnement

Oxydation thermique : 99 – 99,9 %, oxydation catalytique 95 à 99 %, filtres biologiques 95 à 99 %. Le rendement des filtres biologiques est normalement une controverse. Les rendements de suppression importants n'étant atteints qu'avec des charges importantes en entrée, des concentrations d'émissions bien inférieures à 50 mg/Nm³ de COVNM sont rarement atteintes.

Traitement biologique : les unités sont robustes, silencieuses, et nécessitent une maintenance minimale et aucune alimentation. Aucun combustible ou produit chimique n'est requis. Les filtres biologiques retirent et détruisent les hydrocarbures aliphatiques et aromatiques, les autres COV, l'H₂S et les odeurs dans les dégagements gazeux en provenance des flux des procédés, des ventilations des réservoirs, des soupapes, de l'extraction de vapeurs du sol, des traitements des eaux usées, etc.

Effets croisés

L'oxydation thermique peut générer des produits de combustion non désirés comme le NO_x, nécessitant un traitement supplémentaire. L'oxydation catalytique nécessite moins d'énergie pour atteindre les températures de combustion, et peut être compétitive par rapport à l'oxydation thermique à des concentrations faibles en entrée. L'oxydation thermique nécessite de bonnes mesures de sécurité principales et/ou secondaires pour empêcher les explosions, alors que le rendement de l'oxydation catalytique peut être réduit par l'empoisonnement ou le vieillissement du catalyseur. L'incinération de COV génère aussi du CO₂. Du combustible supplémentaire est consommé pour la combustion de flux à faibles concentrations et pour le préchauffage des catalyseurs.

Les déchets ne sont pertinents que dans le cas où les filtres biologiques sont usés. Aucun polluant ou déchet secondaire n'est créé.

Données d'exploitation

Les périodes d'exploitation sont généralement de plus de deux ans. Filtres biologiques : l'air en entrée devrait varier entre 5 et 55 °C et humide.

Applicabilité

Filtres biologiques : Tout gaz qui peut brûler dans l'air s'oxydera dans les filtres biologiques. Des ouvrages rapportent des installations de traitement de flux de 17 m³/h jusqu'à 135 000 m³/h.

Biooxydation : La méthode est particulièrement adaptée au traitement des flux d'air continus à composition constante aux concentrations faibles en polluants organiques. La méthode n'est pas adaptée au traitement direct des mélanges de vapeurs/air souvent rencontrés dans les transbordements, ces mélanges ayant pour la plupart des concentrations plus importantes en vapeur (>1 % v/v) et apparaissant en flux sous forme de pics soudain pendant les opérations de déchargement relativement rares. Les

aménagements de traitement biologique sont certainement sensibles à l'empoisonnement par la présence de composés inattendus dans le flux de vapeurs entrant. Par conséquent, la plupart de ces systèmes nécessitent une surveillance continue pour empêcher l'entrée de composés non désirés.

Aspects économiques

Oxydation thermique des COV. Les aspects économiques d'un système d'oxydation thermique à récupération de chaleur dépendront de plusieurs facteurs, dont la valeur calorifique du flux de déchets. Si un oxydant thermique est fourni avec un échangeur thermique gaz à gaz qui présente un rendement de 60 % et un flux de gaz de 4720 l/s, le retour en investissement en ce qui concerne la récupération de chaleur est impressionnant. Choisir le gaz naturel, utilisé comme combustible supplémentaire, coûte 20 USD par million de kcal et l'énergie électrique coûte 0,08 USD par kWh. Si un système fonctionne 24h/24, 350 jours par an, la période de récupération des 200 000 USD du capital supplémentaire investi pour un échangeur thermique de type installation serait de moins de cinq mois.

Filtres biologiques : La filtration biologique coûte significativement moins que les autres techniques de contrôle de pollution de l'air. Les coûts en capital varient avec le débit et le rendement de destruction/suppression. Les coûts en capital commencent à environ 15USD/m³/h. Les coûts d'exploitation et de maintenance sont extrêmement faibles car aucun combustible ou produit chimique n'est requis.

Source d'émission	Unités de procédé de raffinerie et équipements (installés et mis à niveau)
Technologie de contrôle	Récupération des COV atmosphériques et des soupapes vers les torches/le système d'incinération
Rendement	Jusqu'à 99,5 % de rendement de destruction pour l'incinération
Coûts d'investissement	1,3 millions EUR pour une raffinerie de 5 Mt/an
Coûts d'exploitation	3,0 millions EUR
Autres impacts	Augmente les émissions de CO ₂ en raison de la combustion

Tableau 4.47 : Techniques de contrôle des COV appliquées dans une raffinerie

Source : UN-ECE EC AIR/WG6/1998/5

Moteur de la mise en œuvre

Réduction des COV

Installations de référence

Incineration thermique : plus de 107 unités en fonctionnement dans le monde et plus de 76 versions portables.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999], [181, HP, 1998]

4.23.7 Torches

Description

Les torches sont utilisées pour la sécurité et le contrôle environnemental des rejets de combustibles non désirés ou en excès et pour les purges de gaz dans les situations d'urgence ou de refoulement. La torche doit généralement être non fumigène pour les flux de gaz attendus de l'exploitation quotidienne. Ce flux de gaz s'élève à généralement 15 à 20 % du flux maximal de conception. Les torches peuvent devenir d'importants émetteurs de SO₂ lorsque des fuels propres sont utilisés dans la raffinerie.

Les systèmes de torche peuvent normalement être divisés en deux sections principales, c'est-à-dire le système de récupération de la torche avec un cylindre de décochage et la cheminée de la torche elle-même. Lorsque l'on traite de raffineries importantes et complexes, des cylindres de décochage séparés peuvent être installés dans différentes zones du procédé avec des dispositifs de « blocage intérieur » pour permettre la maintenance pendant les arrêts de ces zones.

Un diagramme simplifié du flux du procédé d'un système de torche est présenté à la Figure 4.15.

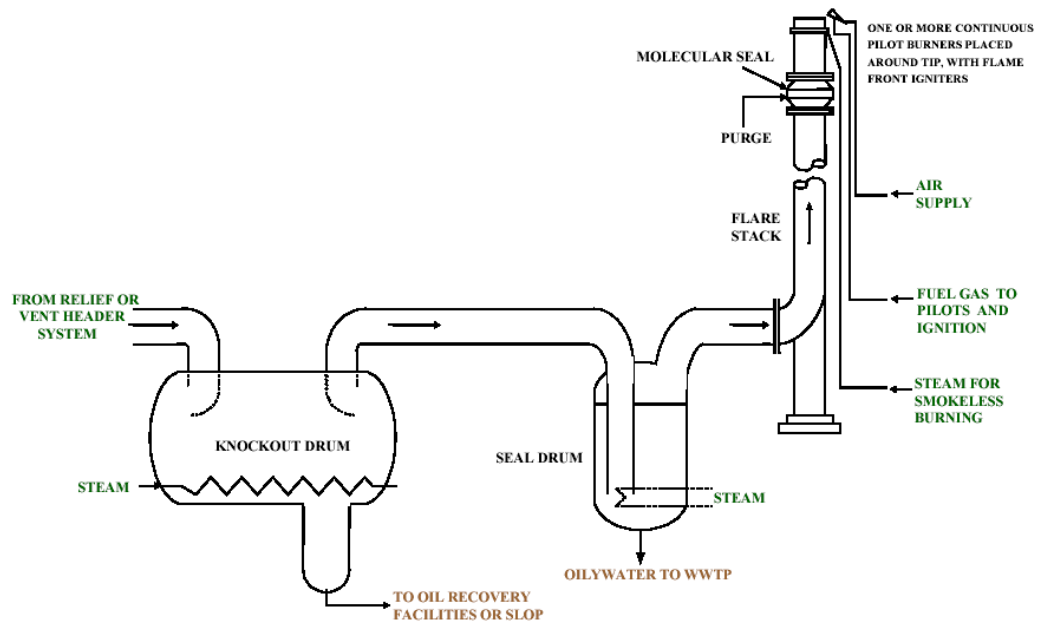


Figure 4.15 : Diagramme simplifié du flux du procédé d'un système de torche

Les techniques à appliquer aux torches qui peuvent réduire les émissions sont :

- les veilleuses permettent une ignition plus fiable des gaz des événements car elles ne sont pas affectées par le vent
- l'injection de vapeur d'eau dans les cheminées de torche peut réduire les émissions de particules
- la formation de coke dans les pointes de la torche devrait être évitée
- le gaz de raffinerie en surplus devrait être envoyé à la torche et non rejeté dans l'air. Des pots de décochage devraient être fournis pour réduire les liquides, ainsi que des joints et des systèmes de rejet de liquide pour empêcher l'entraînement des liquides dans la zone de combustion. Les flux d'eau provenant des réservoirs d'étanchéité devraient être dirigés vers le système d'eau acide
- des systèmes de récupération des gaz de torche ont été développés pour des raisons environnementales et économiques. Le gaz de torche est capturé et comprimé pour d'autres utilisations. Généralement le gaz récupéré est traité et dirigé vers le système de gaz combustible de la raffinerie. Selon la composition des gaz de la torche, les gaz récupérés peuvent avoir d'autres utilisations. Des réductions de torchage à des proportions de 0,08 à 0,12 % de la production ont été rapportées dans une usine à gaz naturel en Norvège.
- avec les exigences de plus en plus contraignantes concernant la visibilité de la flamme, les émissions et le bruit, les torches enfermées au sol présentent l'avantage de cacher les flammes, de pouvoir surveiller les émissions et de diminuer le bruit. Cependant, le coût initial les rend souvent indésirables pour les rejets importants lorsqu'ils sont comparés aux systèmes en hauteur. Un désavantage significatif d'une torche au sol est l'accumulation potentielle d'un nuage de vapeur dans l'éventualité d'un défaut de la torche ; des systèmes de dispersion de sécurité spéciaux sont généralement inclus dans le système de torche au sol. Pour cette raison, l'instrumentation pour la surveillance et le contrôle des torches au sol est généralement plus astreignante que celle d'un système en hauteur.

Avantages pour l'environnement

Des torches bien exploitées obtiennent généralement une conversion de 98 % en CO₂, 1,5 % en produits de combustion partiels (presque tous du CO) et 0,5 % non convertis. Le bruit et la fumée générés par les torches sont réduits par rapport aux torches en hauteur.

Effets croisés

L'eau de jointure des torches doit généralement être traitée avant d'être rejetée.

Données d'exploitation

L'air présent dans la cheminée pouvant créer un mélange potentiellement explosif avec le gaz de torche pendant les charges faibles des gaz de torche, un flux continu de gaz de purge est requis. Dans plusieurs cas, un joint hydraulique moléculaire est aussi utilisé, lequel permet d'utiliser un débit de purge inférieur.

Applicabilité

Le torchage des gaz toxiques (jamais via une torche au sol) nécessite des considérations particulières. Pour assurer une exploitation en toute sécurité pendant les périodes où la torche peut ne pas avoir de flamme présente, des calculs au niveau du sol de la concentration des composants dangereux devraient être réalisés en considérant la torche seulement comme une ventilation. D'autres mesures de sécurité peuvent être nécessaires pour limiter les dangers d'exposition au niveau du sol. Une surveillance fiable pilotée en continu est considérée comme critique lors du torchage de gaz toxiques.

Il y a fondamentalement deux types de torches, les torches en hauteur et les torches au sol. Les torches au sol sont utilisées lorsqu'il est nécessaire de dissimuler la torche (pour diverses raisons), sans quoi la torche en hauteur est la plus couramment choisie, car elle permet de gérer des flux de rejets plus importants de manière plus économique. Parfois, une raffinerie dispose à la fois d'une torche au sol et d'une torche en hauteur. Dans ce cas, la torche au sol est utilisée pour brûler de faibles quantités d'événements en continu et de petites charges de décharge.

La torche en hauteur est toujours une partie vitale du complexe de la raffinerie, son but principal étant la sécurité. Le système de torche est conçu pour conduire facilement les vapeurs inflammables et toxiques de la zone de procédé vers un emplacement éloigné en hauteur. Le système de torche en hauteur inclut un réservoir d'étanchéité pour empêcher tout retour de flamme dans les unités du procédé, et une cheminée élevée à ignition pilotée et des busettes vapeur d'eau à la pointe. En raison des caractéristiques différentes de combustion des gaz, une torche séparée pour les gaz acides est généralement fournie ; cette torche peut être équipée de brûleurs différents de la torche d'hydrocarbure pour permettre une combustion plus efficace des gaz acides (H_2S).

Moteur de la mise en œuvre

L'objectif du système de torche est de collecter et de traiter les gaz ventilés (par ex. la décharge de pression provenant de la tour de fractionnement devrait passer dans la torche) et les quantités (importantes) de fluides pendant les situations d'urgence ou de refoulements : lorsque les soupapes de sécurité sont ouvertes, pendant les opérations de dépressurisation et de purge des unités du procédé en cas de situation d'urgence, pendant le démarrage de certaines unités du procédé ou avant un arrêt planifié. Des dispositions existent pour séparer les liquides des gaz et pour incinérer les vapeurs libérées. Les liquides sont généralement renvoyés dans les unités du procédé ou les réservoirs. Des veilleuses sont normalement installées pour maintenir une ignition constante des vapeurs rejetées. De plus, des systèmes d'injection de vapeur d'eau bien contrôlés ont été appliqués pour permettre une combustion non-fumigène.

Des systèmes de récupération des gaz de torche sont souvent installés pour satisfaire les limites des réglementations locales concernant l'exploitation des torches, et ils doivent donc être calibrés pour se conformer à ces limites.

Installations de référence

Les torches sont courantes dans les raffineries.

Littérature de référence

[101, World Bank, 1998], [19, Irish EPA, 1993], [117, VDI, 2000], [118, VROM, 1999]

4.23.8 Techniques combinées pour réduire les polluants dans l'air

Description

L'installation SNOX retire le SO_2 , le NO_x et les particules provenant des gaz de combustion produits par les chaudières à charbon dans la centrale de raffinerie Gela.

L'installation SNOX est basée sur des procédés catalytiques où la seule matière supplémentaire nécessaire est l'ammoniac utilisé pour la suppression du NO_x . Du gaz naturel et de l'eau sont aussi nécessaires, en plus des faibles quantités d'huile de silicone pour l'unité de contrôle de la brume acide.

Le procédé produit 94 à 95 % d'acide sulfurique pur (H_2SO_4) pour la vente. Le système emploie un convertisseur catalytique pour oxyder le SO_2 en SO_3 à une température de 400 à 420 °C. Ce niveau de température permet à un dénoxydation, fonctionnant à 380 °C, d'être bien adapté dans le procédé. Une suppression importante du NO_x à un dégagement élevé de NH_3 est possible sans risque de précipitation de sulfates d'ammonium, les températures de réacteur étant supérieures à la température de décomposition (350 °C) et tout dégagement de NH_3 est détruit dans l'oxydant de SO_2 / SO_3 . Le procédé ne produit pas d'eaux usées ni de déchets, et ne consomme pas de produits chimiques en dehors de l'ammoniac pour le

contrôle du NO_x . La suppression importante de poussière est requise par l'étape de production de H_2SO_4 . Le dépoussiérage avec un rendement de 99,9 % est requis pour éviter le nettoyage fréquent du convertisseur de $\text{SO}_2 / \text{SO}_3$ et pour maintenir une bonne qualité de produit. Le convoi de gaz de combustion comprends un préchauffage de l'air, un ESP à température élevée, le côté froid de l'échangeur thermique, le réacteur de DeNO_x, l'alimentation de chaleur, le convertisseur de $\text{SO}_2 / \text{SO}_3$, l'échangeur thermique de régénération du côté chaud, le condenseur acide (fonctionnant entre 240 et 100 °C, hydratant le SO_3 et condensant le produit acide résultant) dont la chaleur est utilisée comme première étape de préchauffage de l'air de combustion. La chaleur récupérée, produite par le procédé de conversion, est substantielle et adaptée à la demande énergétique lorsque la teneur en soufre dans le combustible (pétrole ou charbon) s'élève à 2 à 3 %. Les zones présentant de la poussière qui nécessitent de l'attention lors de l'exploitation sont le HTEP, le convertisseur de $\text{SO}_2 / \text{SO}_3$ et le condenseur à couche acide simple (composé de tubes de verre boraté).

Le procédé SNOX est divisé en quatre étapes principales :

- la suppression de poussière (DE). De plus amples informations sont fournies à la Section 4.23.4
- la réduction sélective catalytique (RSC) du NO_x . De plus amples informations sont fournies à la Section 4.23.3.3
- l'oxydation catalytique de SO_2
- la condensation de H_2SO_4

La suppression de poussière (DE)

Une suppression extensive de la poussière provenant des gaz de combustion est nécessaire pour obtenir :

- une longue vie du catalyseur DeNO_x
- une longue période de fonctionnement entre deux filtrations du catalyseur d'oxydation du SO_2
- une grande pureté de l'acide sulfurique produit.

L'oxydation catalytique du SO_2

Le gaz de combustion provenant du réacteur RSC est distribué uniformément sur le catalyseur à acide sulfurique dans le convertisseur de SO_2 . Là, le SO_2 présent au départ dans le gaz de combustion est oxydé en SO_3 selon le plan de réaction suivant :

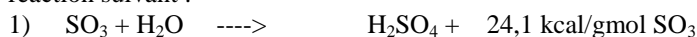


Condensation du H_2SO_4

Le gaz de combustion riche en SO_3 provenant du convertisseur de SO_2 est refroidi de 422 °C environ à 260 °C dans l'échangeur gaz/gaz, par échange thermique avec le gaz de combustion froid non converti.

Le gaz SO_3 est alors condensé dans l'échangeur thermique WSA.

Lorsque le gaz riche en SO_3 est refroidi, le SO_3 est hydraté en vapeurs d'acide sulfurique selon le plan de réaction suivant :



Le gaz nettoyé est rejeté dans l'atmosphère via la cheminée à 106 °C.

Avantages pour l'environnement

- le procédé est qualifié pour le traitement des gaz de combustion à teneur élevée en SO_2 (comme dans la raffinerie Gela)
- suppression importante de SO_2 , ainsi que de NO_x et de particules
- peu d'impacts environnementaux: aucune matière première requise (seulement une consommation d'ammoniaque pour le contrôle du NO_x), aucune production d'eaux usées ou de déchets
- aucune consommation d'eau de refroidissement
- production, comme sous-produit du procédé, de H_2SO_4 de qualité commerciale pour la vente
- récupération importante de chaleur.

Taux de suppression des particules : moins de 10 mg/Nm³ à la sortie de l'DE

Taux de suppression du NO_x : 90 – 94,7 %

Taux de suppression du SO_2 : 94 à 96 % avec 5 % v/v de O_2 et une température de 410 °C en entrée du convertisseur de SO_2 .

Effets croisés

La production de H_2SO_4 (95 % p/p de la concentration de H_2SO_4) 13 tonnes/h avec 5,5 % p/p de coke de pétrole de soufre

Applicabilité

L'installation SNOX de la raffinerie Gela a été conçue pour le nettoyage des gaz de combustion produits dans les chaudières de la centrale brûlant un mélange de fuel à teneur élevée en soufre et du coke de pétrole à teneur élevée en soufre.

Aspects économiques

Une installation SNOX conçue pour une charge de gaz de combustion de 1 million de Nm³/h à la sortie des ventilateurs de tirage coûtait 100 millions EUR.

Moteur de la mise en œuvre

Les réglementations environnementales italiennes (D.P.R. 203/88) ont imposé des limites d'émissions très sévères (particulièrement de SO₂), AgipPetroli a donc dû trouver une nouvelle manière de continuer à brûler le coke de pétrole à teneur élevée en soufre dans ses centrales de la raffinerie Gela.

Installations de référence

Raffinerie GELA AgipPetroli, démarrage en septembre 1999

Littérature de référence

[297, Italy, 2000]

4.23.9 Techniques de contrôle et de prévention des odeursDescription

Les épurateurs à ion hypochlorite sont utilisés pour la réduction des odeurs/des faibles niveaux de COV.

4.23.10 Techniques de contrôle et de prévention du bruitDescription

Les torches, les compresseurs, les pompes, les turbines et les refroidisseurs d'air nécessitent des précautions particulières en ce qui concerne les sources de bruit. Les mesures de réduction dans les raffineries se concentrent généralement sur ces types d'équipements.

4.24 Traitements des eaux usées

Cette section, ainsi que la précédente et la prochaine section, traitent des procédés au point de rejet qui apparaissent dans une raffinerie. Des informations plus approfondies à propos des techniques incluses dans cette section sont fournies dans le BREF sur les traitements des eaux usées et des gaz résiduels. Ces techniques apparaissent ici pour fournir une description d'ensemble des techniques et éviter des répétitions. La description des techniques au point de rejet n'apparaît pas dans les sections précédentes. Dans cette Section, des informations générales sur les avantages environnementaux, les effets croisés, les données d'exploitation, l'applicabilité sont présentées. Des techniques de prévention et de réduction appliquées aux différentes activités du procédé sont fournies dans chaque section traitant de ces procédés de production. En complément du système de gestion de l'eau qui peut être trouvé tout au long de ce document, cette section inclut les traitements des eaux usées. Ces techniques sont traitées uniquement dans cette section de ce document.

Les flux d'eaux usées provenant des raffineries nécessitant une purification avant rejet se composent de deux flux principaux. Le premier effluent consiste en de l'eau de procédé généré dans diverses unités de raffinage suite aux injections de vapeur et/ou du nettoyage des fractions d'hydrocarbure à l'eau. Le contact direct avec les fractions d'hydrocarbure a pour résultat une concentration élevée en produits organiques dissous. Les eaux du procédé sont traitées dans un strieur d'eau acide (SEA) quand elles contiennent du sulfure d'hydrogène et de l'ammoniaque, et sont réutilisées par la suite comme eau de lavage pour le dessaleur. L'effluent produit est très concentré en huiles et en solides, a une consommation élevée d'oxygène chimique (DCO 300->600 mg/l) et peut contenir également des contaminants spécifiques pour lesquels une limite légale s'applique. Le second flux d'effluent significatif qui nécessite un traitement est composé des eaux de pluies contaminées, et est appelé ruissellement d'eau de surface, qui requiert normalement uniquement la suppression des huiles et solides libres étant donné que la DCO est généralement inférieure à 100 mg/l. Avant le traitement de l'effluent, un stripage correct et une intégration de l'eau de procédé devraient être envisagés. Les autres flux d'eaux usées qui apparaissent dans une raffinerie sont les purges de déconcentration des eaux de refroidissement, les eaux résiduelles des réservoirs et les eaux de ballastages. Cette section n'inclut que les procédés au point de rejet qui apparaissent dans le traitement des eaux usées dans les raffineries. Des informations plus approfondies concernant les techniques incluses dans ce chapitre sont fournies dans le BREF sur les traitements des eaux usées et des gaz résiduels.

Les installations de traitement des eaux usées sont des systèmes de protection environnementale avancés de contrôle de la pollution des eaux de surfaces. L'objectif du traitement des eaux usées est de supprimer les huiles flottantes et dispersées, les solides en suspension, les huiles dissoutes, notamment les BTEX, les phénols et les autres composants spécifiques comme les sulfures, le cyanure, les métaux lourds, les phosphates (quand une polymérisation est présente), les composés azotés, et autres DCO. De plus, les effluents traités peuvent être transformés pour être adaptés à une réutilisation dans le processus de raffinage. Le principe de traitement des eaux usées est basé sur (1) des techniques de séparation dédiées pour les huiles flottantes et dispersées et les solides en suspension dans les eaux usées et (2) sur la suppression des composants dissous par des traitements biologiques ou d'autres traitements.

4.24.1 Gestion des eaux usées au sein d'une raffinerie

Cette section tente de donner quelques indications sur ce qui peut être réalisé dans une raffinerie concernant la gestion des eaux usées. En d'autres termes, mieux vaut combiner les eaux usées de différents procédés ou les traiter indépendamment les uns des autres dans des installations indépendantes. Les sujets relatifs au stockage des eaux usées sont aussi inclus ici. Cette section traite des eaux usées de procédés, des eaux de refroidissements et des eaux usées sanitaires, des eaux de ballastage, des eaux de nettoyage, des eaux contaminées accidentellement par du pétrole, des eaux continuellement contaminées par le pétrole, etc.

L'intégration des eaux du procédé peut être appliquée à tous les sites industriels, que ce soit une raffinerie ou une raffinerie combinée à un complexe pétrochimique. Dans ce document les concepts et les outils pratiques pour préparer le schéma d'intégration des eaux de procédé pour une raffinerie sont présentés à la Section 4.15.7.1. Référence est faite au document BREF de l'UE sur le traitement des eaux usées.

Description

Quelques techniques à prendre en compte à cet égard sont :

1. les eaux acides peuvent être utilisées autant que possible comme eau de nettoyage de dessaleur ou comme eau de nettoyage de la colonne principale du distillat de tête FCC.
2. les eaux de procédé provenant du processus de dimérisation doivent être traitées correctement à cause de la concentration élevée classique en phosphate de ces eaux.
3. l'utilisation de bassins de compensation pour le stockage des eaux usées.
4. les réservoirs de stockage de l'eau de ballastage peuvent être la cause d'émissions importantes de COV. Une manière de prévenir ces émissions est de couvrir les bassins de compensation du système de traitement des eaux usées avec des toits flottants. La technique à prendre en compte est aussi incluse dans la Section 4.21.13
5. la température des eaux usées est contrôlée afin de réduire la volatilisation et pour sécuriser les performances du traitement biologique.
6. les eaux de pluies provenant des zones industrielles polluées (eaux pluviales d'orages) doivent être récupérées et acheminées jusqu'à une installation de traitement. Pour la récupération, un schéma de type « premier affleurant » peut être utilisé. Selon le degré initial de pollution (principalement par les huiles), l'eau contaminée doit être traitée dans un système de séparation de l'huile/eau/solides (API, unités de flottation, filtres à sable) et/ou des unités de traitement biologique. Les eaux non contaminées peuvent être rejetées directement ou réutilisées pour réduire les coûts. Il est nécessaire que la STEP soit capable de contenir de grande quantité d'eau de pluie. Pour cela, une capacité tampon suffisante doit être installée (réservoir d'eau pluviale de pluie). Dans les zones à faible pluviosité, le stripage des flux est moins pertinent.
7. le contrôle des agents tensioactifs dans les eaux usées – les agents tensioactifs entrant dans les flux d'eaux usées des raffineries augmenteront les volumes des émulsions et des dépôts générés. Les agents tensioactifs peuvent intégrer le système par de nombreuses sources y compris : le nettoyage des tampons des unités à l'aide de détergents ; le traitement de l'essence avec un point final de distillation supérieur à 400 degrés (F) produisant ainsi des substances caustiques usées ; le lavage de l'intérieur des citernes des camions-citernes ; et l'utilisation de savons et de nettoyeurs pour diverses tâches. De plus, la surutilisation et le mélange de polymères organiques utilisé pour séparer les huiles, l'eau et les solides dans le traitement des eaux usées peut réellement stabiliser les émulsions. L'utilisation d'agents tensioactifs nécessite d'être minimisée en formant les opérateurs, en acheminant les sources d'agents tensioactifs à un point en aval des unités de FAD et en utilisant un nettoyage à sec, à l'eau à haute pression ou à la vapeur pour nettoyer les surfaces huileuses ou sales.
8. installer des nettoyeurs à pression élevée - des déshuileurs à la vapeur à solvant chloré peuvent être remplacés par des nettoyeurs à pression élevée, ce qui ne génère pas de déchets de solvants usés dangereux.
9. utiliser des déshuileurs non dangereux – les solvants usés des déshuileurs classiques peuvent être réduits ou éliminés en les substituant par des produits moins toxiques et/ou biodégradables.

Avantages pour l'environnement

1. Réutilisation de l'eau au sein de la raffinerie
Le volume d'effluent de procédé peut être comparé au volume d'effluent de procédé rejeté (en excluant les eaux de refroidissement). Bien qu'en relation, les valeurs ne sont pas identiques sachant qu'il y a d'autres sources d'eau pour le système d'effluent y compris les eaux de pluie sur les surfaces de l'installation, les eaux séparées du brut, les eaux de ballastage, etc. D'un autre côté, certaines eaux vont s'évaporer, être utilisées dans des réactions chimiques, etc. Les chiffres correspondants pour les effluents de 63 raffineries européennes sont (toutes en moyennes annuelles) :

Volume moyen annuel d'effluent : 3,6 million m³/an
 Fourchette : 0,07 à 21 millions de m³ par an
 Débit moyen de l'effluent par tonne : débit de 0,53 m³/tonne
 Fourchette : débit de 0,09 à 1, millions de m³/tonne

D'autres données provenant d'un pays de l'UE+ ayant plusieurs raffineries donnent les fourchettes suivantes selon le type de raffinerie :

0,1 - 0,3 m³/tonne de débit pour les raffineries pures
 0,3 - 0,5 m³/tonne de débit pour les raffineries de lubrifiant
 0,5 - 0,8 m³/tonne de débit pour les raffineries de bitume

D'autres données provenant d'autres pays de l'UE+ donnaient une fourchette comprise entre 0,18 et 0,21 m³/tonne de débit pour trois raffineries dans ce pays.

2. Traitement correct des phosphates

3. une action a été entreprise dans le but de réduire le volume d'huile atteignant les séparateurs API
4. réduire les émissions de COV provenant des eaux usées
5. réduire les émissions de COV et sécuriser les performances du traitement biologique.

Moteur de la mise en oeuvre

Réutiliser l'eau, réduire la charge d'hydrocarbure pour le traitement des eaux usées et réduire les émissions de COV.

Ouvrages de référence

[118, VROM, 1999], [197, Hellenic Petroleum, 1999], [107, Janson, 1999], [262, Jansson, 2000], [268, TWG, 2001]

4.24.2 Désulfuration des eaux acides (SEA)

Les eaux acides provenant des diverses unités de raffinage sont pour la plupart séparées dans le SEA et peuvent normalement être réutilisées avec l'eau de nettoyage du distillat de tête de l'unité de distillation de brut comme eau de nettoyage du dessaleur. Il s'agit de la principale source d'eau de procédé dans les raffineries.

Description

La plupart des stripeurs d'eau acide ont un seul étage, nécessitant une seule colonne de stripage. La figure 4.16 montre un stripeur d'eau acide classique à un étage. Les flux d'eaux acides provenant des unités de procédé sont récupérés dans un réservoir dédié à la récupération de l'eau acide. Cela fournit un support pour la charge et agit comme un décanteur au moment de la séparation des huiles. Les eaux acides sont pompées depuis ce réservoir via un échangeur charge/effluent, jusqu'en haut de la colonne de stripage. L'eau acide est stripée à contre courant dans la colonne par de la vapeur d'eau, soit injectée directement, soit générée dans un rebouilleur. Cette colonne est généralement à reflux pour réduire la teneur en eau des gaz acides. La pression de fonctionnement dans la colonne varie entre 0,5 et 1,2 barg selon la destination du dégagement gazeux. Souvent, un contrôle du pH est appliqué pour maximiser l'élimination du H_2S ou du NH_3 .

Les dégagements de gaz acides provenant de l'unité de stripage peuvent être dirigé soit vers une unité de récupération du soufre (SRU), soit vers un incinérateur, soit vers la torche à acide. Comme l'acheminement des dégagements gazeux vers un incinérateur où une torche contribue au rejet de SO_2 et de NO_x , l'acheminement vers une installation SRU est préféré et maintenant communément utilisé. Normalement les dégagements gazeux provenant du stripeur d'eau acide, quittant le ballon de reflux, contiennent approximativement 30 mol % d'eau.

Stripage à deux étages : Le stripeur d'eau acide à deux étages diffère du stripeur à un étage en faisant fonctionner la première colonne à une faible pH (6), en éliminant le H_2S au sommet et en récupérant le NH_3 /eau par le bas, et le second étage à un pH élevé (10), éliminant le NH_3 au sommet, et stripant le flux d'eau par le bas. Il en résulte une concentration bien plus faible en H_2S et en NH_3 dans l'eau stripée à rejeter dans l'installation de traitement de l'effluent.

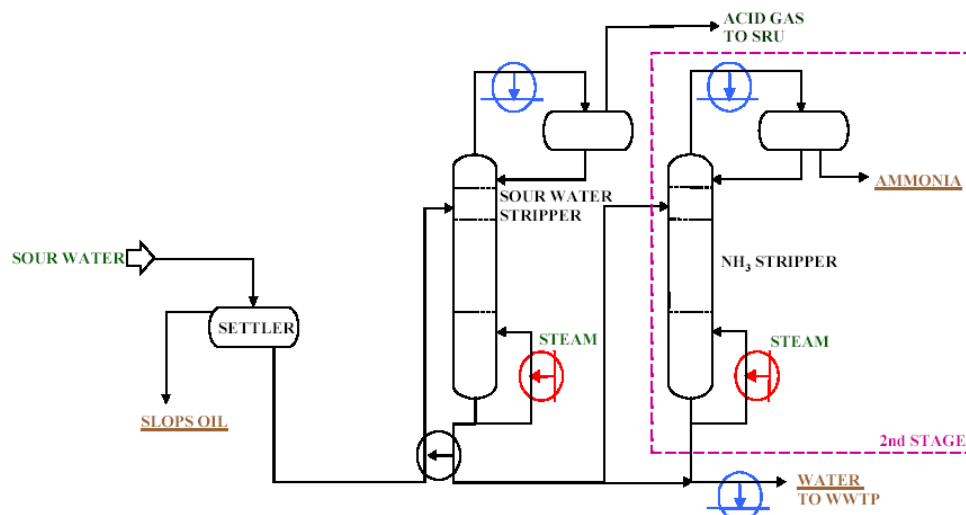


Figure 4.16 : Diagramme simplifié de flux de procédé d'une unité de stripage des eaux acides (SEA)

Remarque : La section dans le cadre en pointillé correspond au second étage d'un SEA à deux étages

Quelques autres procédés à prendre en compte :

- des infrastructure de stripage de secours ou des réservoirs supplémentaires doivent être mis à disposition pour l'eau acide. duplication du SEA
- les flux d'effluents riches en sulfure devraient être stripés avant d'être rejetés dans le traitement des effluents. La plupart des SEA ont un réservoir tampon pour éliminer les hydrocarbures entraînés qui peuvent causer un refoulement dans la SRU en aval.

Avantages pour l'environnement

Le SEA produit des dégagements gazeux acides et stripe les effluents qui sont redirigés vers les unités de flux en aval. Le tableau ci-dessous présente les stades réalisables pour un SEA à un étage.

	Source	Flux	Composition min/max	Commentaires
Emissions : gaz acide	Dégagements gazeux du SEA acheminés vers la SRU	Spécifique à l'installation	Principalement de l'H ₂ S et du NH ₃ . La teneur dépend de la qualité du brut et de la configuration de la raffinerie	SRU
Effluent : eau acide stripée (EAS)	L'effluent du SEA à utiliser comme eau de lavage du dessaleur ou dirigée vers la STEP	20 à 50 m ³ /h pour une raffinerie produisant 5Mt/an	DCO : 500mg/l H ₂ S : 10 mg/l Phénol : 30 - 100 mg/l NH ₃ : 75 - 150 mg/l	La SEA peut être réduite par la limitation de l'injection de vapeur d'eau dans les unités de procédé et en augmentant l'utilisation d'un rebouilleur

Les eaux acides séparées peuvent être acheminées vers les unités de procédé pour une réutilisation ou vers la station de traitement des eaux usées, après refroidissement si nécessaire. Normalement, les eaux acides stripées peuvent être utilisées comme eau de nettoyage du dessaleur, si leurs niveaux d'impuretés sont adéquats (NH₃ inférieur à 150 ppm et H₂S inférieur à 20 ppm). Ces limites sont nécessaires pour éviter la corrosion des unités en aval (c'est-à-dire : le système CDU du distillat de tête).

Stripage à deux étages : Dans le premier, le H₂S est séparé, tandis que dans le second, le NH₃ est éliminé de l'eau et concentré dans une solution contenant 10 % de NH₃, qui peuvent être réutilisés pour réduire les émissions de NO_x. Des exemples de données de ce stripeur à deux étages sont fournis dans le tableau ci-dessous.

Valeurs (mg/l)	Alimentation H ₂ S-stripeur-colonne 1	Écoulement NH ₃ -stripeur-colonne 2	Écoulement provenant de la STEP
DCO	14 400	599	37
Hydrocarbures	98	4	1,1
Total de N inorganique	1 373	6	7
NH ₄ -N	1 372	5	5
Phénol	182	141	0,1
Sulfure	1 323	5	0,5

Les deux étapes du procédé du SEA peuvent atteindre au final un taux de récupération en H₂S et en NH₃ de 98 % et 95 % respectivement. Sulfure d'hydrogène : 0,1 - 1,0 mg/l; ammoniacque : 1 - 10 mg/l. L'ammoniacque générée dans les deux étapes du procédé SEA peut être utilisée au sein de la raffinerie.

Les autres avantages sont une réduction de l'ammoniacque et du soufre contenus dans les eaux usées par le SEA. La réduction de l'ammoniacque entrant dans le système d'eaux usées réduit la nécessité d'un processus de nitrification/dénitrification.

L'ajout d'un réservoir d'eau acide homogénéise les différents flux d'eaux, il retire une plus grande quantité d'huile qui peut causer une obturation dans le stripeur et aide à produire des gaz acides à composition constante pour la SRU. Comme moins d'hydrocarbures entrent dans la SRU, moins de cokéfaction de catalyseur en résulte.

Effets croisés

L'acheminement des dégagements gazeux de l'unité de stripage peut influencer négativement le rendement et les conditions de fonctionnement de la SRU, principalement à cause de la teneur en NH_3 dans le gaz.

La combinaison d'un stripeur d'eau acide à 2 étages et de la réutilisation des effluents riches en NH_3 pour la réduction du NO_x du bouilleur à CO améliore la réduction de NO_x de 180 t/an à 250 t/an et les déchets solides de la STEP de 10 % à la raffinerie d'Holborn.

Données d'exploitation

Électricité (kWh/t)	Vapeur d'eau consommée (kg/t)	Consommation de substance acide et caustique
		n.d

La plupart des SEA courants sont équipés d'un réservoir tampon pour éliminer les hydrocarbures entraînés qui peuvent entraîner un refoulement dans la SRU en aval. La charge du SEA est normalement préchauffée par les échangeurs de charge/effluent dans une tour ayant une température d'entrée de 100°C pour économiser les vapeurs de stripage. Une température de charge supérieure à 100°C n'est pas recommandée puisque la vaporisation de la charge à l'entrée de la tour de stripage est à éviter.

La diminution de la teneur en eau dans le dégagement gazeux sous 30 % mol n'est pas pratiquée car des problèmes dus à des dépôts salins provenant de la phase de vapeur peuvent survenir. Ces dépôts salins surviennent particulièrement quand du CO_2 est présent dans le gaz acide, et le niveau de bisulfide d'ammonium corrosif (NH_4HS) dans le reflux condensé de la colonne de stripage augmente au-delà du seuil acceptable d'un point de vue des matières et de la corrosion.

L'utilisation d'une seconde colonne de stripage consomme un surplus de produits chimiques pour le contrôle du pH (acide, caustique) et un surplus d'énergie.

Applicabilité

Séparation à 2 étages : Dans le cas où les résidus du SEA ne sont pas réutilisés, mais envoyés au traitement biologique, il peuvent contenir encore trop de NH_3 . Afin de résoudre cela dans l'unité SEA, la colonne du stripeur d'eau acide peut être soit équipée d'un grand nombre d'étages, soit un stripeur à deux étages peut être installé (Section encadrée dans le cadre en pointillé de la Figure 4.16). Le flux d'ammoniaque plus ou moins pur provenant du haut du second stripeur peut être dirigé à la chaudière de CO de l'UFCC pour dénioxification ou vers les gaz de combustion chauds d'un four.

Aspects économiques

Le coût d'un nouveau stripeur de vapeur d'eau dépend du débit et s'élève entre 0,525 à 0,711 millions EUR.

Les coûts d'investissement pour l'extension d'un stripage existant d'eaux acides dans le stripeur de NH_3 s'élèvent à environ 3,3 millions EUR. Les coûts annuel d'exploitation (vapeur d'eau, énergie, eau de refroidissement, acide sulfurique, solution caustique, gaz combustible) pour l'installation complète avoisine les 0,45 millions EUR. En comparaison des coûts annuels d'exploitation des seuls stripeurs de H_2S (0,35 million), le coût annuel d'exploitation s'élève à environ 75 000 EUR en raison de l'extension du stripeur de NH_3 .

D'autres données montrent les coûts suivants pour les différents stripeurs d'eau acide :

Année de construction	Conception concentration en NH_3 de l'effluent (mg/l)	Performance réelle (mg/l de NH_3)	Débit de flux de la conception (m^3/h)	Coûts en capital (millions EUR)	Coûts d'exploitation/an (10^3 EUR)
1996	18		22	2,7	–
1996	10		30	4,0	21
	max 150				
1993	50		25	5,4	43
1995	50	35	32	5,3	175
1992	100		50	10,9	–

Tableau 4.48: Aspects économiques et performance d'un stripeur d'eau acide

Moteur de la mise en oeuvre

A peu près tous les procédés de raffinerie disposent d'une injection de vapeur d'eau pour améliorer les procédés de distillation ou de séparation. Cela conduit à une production d'eau acide (contenant de l'ammoniaque ou des sulfures d'hydrogène) et/ou des condensats de vapeur d'eau qui seront contaminés par des hydrocarbures. Les eaux acides nécessitent un stripage avant des traitements supplémentaires ou une réutilisation comme eau de nettoyage. La composition classique des eaux acides est de 900 mg/l de sulfure d'hydrogène, 2 000 mg/l d'ammoniaque, 200 mg/l de phénols et 15 mg/l de cyanure d'hydrogène.

Installations de référence

Le stripage à 2 étages est rarement appliqué dans les raffineries. Dans la raffinerie de Holborn en Allemagne, une SEA à 2 étages a été intégrée comme une alternative à un étage de dénitrification d'effluent dans la STEP. De même dans la nouvelle raffinerie Mider, une unité SEA à 2 étages a été installée.

Littérature de référence

[19, Irish EPA, 1993], [257, Gilbert, 2000], [118, VROM, 1999], [211, Ecker, 1999], [127, UN/ECE, 1998], [302, UBA Germany, 2000], [181, HP, 1998], [316, TWG, 2000], [115, CONCAWE, 1999]

4.24.3 Réduction et récupération des hydrocarbures dans les eaux uséesDescription

Les benzènes, phénols et les hydrocarbures en général dans les eaux usées peuvent souvent être traités plus facilement et efficacement au point où ils sont générés plutôt que dans la station de traitement des eaux usées après avoir été mélangés à d'autres eaux usées. Par conséquent, l'identification des hydrocarbures est la première mesure à envisager.

1. *Le stripage à l'azote ou à l'air* pour la récupération du benzène dans les eaux usées. Le stripage à l'azote peut être utilisé pour stripper le benzène et les autres composants faiblement aromatiques provenant des eaux usées. Le mélange est traité par des lits de charbon actif qui capturent les produits organiques permettant à l'azote nettoyé de se recycler dans le strieur d'eaux usées. Le lit de charbon est périodiquement régénéré *in situ* au contact de la vapeur d'eau : des vapeurs organiques désorbées sont portées par la vapeur d'eau jusqu'à un condenseur, puis décantées en une phase aqueuse et une phase organique. Les produits organiques sont renvoyés à la raffinerie en tant que charge de valeur
2. *L'extraction liquide - liquide* en provenance des eaux usées pour l'extraction du phénol provenant des eaux usées
3. La réduction des hydrocarbures et des composés aromatiques
4. *L'oxydation de l'air humide à haute pression*. L'eau est mélangée intensivement avec de l'air et des composants organiques sont oxydés grâce à la présence d'un catalyseur à température et pression élevées (250°C, 7 MPa) Les sulfures contenant des substances sont oxydés en sulfates ; les amines et les nitriles sont convertis en azote moléculaire
5. *L'oxydation à basse pression*. Les composés organiques persistants sont traités avec de l'oxygène et sont minéralisés dans une installation de traitement biologique. (Gaz CBO)
7. *Le procédé d'oxydation de l'eau supercritique*. De l'eau supercritique (373°C, 221 bar) est utilisée pour dissoudre les composés organiques qui sont oxydés dans un réacteur par injection d'oxygène.
8. *La technologie d'absorption d'énergie*. Les sources de contamination des hydrocarbures sont les dessaleurs (40%), les réservoirs de stockage (20 %), les systèmes de dépôts visqueux (15 %) et les autres procédés (25 %). Il est possible de reconnaître le type et l'ampleur de la contamination de l'eau directement à la source en utilisant de hautes fréquences électromagnétiques (AE - Technologie d'Absorption d'Energie).

Avantages pour l'environnement

1. Une raffinerie doit utiliser ce système pour réduire 1895 l/j d'eaux usées contenant 50 ppm de benzène, 100 ppm de toluène/xylènes et 100 ppm d'autres hydrocarbures liquides. L'unité de récupération réduit de manière consistante le benzène à un niveau inférieur à 500 ppb. Environ 35 000 kg d'hydrocarbure liquide sont renvoyés annuellement aux charges de la raffinerie. Cette technique peut aussi être appliquée pour éliminer le MTBE
2. Un taux de récupération supérieur à 99 % ou des concentrations en produits raffinés bien inférieures à 1 ppm peuvent être atteints. Avec cette technique, les eaux usées contenant plus de 1 % de phénol sont traitées pour obtenir de l'eau purifiée présentant une teneur de phénol inférieure à 1 ppm (rendements : supérieur à 99 % ; Technologie de procédé Koch, Inc.). Les eaux usées contenant du phénol peuvent également subir un traitement microbiologique.

3. Le rendement de ce procédé est établi à 99 % pour une DCO de 30 000 mg/l. Les sulfures de sodium des solutions caustiques usées peuvent être réduits de 3 % à moins de 1 mg/l (160 °C; 0,9 MPa)
4. Le rendement est supérieur à 99,9 %
5. Avec ce système, les émissions d'hydrocarbures dans l'eau peuvent être réduites (par exemple la contamination du benzène : moins 80 %).

Données d'exploitation

1. Le stripage à l'azote présente de nombreux avantages par rapport au stripage à l'air. L'absence d'oxygène réduit l'encrassement biologique du strieur et réduit le risque de refoulements de la raffinerie créant des mélanges explosifs dans l'unité de récupération.
2. Utilités : classique par m³ de charge d'eau
Electricité 159 kWh
Vapeur d'eau, 20,7 barg, 15,6 kg
Vapeur d'eau, 2,07 barg, 103 kg
Eau tempérée à 45 °C, ($\Delta T = 19$ °C) 5,6 m³
Refroidissement à 29 °C, ($\Delta T = 11$ °C) 2,5 m³

Applicabilité

1. Cette technologie est utilisée pour le traitement de l'eau de dessalage et des eaux usées des usines BTEX (Texaco Development Co ; AMCEC, Inc.).
2. Elles peuvent être conçues pour traiter des flux d'eaux usées ayant des niveaux de phénol allant de plusieurs centaines de ppm jusqu'à la saturation (approx. 7 %) et plus.
3. Cette méthode n'est pas appliquée pour les flux importants.

Aspects Economiques

1. Les coûts de conception et d'entretien de l'équipement s'élèvent à environ 1,25 millions USD. Les coûts annuels des utilités s'élèvent à environ 85 000 USD.
2. Aspects Economiques : Rentable pour des niveaux de phénols supérieurs à 1 %. Un exemple de cas de base pour un flux d'eaux usées de 27,2 m³/h contenant 6 % de phénol a été traité avec un solvant à 4,3 m³/h dans un système à quatre colonnes. La récupération globale a été de 99,3 %.
Investissement, seulement pour l'extracteur, 1,32 USD/m³
pour le système complet, 3,43 USD/m³
Valeur récupérée 3,96 USD/m³
3. Méthode très coûteuse

Moteur de la mise en oeuvre

Réduction et récupération des hydrocarbures

Installations de référence

1. Plus de 15 systèmes allant de 800 à 12 000 l/min fonctionnent actuellement dans diverses raffineries aux Etats-Unis. Le stripage de l'air pour l'élimination de MTBE a été utilisé avec succès dans au moins une raffinerie européenne.
2. Ce système est généralement appliqué quand les concentrations en phénol sont élevées.

Littérature de référence

[181, HP, 1998], [211, Ecker, 1999], [316, TWG, 2000], [321, Helm, Spencer et al., 1998]

4.24.4 Traitements primaires

L'eau de procédé provenant du SEA est la principale source d'eau de procédé dans les raffineries. De plus, certains effluents et écoulements de procédé incompatibles provenant de sites hors usine (torches et réservoirs) s'ajoutent au flux total des eaux du procédé. Cet effluent doit tout d'abord passer par un séparateur huile/eau (DLO, SLP ou API) pour éliminer les huiles et les solides et par un réservoir d'égalsation où l'écumage des autres huiles peut parfois être accompli.

Description

Des émissions de COV dans l'air (y compris le benzène) et des composants odorants (sulfures d'hydrogène et mercaptans), cependant, elles ne sont pas rares et ne peuvent pas toujours être totalement contrôlées par des mesures en amont. Toutefois, les APIs et les DLOs peuvent être fournis avec des toits comme mesure de réduction des émissions, parfois avec un traitement des dégagements gazeux (filtre biologique ou réinjectés dans le bassin d'aération). Des mesures de sécurité (explosivité des mélanges COV-air) doivent être mises en place.

Le niveau de contrôle suivant consiste à installer des joints étanches (pièges) sur les égouts, les tuyaux d'écoulements et les couvertures étanches aux gaz aux jonctions des conteneurs dans le système. L'utilisation de toits couvrants dans les séparateurs huile/eau avec de bonnes infrastructures d'élimination de l'huile empêcheront ou réduiront l'évaporation des hydrocarbures liquides provenant des surfaces exposées. Alternativement, l'incinération des vapeurs provenant de l'API peut être réalisée à partir d'un séparateur API couvert.

Avantages pour l'environnement

La performance des DLO et des API du point de vue de l'élimination des huiles suggère 50 à 100 ppm d'huile en sortie. Les émissions de COVNM provenant des séparateurs d'huile peuvent être réduites à 3 g/m³ en couvrant le DLO et l'API.

Source d'émissions	Eau huileuse des égouts/cuvettes d'assèchement/séparation et des opérations de drainage.			
Technologie de contrôle	Infrastructures de drainage automatique	Toits fixes/flottants sur les API/cuvettes d'assèchement	Incinération	Système de récupération des huiles « sèches »
Rendement	80	80 - 90 %	98 %	90%
Coûts d'investissement	0,002 – 0,03 million EUR /tank	0,001 million EUR /m ² ⁽¹⁾	1 million EUR ⁽¹⁾	n.d.
Coûts d'exploitation	faible	modéré	0,1 million EUR /an ⁽¹⁾	n.d.
Commentaire sur les autres impacts	Peut ne pas être adapté à tous les réservoirs de stockage	Limitation d'accès aux API. Les couvertures fixes peuvent nécessiter des systèmes de purge	On considère que l'API est couvert	n.d.

Tableau 4.49 : Contrôles des COV dans les opérations des eaux huileuses

(Installé et mis à niveau)

(1) source : Informations sur la propriété industrielle

Les émissions de HC provenant du système des eaux usées peuvent être déterminées par le calcul de la surface exposées du réservoir d'huiles contaminées non-traitées (séparateur API) et un facteur d'évaporation de l'huile empirique de [117, VDI, 2000]:

- 20 g/m² par heure pour le séparateur d'huile ouvert
- 2 g/m² par heure pour le séparateur d'huile couvert

Effets croisés

Quand les séparateurs API ou DLP sont couverts, les limites d'inflammabilité/d'explosion peuvent facilement être atteintes. Par conséquent, des protections environnementales et de sécurité devraient être envisagées.

Donnée d'exploitation

Les toits présentent des problèmes avec l'écémage des huiles libres.

Applicabilité

Ces systèmes sont pleinement applicables. Les DLO sont plus faciles à couvrir que les API.

Aspects Economiques

Les coûts sont estimés à environ 460 EUR par kt d'émissions de HC réduites par la disposition de toits flottants pour les bassins de séparation des eaux usées. L'investissement pour l'installation de deux plaque de toitures flottantes de 200 m³ s'élève à environ 75 000 EUR et le total annuel des coûts d'exploitation s'élève à environ 42 800 EUR par an.

Moteur de la mise en oeuvre

Réduction des émissions de COV et optimisation maximale de la récupération d'huile. Il a été estimé qu'entre 0,5 et 4% du pétrole brut transformé dans une raffinerie se retrouvait dans les eaux usées avant tout traitement, selon la complexité de la raffinerie. Par conséquent, l'huile est toujours couverte à partir du système de drainage avant que les eaux usées ne passent au traitement final.

Usines de référence

Technologie qui a fait ses preuves.

Dans certaines raffineries européennes, les séparateurs API et DLH ont été couverts.

Littérature de référence

[107, Janson, 1999], [115, CONCAWE, 1999], [258, Manduzio, 2000], [127, UN/ECE, 1998], [247, UBA Austria, 1998]

4.24.5 Traitements secondaires

L'étape suivante après les traitements primaires des eaux usées est de procéder à l'élimination des huiles dispersées et des solides par flottation d'air où ils sont transformés en flocons à l'aide de polyélectrolytes qui capturent les huiles et les solides suspendus (parfois, un filtre à sable est utilisé pour cette tâche). Le dépôt formé de cette façon est ramené à la surface de l'eau par flottation d'air où de minuscules bulles d'air sont aussi capturées par les flocons de dépôts. Le dépôt est écrémé et l'eau est acheminée vers le traiteur biologique.

Description

Emissions de COV dans l'air (benzène compris) et de composants odorants (sulfures d'hydrogène et mercaptans), cependant elles ne sont pas rares et ne peuvent pas toujours être totalement contrôlées par des mesures en amont. Toutefois, les unités de FAD peuvent être munies de toits comme mesure de réduction des émissions, parfois avec un traitement des dégagements gazeux (filtre biologique ou réinjection dans le bassin d'aération). Des mesures de sécurité (explosivité des mélanges COV-air) doivent être mises en place.

Quelques autres techniques à prendre en compte sont :

- le traitement des flotteurs FAD séparément, plutôt que de les envoyer vers le système de dépôt visqueux d'huile
- utiliser continuellement le dégagement-filtration des flux pour éliminer les produits de dégradation des amines.

Avantages pour l'environnement

Les unités de flottation atteignent 10 – 20 ppm d'huile.

Données d'exploitation

L'utilisation de produits chimiques inclut des acides et/ou des alcalis pour la correction du pH, des besoins en flocculants polyélectrolytes, FeSO_4 ou FeCl_2 des unités de floculation. Dans la pratique, la correction du pH et le dosage des polymères de l'unité de flottation de floculation nécessite une attention quotidienne et un réglage précis si nécessaire. Les besoins en énergie de la STEP sont relativement faibles, le compresseur de l'aération étant le plus gros consommateur.

Applicabilité

Pleinement applicable

Aspects économiques

Année de construction	Type	Débit de conception (m^3/h)	Coût en capital (EUR x 10^6)	Coût d'exploitation/an (EUR x 10^3)
1995	FAD	80	0,2	18
1994	FAD	300	1,4	20
1989	IAF	400	2,4	47
1993	FAD	350	8,0	683
1996	IAF	818	0,4	112
1996	FAD	50	3,1	–
1996	FAD	800	1,5	–

Moteur de la mise en oeuvre

Réduire la teneur en hydrocarbures des eaux usées.

Installations de référence Technologies qui ont fait leurs preuves.

Littérature de référence

[113, Noyes, 1993], [115, CONCAWE, 1999]

4.24.6 Traitements tertiaires

Description

Une fois les dépôts écrémés dans le processus de flottation, l'eau est acheminée vers le traiteur biologique, généralement une unité de dépôt actif, ou vers un filtre à ruissellement. Au moyen de bactéries, presque tous les hydrocarbures dissous et les autres produits organiques sont éliminés. Dans le cas où une élimination approfondie de l'azote est requise, la dénitrification dans un traiteur biologique est une option. Les bactéries (aérobie) utilisant de l'oxygène sont capables de convertir l'ammoniaque en nitrate et dans une étape dite anoxique (sans aération) dans le traiteur biologique, d'autres bactéries sont capables de convertir le nitrate en azote atmosphérique, qui s'échappe sous forme de bulles. La biomasse ou les biodépôts générés peuvent se sédimenter dans un clarificateur et, pour la majeure partie, se recycler dans traiteur biologique. Les dépôts primaires issus de l'unité de floculation et l'excès de biodépôt sont généralement envoyés vers un épaisseur avant d'être déshydratés et rejetés (Figure 4.17). Les procédés de flottation à floculation d'air peuvent fonctionner avec de l'air dissous ou de l'air forcé (FAD ou IAF respectivement).

D'autres techniques à prendre en compte sont :

- la dénitrification hétérotrophe combinée à l'oxydation de sulfure autotrophique (le potentiel réducteur du sulfure est utilisé pour éliminer l'azote via une dénitrification, simultanément les sulfures s'oxydent, donc la précipitation des sulfures dans l'une unité de traitement biologique suivante n'est plus nécessaire)
- charbon actif en granulés (CAG). Les polluants sont adsorbés et traités biologiquement dans une atmosphère riche en oxygène. (DCO réalisable : <100 mg/l)
- charbon actif en poudre (CAP) Similaire au CAG
- couverture de la station de traitement des eaux usées. Les toitures fixes sont à éviter pour des raisons de prévention des pertes (formation de vapeurs explosives)
- Emissions de COV dans l'air (benzène compris) et de composants odorants (sulfures d'hydrogène et mercaptans), cependant, elles ne sont pas rares et ne peuvent pas toujours être totalement contrôlées par des mesures en amont.
- Les bassins d'aération des traiteurs biologiques peuvent donc parfois être munis de toits comme mesure de réduction des émissions, parfois avec un traitement des dégagements gazeux (filtre biologique ou réinjection dans le bassin d'aération). Des mesures de sécurité (potentiel explosif du mélange COV-air) doivent être mises en places, même si elles sont moins dangereuses que dans les unités en amont.
-

Avantages pour l'environnement

Un bio traiteur peut éliminer 80 à 90 % des huiles dissoutes et du DCO et 90 – 98 % du DBO dans des conditions d'exploitation normales. L'élimination naturelle de l'azote est normalement d'environ 10 % dans une unité de traitement des dépôts actifs (UBA), de 70 à 80 % dans un traiteur biologique par nitrification/dénitrification (ITDN) et jusqu'à 90 % dans une unité de dénitrification tertiaire (ajoutée). Pour les HMA/phénols, une élimination de plus de 95 % peut être réalisée dans un système biologique bien adapté. L'aération à l'oxygène dans les usines de dépôts actifs peut être 50 % plus efficace que les techniques d'aération à l'air.

Effets croisés

Consommation d'énergie, les déchets de charbon actif quand les CAG ou les CAP sont appliqués et la consommation de méthanol quand la dénitrification est appliquée. Le traitement des eaux usées génère des dépôts. Si le traitement des eaux usées n'est pas correctement exploité, le volume de dépôt peut augmenter.

Données d'exploitation

Si une unité de traitement par dénitrification est mise en œuvre, l'énergie utilisée pour le pompage est relativement importante. Si une unité de traitement tertiaire est utilisée pour l'élimination de l'ammoniaque par nitrification biologique, du méthanol peut être utilisé comme une étape suivante de dénitrification comme récepteur d'oxygène pour les bactéries dénitrifiantes. Dans certaines raffineries, la poudre de charbon actif des unités de traitement biologique est dosée pour satisfaire les spécifications des rejets. La sensibilité de l'unité de traitement biologique contre les chocs de la charge (pic de rejet) des composants toxiques (par exemple, le sulfolane, le MTBE, le phénol, le cyanure, le sulfure) est relativement importante et ils devraient être évités par des mesures de prévention des déversement, une bonne surveillance et une égalisation dans un bac tampon.

Applicabilité

Pleinement applicable. Les flux toxiques ne devraient pas entrer dans une unité de traitement biologique.

Aspects économiques

Un train complet composée d'un API, d'un réservoir d'égalisation, d'un FAD, d'une ITDN, d'un clarificateur conçu pour 125 m³/h nécessite un coût d'investissement d'environ 15 millions EUR, en considérant que les infrastructures de drainage en amont existent. Les coûts d'exploitation sont de l'ordre de 1,5 EUR /m³.

Toits flottants : Une capacité de procédé de 800 m³/h d'eau huileuse peut émettre jusqu'à 1 000 t/an

Rendement : Récupération de 90 % des COV

Coûts d'investissement de 0,6 million EUR

Coûts d'exploitation : 0,03 million EUR par an

Moteur de la mise en oeuvre

Les unités de traitement biologique par dénitrification sont généralement utilisées dans des environnements sensibles aux nitrates.

Installations de référence Technologies qui ont fait leurs preuves.

Des installations de traitement biologique par nitrification/dénitrification sont opérationnelles dans les raffineries de Harburg, Godorf et Gothenbrug.

Littérature de référence

[181, HP, 1998], [45, Sema and Sofres, 1991]

4.24.7 Traitements finaux

Dans les pays où l'eau est une ressource rare, il est parfois plus intéressant d'un point de vue économique d'améliorer la qualité de l'effluent pour réutiliser l'eau comme eau de nettoyage ou même comme source pour la préparation de l'eau d'alimentation de la chaudière (EAC). Dans ce cas, la filtration à sable (FS), suivie d'une combinaison d'ultrafiltration (UF) ou d'une filtration à charbon actif (CA) et d'une osmose inverse (OI) pour l'élimination des sels génère une eau suffisamment pure pour entrer dans l'unité de déminéralisation de l'unité de préparation de l'EAC. Les autres techniques sont l'ozonation/oxydation, l'échange d'ions et l'incinération.

Description

Des techniques de réduction de la teneur en sel des eaux usées : Echange d'ion, procédé de membrane ou osmose.

Les métaux peuvent être séparés par précipitation, flottation, extraction, échange d'ion ou distillation sous vide.

Avantages pour l'environnement

Voir la Section 4.24.8

Effets croisés

Consommation d'énergie, déchets provenant des charbons actifs, membranes et dépôts métalliques épuisés.

Données d'exploitation

Du charbon actif est nécessaire si une filtration à CA apparaît dans le système.

Aspects économiques

Quand la STEP est combinée à un FS et des CA, les coûts d'exploitation de la STEP résultant sont doublés par rapport à une STEP sans ce système (cas de base). Avec une UF ou une OI, l'ensemble des coûts d'investissements et des coûts d'exploitation tripleront approximativement par rapport au cas de base.

Moteur de la mise en oeuvre

Ces systèmes ont été installés dans quelques lieux uniquement, en préparation de l'EAC. Appliqué dans les raffineries où des coupures d'eau peuvent se produire.

Installations de référence

Les filtres à sables, l'ultrafiltration, le charbon actif et l'osmose inverse sont des technologies qui ont fait

leurs preuves.

Littérature de référence

[181, HP, 1998].

4.24.8 Traitement des eaux usées de la raffinerie

Cette section contient les valeurs d'émission qui peuvent être atteintes par un traitement d'ensemble des eaux usées des raffineries. Le système d'eaux usées abordé ici traite des traitements primaire, secondaire et tertiaire.

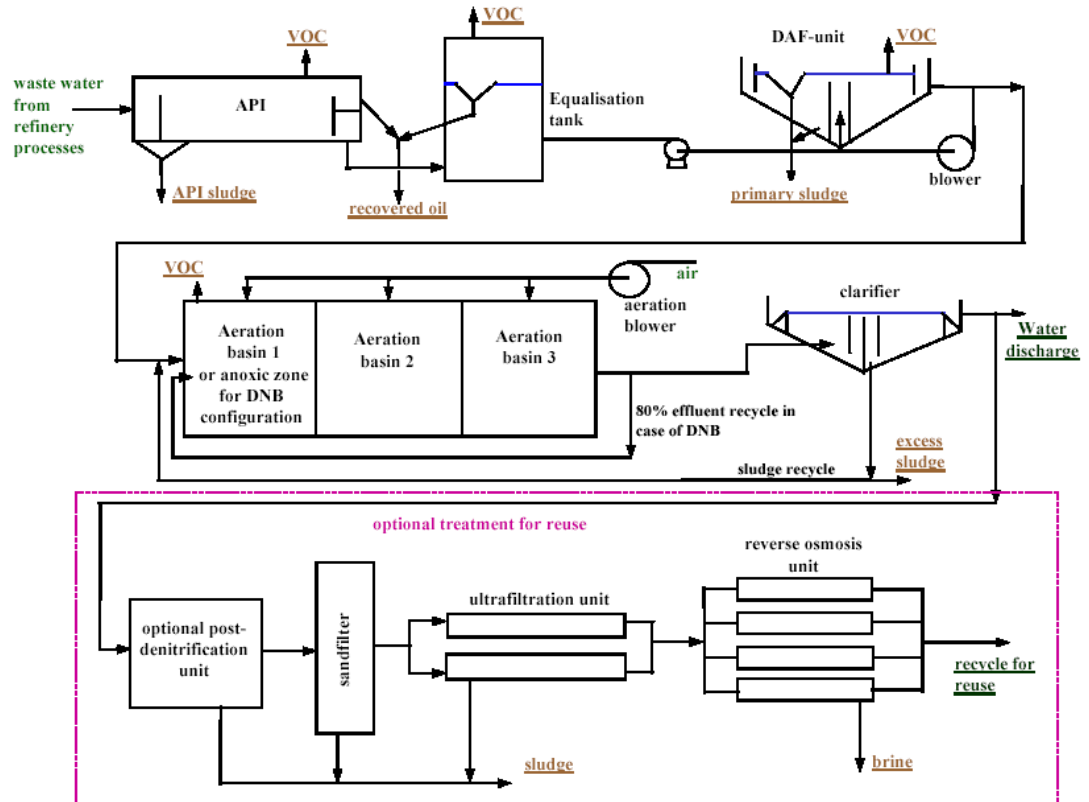


Figure 4.17 : Diagramme simplifié du flux de production d'une usine de traitement des eaux usées de raffinage typique, incluant l'unité de traitement biologique par dénitrification/nitrification.

Niveaux réalisables

Les fourchettes suivantes de niveaux de rejet sont considérées comme étant réalisables pour les paramètres essentiels de l'eau généralement utilisés pour caractériser les rejets dans l'eau d'une raffinerie utilisant une bonne combinaison des techniques décrites dans cette section.

Paramètre	Concentration (mg/l)	Charge (g/tonne de pétrole brut ou de charges traités) (moyenne annuelle)
Température	30 - 35 °C	0,01 - 3
pH	6,5 - 8,5	0,5 - 25
Teneur totale en hydrocarbure liquide	0,05 - 5	3 - 125
Consommation d'oxygène biologique (5 jours ΔTU à 20 °C)	2 - 30	0,1 - 20
Consommation d'oxygène chimique (2 heures)	30 - 160	0,5 - 60
Azote ammoniacal (en tant que N)	0,25 - 15	1 - 50
Azote total (en tant que N)	1 - 100	0,06
Solides en suspension (séchés @ 105 °C)	2 - 80	
Cyanures	0,03 - 0,1	
Fluor (raffineries utilisant l'alkylation d'HF)	1 - 10	
Nitrates	2 - 35	
Nitrites	2 - 20	
Phosphates (en tant que P)	0,1 - 1,5	
Total de P en tant que P	1 - 2	0,6 - 1,2
Sulfures	0,01 - 0,6	0,3
Sulfite	<2	
AO _x en tant que Cl	< 0,1	< 0,06
Benzène	<0,001 - 0,05	
Benzo(a)pyrène	<0,05	
BTEX	<0,001 - 0,1	0,001 - 0,005
MTBE (niveaux inférieurs pour les raffineries ne produisant pas de MTBE)	<0,001 - 0,1	
Phénols	0,03 - 0,4	0,01 - 0,25
Tensioactifs (ioniques et anioniques)	<2	
As	0,00055 - 0,1	
Cd	0,0009 - 0,05	
Cr total	< 0,5	
Cr (VI) en tant que Cr	<0,01	
Co	<0,5	
Zn	<0,5 - 1	
Pb	0,024 - 0,5	
Fe	<3 - 5	
Cu	0,003 - 0,5	
Ni	0,006 - 0,5	
Hg	< 0,0001 - 0,05	
V	< 1	

Les niveaux donnés dans ce tableau sont des fourchettes de niveaux qu'il est possible d'atteindre et provenant d'une installation de traitement d'effluent. Certaines des valeurs de concentration ont été rapportées pour différentes périodes moyennes. Aucune distinction n'a été réalisée ici. Elles sont données sur la base que 95 % des valeurs ne dépassent pas les niveaux pertinents. Le flux d'eau est calculé pour l'eau de procédé et l'eau de purge du système de refroidissement en circuit fermé.

Références : [101, World Bank, 1998], [181, HP, 1998], [262, Jansson, 2000], [257, Gilbert, 2000], [118, VROM, 1999], HELCOM and OSPAR recommendation, [268, TWG, 2001]

Tableau 4.50 : Concentration des émissions et charges trouvées dans une STEP bien exploitée

Les unités de traitement des effluents sont conçues de manière à ce que les paramètres essentiels (les solides en suspension, DCO, COT, et DBO) puissent être surveillés automatiquement pour limiter l'attention de l'opérateur et encore moins si des mesures suffisantes de gestion des courants d'eaux en amont ont été prises pour assurer une qualité constante, un flux d'eau et un amortissement adéquat. Les COT et DCO peuvent être surveillés en continu tandis que la DBO nécessite plusieurs jours pour l'analyse.

Applicabilité

La STEP occupe généralement un espace significatif dans les raffineries, en particulier l'unité de traitement biologique en raison de la relative lenteur du procédé de dégradation biologique. Afin de gagner de l'espace, il est conseillé d'intégrer les principes de gestion de l'eau dans la conception pour avoir un ensemble plus compact. La chaîne entière d'une STEP occupe un espace d'1 ha, sans inclure le bassin d'observation que beaucoup de raffineries ont installé comme dernière ligne de défense. Le volume d'eau de pluie dépend évidemment des conditions climatiques locales et de la taille et de l'aménagement de la raffinerie.

4.25 Gestion des déchets

Cette section, ainsi que les deux précédentes, traitent des procédés au point de rejet qui apparaissent dans une raffinerie. Ces techniques apparaissent ici pour fournir une description d'ensemble des techniques et éviter des répétitions. La description des techniques au point de rejet n'apparaît pas dans les sections précédentes. Dans cette Section, des informations générales sur les avantages environnementaux, les effets croisés, les données d'exploitation et l'applicabilité sont présentées. Des techniques de prévention et de réduction appliquées aux différentes activités du procédé sont fournies dans chaque section traitant de ces procédés de production. Pour compléter les informations relatives à la réduction des déchets et la prévention de la génération des déchets qui sont fournis dans ce chapitre, cette section contient les systèmes de gestion des déchets qui peuvent être rencontrés dans les raffineries. Ces techniques ne sont présentées que dans cette section dans ce document.

Les déchets résiduels des raffineries sont généralement présents sous la forme de dépôts, de catalyseurs de procédé usés, d'argile de filtre et de cendres d'incinérateur. Les autres fractions de déchets sont, entre autres, les déchets provenant de la désulfuration des gaz de combustion, des cendres volantes, des cendres de fond de réservoir, du charbon actif usé, de la poussière de filtre, des sels inorganiques comme le sulfate d'ammonium et de la chaux provenant du prétraitement de l'eau, de la terre contaminée par le pétrole, du bitume, les balayages, des solutions acides et caustiques usées, des produits chimiques. Le traitement de ces eaux inclut l'incinération, le traitement du sol hors site, le remblaiement du sol sur site, le remblaiement de sol hors site, la fixation chimique, la neutralisation, et les autres méthodes de traitement.

4.25.1 Etablissement d'un programme de gestion des déchets

Description

L'établissement d'un système de gestion de l'environnement (Section 4.15.1) devrait contenir des éléments pour prévenir la génération de déchets et quelques techniques de prévention de la pollution qui permettent de prévenir la pollution des sols et des eaux souterraines. Certaines techniques qui peuvent être incluses sont :

- la mise en œuvre d'un plan directeur des dépôts ayant pour but de réduire les dépôts générés.
- la fourniture de circuits d'échantillonnage clos
- le nettoyage et l'assemblage restreint à des zones spécialement construites et réservées à cet usage
- fournir des systèmes de drainage réservés à cet usage
- des barrières physiques comme des parois en argile ou des membranes en plastique peuvent être installées autour du site. Pour contenir efficacement la pollution par le pétrole, celles-ci doivent être étendues jusque sous la nappe phréatique. La surveillance des puits sera aussi requise pour s'assurer que si le pétrole s'accumule contre une barrière, il peut être retiré avant qu'il n'ait une chance de fuir sous cette barrière. Une seconde forme de barrière est un fossé s'étendant aussi sous le niveau de la nappe phréatique. Tout pétrole quittant le site peut être observé flottant sur l'eau dans le fossé et récupéré. La face extérieure du fossé peut être scellée à l'aide d'une couche étanche comme du ciment, du plastique, de l'argile, de la palplanche en acier, etc.
- la nappe phréatique, comme les eaux de surface, circule en fait vers le bas. On peut donc éviter que les eaux souterraines ne quittent le site en abaissant le niveau à l'intérieur du site par pompage de manière à ce que le niveau y soit inférieur à celui de l'extérieur. L'eau s'écoulera alors en direction du site plutôt que vers l'extérieur. L'eau pompée devra évidemment être rejetée. Il peut être possible d'utiliser cette eau pour l'alimentation du site. Si elle doit être rejetée, alors de la surveillance est nécessaire pour assurer qu'elle ne soit pas contaminée. Si c'est le cas, elle devra alors être traitée, et dans ce cas, cette méthode sera limitée par la capacité du système de traitement de l'effluent
- réduction de la tuyauterie souterraine. La tuyauterie souterraine peut être une source de rejets non détectés dans le sol et les eaux souterraines. L'inspection, la réparation ou le remplacement de la tuyauterie souterraine avec de la tuyauterie de surface peut réduire ou éliminer ces sources potentielles. La mise à niveau peut être très coûteuse
- réaliser une analyse de risque pour classer par ordre d'importance les cas de fuites accidentelles (les éléments à prendre en compte sont le produit dans le réservoir/les tuyaux, l'âge des équipements, la nature du sol et les eaux souterraines qui pourraient être affectées). Classer par ordre de priorité les zones où les sols imperméables sont les plus importants. Produire un plan directeur pluriannuel pour programmer les étapes nécessaires
- vérifier périodiquement les fuites dans les égouts et les tuyaux.
- conditionner correctement le catalyseur pendant son fonctionnement rallonge sa vie catalytique
- le contrôle de la teneur en sodium dans la charge du viscoréducteur réduit la formation de coke
- l'optimisation du procédé entraîne moins de produits hors spécifications et donc moins de recyclage

- recycler suffisamment les substances caustiques peut permettre d'assurer qu'elles soient complètement usées
- Le classement des mélanges de déchets, par exemple du ciment et des déchets métalliques, pourrait être rentable (une manière plus économique de rejeter certains composants) et élimine le risque de composant indésirables
- revêtement en amiante : des équipements spéciaux pour le compactage & l'emballage
- échelle et dépôts de TEL/PTM : le traitement au permanganate élimine les traces de TEL/PTM
- extraits secs huileux (sol) : déshuilage dans un extracteur d'huile
- neutralisation : mélange du catalyseur de polymérisation (H_3PO_4) avec de la chaux
- Traitement du procédé par injection de vapeur, rinçage ou régénération avant rejet : filtres en argile ou à sable ; catalyseurs
- Les extraits secs rejetés dans le système d'égouts des eaux usées peut compter pour une grande partie des dépôts huileux de la raffinerie. Les extraits secs entrant dans le système d'égouts (principalement les particules du sol) s'enduisent d'huile et sont déposés dans des dépôts huileux dans le séparateur d'huile/eau de l'API. Un dépôt classique ayant une teneur en extraits secs de 5 à 30 % du poids, empêchant un kg d'extraits secs d'entrer dans le système d'égouts peut donc éliminer 3 à 20 kg de dépôt huileux. L'étude Amoco/USA EPA a estimé que dans les installations de Yorktown, 1 000 tonnes par an d'extraits secs entraient dans le système d'égouts de la raffinerie. Les méthodes utilisées pour contrôler les extraits secs sont : utiliser une balayeuse dans les zones pavées, paver les zones non pavées, ajouter une couverture de sol sur les zones non pavées, nettoyer les extraits secs provenant des fossés et des bassins de capture, et réduire les extraits secs du nettoyage en vrac des échangeurs thermiques en utilisant des antisalissures dans l'eau de refroidissement.
- Une portion significative des déchets de la raffinerie provient des dépôts huileux trouvés dans les égouts combinés de procédé/eaux de pluie. La séparation du ruissellement relativement propre de la pluie des flux de procédés peut permettre de réduire la quantité de dépôts huileux générés. De plus, il y a un bien plus grand potentiel de récupération de l'huile provenant des flux de procédés plus faibles et concentrés.

Avantages pour l'environnement

Le but d'un tel programme est de prévenir la contamination du sol et de l'eau souterraine ainsi que de réduire la quantité de déchets générés.

Littérature de référence

[195, The world refining association, 1999], [316, TWG, 2000], [115, CONCAWE, 1999]

4.25.2 Gestion et traitement des boues

Description

Les boues sont définies comme des émulsions d'huile dans l'eau, stabilisées par la présence d'extraits secs. Dans les raffineries, un certain nombre de boues différentes sont générées par les sources suivantes : les réservoirs de brut et de produits (résidu de fond de réservoir), les unités de séparation API, les unités de floculation et de flottation, les FAD, la terre contaminée. Les boues biologiques représentent une catégorie importante des boues en termes de teneur en pétrole et de déshydratation. Selon le CONCAWE, en 1993, 44 % des boues des raffineries européennes ont été incinérées, 9 % ont été utilisées dans le cadre d'un épandage contrôlé et 30 % ont été enfouies. Il est prévu que l'épandage contrôlé et l'enfouissement des boues soient de petit à petit interdits par les législations européennes à venir, ce qui signifie que la portée de la réduction de prévention des boues, mais aussi l'incinération chez de tierces parties, augmentera dans le futur.

Le but du traitement des boues par déshydratation, séchage et/ou incinération est d'en réduire le volume et la teneur en hydrocarbures résiduels afin d'économiser sur le traitement et le rejet ultérieur. Le principe de la déshydratation mécanique par des décanteurs est basé sur les forces centrifuges et sur la différence de densité entre l'eau, l'huile et les extraits secs. Le principe des étapes de traitement thermique est basé sur une combinaison de l'évaporation par chauffage indirect et/ou destruction des constituants organiques par oxydation thermique (incinération).

Les centrifuges des décanteurs sont les plus couramment utilisées pour la déshydratation à la fois des boues huileuses et biologiques. Les séchoirs sont presque exclusivement appliqués aux boues biologiques et fonctionnent souvent comme une étape de prétraitement de l'incinération. L'épandage contrôlé des gâteaux de boues est encore pratiqué, mais il est de plus en plus restreint au vu des risques d'émissions et de contamination des sols.

Des centrifuges de décanteur sont couramment utilisées pour la déshydratation des boues et les applications de déshuilage dans l'industrie (de la raffinerie), soit comme dispositif fixe soit comme service mobile fourni par des prestataires. Les boues biologiques et huileuses déshydratées peuvent être traitées plus en profondeur en utilisant des techniques de séchage et/ou d'incinération résultant en des résidus sans huile pour lesquels des applications utiles peuvent être trouvées.

La déshydratation de boue huileuse est appliquée seulement dans des raffineries qui rejettent leurs gâteaux de boues en dehors de leurs locaux afin de réduire le volume et les coûts de rejet associés. Les rejets sont pratiqués dans des fours à ciment, des centrales à charbon, des incinérateurs dédiés aux boues, des incinérateurs municipaux et de déchets dangereux. Le séchage est à peine utilisé par les raffineries en raison des risques en termes de sécurité. Le déshuilage/la déshydratation des boues donne de faibles volumes d'extraits secs, peu de déchets de solvant (par centrifugation ou filtration).

Un diagramme simplifié du flux du procédé d'un décanteur combiné avec un incinérateur à lit fluidisé (ILF) est présenté à la Figure 4.18, cette technique étant la plus appropriée pour l'incinération de boues. La charge du gâteau de boue dans le lit de sable de l'ILF peut être accomplie grâce à une pompe volumétrique positive. L'oxygène pour l'incinération est fourni par injection d'air dans le lit via une boîte à vent et un plancher en treillis. Un ventilateur à air permet au sable de se fluidiser dans le lit. Les particules de cendres brûlées quittent le lit et sont retirées par traitement au gaz de combustion. Cela peut consister en des chaudières de récupération (CR), un dépoussiéreur électrostatique (DE), une section d'épuration, un chauffage de gaz de combustion (pour éviter un panache visible de vapeur d'eau), un ventilateur de gaz de combustion et une cheminée. Les cendres sont transportées par un convoyeur à chaîne/à godets ou par pneumatique à une trémie, et nécessitent généralement un dépoussiérage par pulvérisation d'eau et agglomération dans un mélangeur à palette double. Dans les incinérateurs plus petits, une trempe d'eau est utilisée pour refroidir les gaz de combustion de 850 °C à environ 150 °C avant la filtration en tissu (à sac).

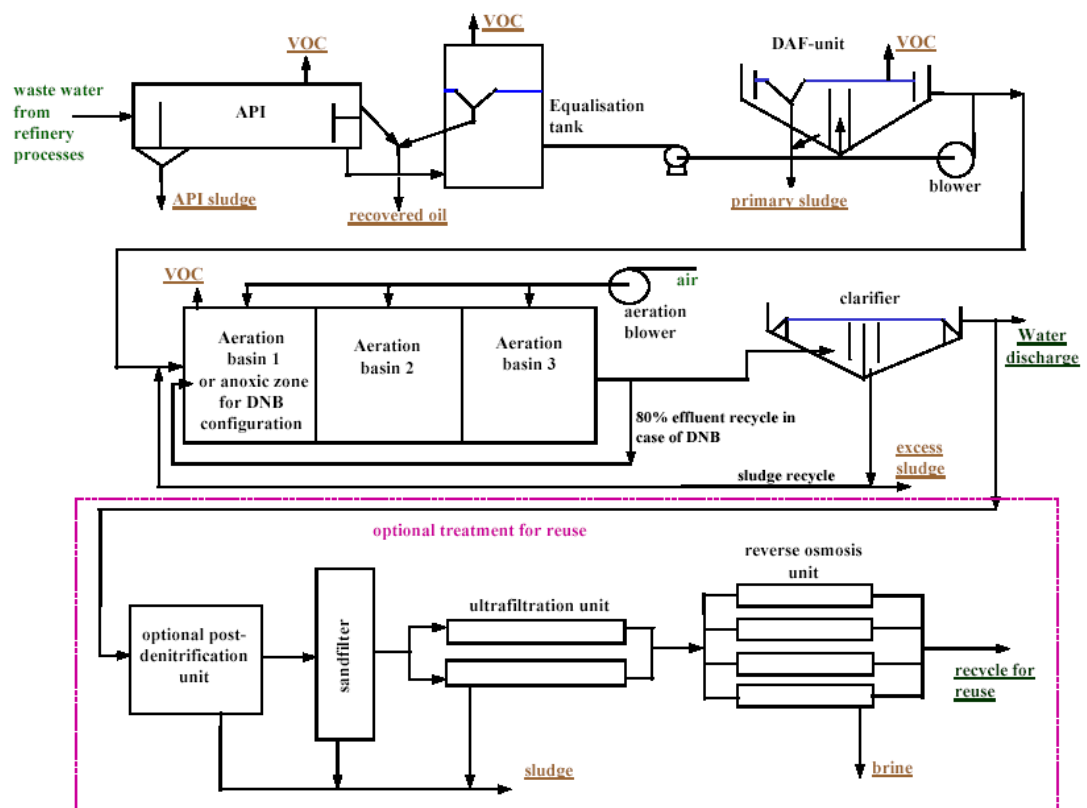


Figure 4.18 : Diagramme simplifié du flux du procédé de la manipulation et de l'incinération des boues

Les températures de fonctionnement du lit peuvent être contrôlées à 800 – 850 °C et 850 - 950 °C respectivement. La CR fonctionne entre 250 et 450 °C, le DE à 220 °C et l'épurateur entre 200 et 50 °C. Dans un ILF, toutes les cendres sont transportées vers le haut avec les gaz de combustion, ce qui fournit une charge importante de poussière (généralement 50 000 mg/Nm³) vers la CR et le DE. Environ 50 % de la poussière est collectée dans la CR, qui peut être considérée comme une chambre de dépôt. Le

rendement de captage d'un DE est généralement de 99%, laissant le système d'épuration (venturi) éliminer $\pm 500 \text{ mg/Nm}^3$ pour atteindre la limite rigoureuse de la CEC de 5 mg/Nm^3 . Les cendres peuvent trouver une application utile dans le ciment ou l'asphalte selon leur qualité.

Il devrait être mentionné que les émissions de SO_2 , NO_x , CO, de composés organiques, de HPA, de métaux lourds générés par ces systèmes devraient être contrôlées correctement par des techniques de réduction adaptées.

Avantages pour l'environnement

La génération de boues peut être minimisée et peut être maintenue à des valeurs entre 0,1 et 0,5 kg par tonne de charge traitée dans la raffinerie.

Effets croisés

L'épuration peut nécessiter de la substance caustique si des composants acides (SO_2 et NO_x) sont présents dans les gaz de combustion à des concentrations qui nécessiteraient de les retirer pour atteindre les limites légales. L'ILF au traitement de gaz de combustion et gestion des cendres est un système clos, contrôlé entièrement automatiquement. Le système est maintenu à une pression légèrement négative. Le système décrit est considéré comme étant de pointe pour l'incinération de boue et est capable de satisfaire toutes les exigences légales d'émissions de cheminée. Les dioxines (PCDD/F) pourraient être un problème lors de charges importantes de chlore combinées à des conditions d'exploitation sous optimales. Dans les systèmes de traitement des gaz résiduaires des boues domestiques, des incinérateurs de filtres imprégnés de charbon actif (ACF) ou de zéolites sont installés pour le contrôle du mercure/de la dioxine. L'effluent provenant du système d'épuration peut être substantiel. La recirculation de l'eau d'épuration est une proposition rentable seulement si un traitement est requis avant la décharge.

Données d'exploitation

Des problèmes de sécurité sont associés au démarrage et à l'arrêt (planifiés ou d'urgence), pour lesquels un verrouillage du contrôle de la flamme et un système de purge à l'azote est requis. Des boues anaérobiques et pyrophoriques (résidus de fond de réservoir) peuvent causer des problèmes de sécurité pendant le stockage et le séchage. Les besoins en énergie pour le séchage et l'incinération des boues dépend beaucoup des caractéristiques du gâteau de boues (teneurs en eau et huile résiduelle). L'intégration de l'énergie à l'ILF est divisée en deux parties : le préchauffage de l'air de fluidisation principal est la norme, et la génération de vapeur d'eau peut être accomplie de manière économique avec des systèmes capables de générer plus de 8 tonnes de vapeur d'eau de particules par heure. Un désavantage intrinsèque de l'ILF est l'excédent d'air relativement important utilisé pour garder le lit fluidisé.

Applicabilité

En raison de son coût important, des options comme la réduction/le recyclage des déchets sont des options classiques de réduction des déchets à appliquer avant l'incinération des déchets. Les incinérateurs à lit fluidisé peuvent être une option pour une industrie de déchets tierce recevant des flux de déchets.

Aspects économiques

Pour un ILF à la capacité de 4 t/h de gâteau de boue (20 % d'extraits secs), une empreinte d'environ 50x100 m est requise ainsi que le stockage et la manipulation complète des gaz de combustion et des cendres. L'installation est normalement à 12 à 15 m de hauteur (réservoirs, incinérateur, CR, DE, trémie de cendres) et la hauteur de la cheminée est généralement d'au moins 40 m, selon les installations connexes. Le système décrit ci-dessus serait adapté à une raffinerie de 20 Mt/an et nécessiterait un investissement en capital d'environ 37,5 millions (installation comprise). Les coûts d'exploitation pourraient s'élever à 500 – 700 EUR/tonne d'extraits secs. Si des incinérateurs de boues domestiques de grande échelle capables de gérer des boues industrielles existent, l'installation d'un système d'incinération de boues spécialisé n'est pas viable économiquement. Cela serait certainement le cas pour les raffineries plus petites, indiquant que la déshydratation, le séchage et l'incinération contractuels sont compétitifs lors du traitement par la raffinerie.

Une combinaison de décanteurs avec un système de séchage de pointe pour les boues huileuses occupe seulement 10 à 15 % de l'espace indiqué ci-dessus, et cela impliquerait un investissement en capital de 5 millions EUR en raison du fait que le traitement coûteux des gaz de combustion est évité.

Moteur de la mise en œuvre

Dans certains emplacements, il est devenu courant ces 5 à 10 dernières années de réduire les boues, de les récupérer dans des réservoirs ou des bassins et de récupérer autant que possible les phases d'huile et d'eau après décantation par gravité.

Installations de référence

Les décanteurs centrifuges sont des technologies fiables, de pointe et ayant fait leurs preuves, qui entraînent des émissions minimales. Des décanteurs centrifuges ont été installés de manière permanente dans des raffineries à Godorf, Gothenburg et Stanlow. Plusieurs fois par an, des prestataires sont embauchés soit pour le traitement sur site des boues, soit pour les récupérer et les traiter hors du site (décantage, séchage, incinération dans des fours à ciment, des centrales ou dans des incinérateurs industriels/domestiques de déchets ou dédiés aux boues).

Les installations d'incinération des boues utilisant des systèmes à lit fluidisé sont à la pointe de la technologie mais nécessitent une conception pointue et un contrôle du procédé. Dans plusieurs raffineries (Mobil Wilhemshafen, Shell Pernis et Godorf, Esso Botlek), ces systèmes étaient déjà construits dans les années 70. Certains d'entre eux ont été démontés en raison de l'apparition d'options plus économiques de nos jours en ce qui concerne l'investissement nécessaire et l'exploitation des équipements supplémentaires de nettoyage des gaz de combustion. Le mélange des boues huileuses avec d'autres déchets et l'utilisation d'un combustible secondaire dans les fours à ciment et/ou les centrales représente une voie de rejet attractive si ces usines utilisent des techniques de rejet appropriées. Au niveau international, les industriels chargés de traiter les boues utilisent soit des décanteurs mobiles et des systèmes de séchage pour la récupération de l'huile (Impex, EPMS, récupération de terre A/S), soit des systèmes fixes de traitement des boues huileuses (ATM).

4.25.3 Gestion des catalyseurs solides usés

Un BREF sur les métaux non ferreux a déjà été publié. Dans ce BREF, les techniques utilisées pour la récupération des métaux provenant des matériaux secondaires (comme les catalyseurs de raffinerie) sont traitées de manière approfondie.

L'utilisation de procédés catalytiques dans les raffineries a augmenté de manière significative ces 20 dernières années. L'augmentation est due principalement à l'introduction de procédés de conversion des résidus catalytiques comme le craquage des résidus de pétrole lourds, l'hydrocraquage et l'hydroconversion des résidus, l'hydrométallisation et l'hydrofinissage ainsi que la production d'hydrogène. Depuis 1980, une augmentation significative des capacités d'hydroraffinage et d'hydrosulfuration ainsi que des unités de récupération du soufre et de traitement des gaz résiduels ont été développées, et leurs procédés utilisent aussi des catalyseurs. Les procédés catalytiques classiques comme le craquage catalytique à lit fluidisé, le reformage catalytique et l'isomérisation sont aussi générateurs de catalyseurs usés.

Description

La gestion des catalyseurs usés a pour but de réduire leur impact sur l'environnement et la santé humaine. À cette fin, les catalyseurs usés sont manipulés avec précaution, éliminés dans des conditions sûres, soigneusement emballés et expédiés pour réactivation ou récupération du métal. Cette dernière opération a pour but de convertir les catalyseurs usés en produits utiles pouvant être recyclés et réutilisés avec un impact minime sur l'environnement.

Le principe qui est à la base de la gestion des catalyseurs usés repose sur une manutention programmée, rigoureusement réglementée et prudente des matériaux en question, généralement par des entreprises spécialisées qui opèrent pendant l'arrêt des procédés. Des arrangements avec les fournisseurs de catalyseur frais peuvent parfois être réalisés pour qu'ils reprennent le catalyseur usé.

La régénération des catalyseurs de raffinage est généralement possible 3 ou 4 fois. Les catalyseurs usés finaux sont presque exclusivement retravaillés par des tierces parties dans des solutions commerciales d'oxyde métallique ou de sel de métal. Bien que le procédé de régénération ait été développé pour les catalyseurs FCC usés, ce procédé est à peine utilisé en raison de l'existence d'alternatives meilleur marché. Le support de catalyseur (alumine et/ou silice) peut parfois être converti en produits, ou il est rejeté. Certaines raffineries pratiquent le stockage des catalyseurs usés sur le site même de la raffinerie avec la permission des autorités. Les catalyseurs usés se distinguent par leur type, leur procédé, leur composition et leur possibilité de recyclage. Une synthèse est fournie dans le Tableau 3.78.

Les catalyseurs Co/Mo sont habituellement utilisés pour l'hydrosulfuration, l'hydrocraquage et l'hydrotraitement. Il existe de nombreuses possibilités de régénération et de récupération.

Les catalyseurs Ni/Mo sont habituellement utilisés dans les unités d'hydrotraitement et d'hydrocraquage. Il existe des moyens de régénération et de récupération.

Les catalyseurs Ni/W sont utilisés pour l'hydrofinissage des huiles lubrifiantes. Ils sont difficiles à éliminer en raison de leur forte teneur en tungstène (24% p/p).

Les catalyseurs usés FCC, qui comprennent également des catalyseurs provenant du craquage du pétrole brut et des résidus, constituent la principale catégorie de déchets de catalyse des raffineries. Il apparaît peu à peu des utilisations dans la construction de routes.

Les catalyseurs provenant des unités de reformage et d'isomérisation sont exclusivement retraités par les fournisseurs de catalyseurs neufs. Des contrats de remplacement ont été conclus depuis l'apparition de ces procédés en raison de la présence de Pt, métal noble très onéreux.

Les catalyseurs provenant des procédés d'hydrodémétallisation ont habituellement une forte teneur en vanadium (de 10 à 20%) et sont actuellement fabriqués à base d'alumine (jadis à base de silice). L'élimination directe dans l'industrie sidérurgique est probablement l'option la plus rentable.

Les lits contenant du zinc provenant des installations de production de H₂ sont habituellement recyclés dans l'industrie du zinc, qui traite les minerais de ZnS. Les quantités atteignent environ 50 tonnes par an.

Les procédés de régénération appliqués sont fondés sur les techniques de pyrométallurgie (fours de calcination, fusion et réduction) en vue d'une destruction thermique de la matrice inorganique ainsi que sur des méthodes hydrométallurgiques (extraction de solutions aqueuses et acides, cristallisation, précipitation, séparation et séchage) en vue de la récupération et de la purification des sels métalliques, soit sous forme sèche, soit sous forme de concentrés métalliques liquides.

Ces installations de récupération (de plus amples informations sont fournies dans le BREF sur les Non-Ferreux) sont généralement exploitées en lot et contiennent plusieurs opérations d'unités différentes. Seulement 5 % de produits purs sont produits sur le total des catalyseurs usés. Le reste est utilisé soit comme matériau de charge pour la fabrication d'alliages ferreux soit comme matières premières pour la fabrication de céramiques. Généralement, les installations traitent ces déchets en lots relativement réduits. Comme la composition des catalyseurs provenant des opérations d'hydrotraitement peut varier beaucoup, l'automatisation des procédés est limitée.

Avantages pour l'environnement

La récupération des métaux des catalyseurs

Effets croisés

La gestion des catalyseurs usés est un sujet de préoccupation environnementale, le stockage prolongé non-contrôlé pouvant contaminer le sol et l'eau souterraine avec des métaux lourds.

Si la raffinerie a pris des mesures appropriées de gestion des catalyseurs, les inquiétudes en matière d'environnement se concentrent généralement sur les dispositifs de régénération des catalyseurs usés. La plupart de ces usines fonctionnent actuellement avec des dispositifs de traitement adéquats des gaz de combustion et des effluents aux normes d'émissions actuelles. Ceci est une exigence importante afin qu'il soit acceptable pour les compagnies pétrolières d'utiliser ces prestataires de récupération de catalyseurs. Le revêtement des dispositifs de réception de catalyseur usé est opérationnel ou en train d'être étudié.

Données d'exploitation

La manipulation en toute sécurité des produits chimiques est un problème important pour les repreneurs de métaux de catalyseur usés, des matières pyrophoriques étant manipulées. Pour la raffinerie, l'utilisation d'énergie et de matériaux de procédé pendant la manipulation de catalyseur usé n'est pas particulièrement pertinente.

Aspects économiques

Le coût du traitement et de la récupération des métaux dépend directement de la composition du catalyseur dont il s'agit. Lorsque les déchets ont une forte teneur en métal, il est même payé un droit de

récupération au producteur de déchets. À l'heure actuelle, les coûts de traitement d'un catalyseur type d'hydrodésulfuration peuvent être de l'ordre de 500 euros/tonne. Les procédures rigoureuses qui ont récemment été adoptées au plan international, notamment en ce qui concerne l'utilisation d'un emballage spécial (la location d'un conteneur de 2 m³ coûte 5 euros/jour), l'étiquetage et l'acceptation et les frais de transport peuvent beaucoup renchérir l'opération. Aussi le traitement sur place de catalyseurs usés est-il une opération chère pour une raffinerie.

Les catalyseurs FCC usés, à la teneur limitée en V/Ni, sont acceptés avec l'assentiment des autorités par les fournisseurs de matières premières du secteur de la construction routière. Ces matériaux sont parfois utilisés pour la fabrication de ciment et d'asphalte.

Installations de référence

La régénération des catalyseurs usés a débuté au début des années 1980. Tous les traiteurs utilisent des procédés pyro- ou hydrométallurgique à différents degrés de sophistication, de capacités de récupération et de performance environnementale. Les procédés pyro- et hydrométallurgique actuellement appliqués sont considérés comme étant des technologies acceptables et ayant fait leurs preuves.

Littérature de référence

[118, VROM, 1999; 122, REPSOL, 2001]

4.25.4 Récupération et recyclage des déchets

Le recyclage et la réutilisation des déchets réduit la quantité de rejets.

4.25.4.1 Traitement des résidus lourds

Les résidus lourds générés par les raffineries sont les fractions les plus lourdes provenant des différentes unités (distillation, conversion), n'ont aucune application pour la fabrication d'autres produits et sont habituellement réutilisés dans la raffinerie. Ces résidus ont en effet une valeur calorifique qui peut être exploitée. On trouvera ci-après une liste des traitements qui peuvent être utilisés pour réduire les quantités de ces résidus :

1. Méthodes consistant à accroître la teneur en hydrogène (hydrogénation)

- **Hydrogénation catalytique** (inclue dans la Section 4.13) : Resid Fining, RCD UNIBON, Unicracking, hydrotraitement HYVAHL-ASVAHL, AUROBAN, H-Oil, LCFining, HYCON.
- **Hydrogénation non catalytique**: Hydrovisbreaking, Dynacracking, Donor Solvent Visbreaking.

2. Méthodes consistant à accroître la teneur en carbone

- **Craquage catalytique** (inclus dans la Section 4.5) : Reduced Crude Cracking (RCC), Heavy Oil Cracking, VEBA combi cracking (VCC), Deep catalytic cracking (DCC).
- **Craquage non catalytique** (inclus dans la Section 4.7 et 4.22) : cokage retardé, cokage fluide, Flexicoking, LR-Coking, Déasphaltage: DEMEX, Rose-Technology, Visbreaking, craquage thermique, oxydation partielle.

4.25.4.2 Améliorer la récupération des huiles provenant des boues huileuses

Comme les boues huileuses représentent une forte proportion des déchets solides de raffinage, toute amélioration de la récupération des huiles que contiennent les boues peut considérablement réduire le volume de déchets. Un certain nombre de technologies sont actuellement utilisées pour séparer mécaniquement l'huile, l'eau et les solides, y compris : les presses à filtre, les filtres de pression, les filtres rotatifs à vide, les centrifugeuses, les centrifugeuses à disque, les séchoirs thermiques et des combinaisons de centrifugeuses et de séchoirs.

4.25.4.3 Régénérer ou éliminer l'argile de filtrage

L'argile utilisée dans les filtres de raffinage doit être remplacée périodiquement. L'argile usée contient souvent d'importantes quantités d'hydrocarbures et doit par conséquent être considérée comme un déchet dangereux. Les techniques qui peuvent être utilisées sont les suivantes :

- Lavage de l'argile usée à l'eau ou à la vapeur pour ramener sa teneur en hydrocarbures à un niveau tel qu'elle puisse être réutilisée ou manipulée comme déchet non dangereux.
- Une autre méthode utilisée pour régénérer l'argile consiste à la laver au naphte, à la sécher à la vapeur et à la régénérer ensuite dans un four.
- Dans certains cas, le filtrage à l'argile peut être totalement remplacé par l'hydrotraitement (voir la Section 4.20.4).

4.25.4.4 Retraiter les produits hors spécifications

Il est courant dans les raffineries d'avoir des citernes spéciales (appelés « produits hors spécifications ») pour la récupération des flux d'hydrocarbures/de produits intermédiaires qui ne peuvent pas être mélangés dans les produits finaux pour le marché. Ces produits sont généralement retraités, souvent par injection dans la charge de pétrole brut conduite vers l'unité de distillation de brut ou de cokage. Souvent, les produits liquides et secs sont séparés. Le réservoir de substances liquides est équipé pour séparer (drainer) l'eau de l'huile. (pour empêcher que de l'eau ne s'introduise dans l'unité de distillation du pétrole brut). Certaines raffineries disposent d'installations séparées de traitement (distillation) de ces substances [259, Dekkers, 2000].

Les flux provenant des unités de traitement de l'eau (par exemple les mélanges hydrocarbures/eau provenant des intercepteurs) peuvent être conduits vers le réservoir de produits hors spécifications liquides. Les hydrocarbures provenant des épaisseurs de boues (centrifugeuses/décanteurs) peuvent être conduits vers les réservoirs de produits hors spécifications. De cette manière, on peut récupérer les hydrocarbures que contiennent les boues provenant des unités de FAD [259, Dekkers, 2000].

4.25.4.5 Recyclage / Réutilisation en dehors de l'installation

Quelques options pour réduire la génération de déchets est de les recycler ou de les réutiliser. Voici quelques exemples qui peuvent être considérés comme de bonnes pratiques environnementales :

- certains catalyseurs pour la récupération de métal (reformage, désulfuration) (voir la Section 4.25.3)
- lubrifiants usagés : ré-raffinage (voir la Section 4.25.4.6)
- fûts/conteneurs : reconditionnement
- la solution caustique usée peut être utilisée : (voir la Section 4.20.2)
- procédé d'alkylation : CaF_2
 - pour la production de fioul lourd
 - comme fondant (industrie de l'acier)
- revente du catalyseur de l'installation de polymérisation comme fertiliseur (4.18.2)
- la vent du gypse ou de l'acide sulfurique provenant des unités de désulfuration
- poussière : dans le procédé régénératif du gaz de combustion, selon Wellmann Lord, du NH_3 est injecté pour prévenir la formation de SO_3 . Plus de 80 % de la cendre consiste en du $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, et peut être utilisé comme fertilisant ou comme matière de base pour la production de NH_3 [250, Winter, 2000].
- papier, bois, verre, déchets de métaux
- débris de construction/démolition :
 - ciment conduit vers un broyeur, pour utilisation pour la construction de routes, etc.
 - les déchets d'asphalt sont réutilisés, par ex. pour la construction de routes

Il faut signaler que la réutilisation des fractions/résidus de déchets en dehors de la société est seulement une option, si ces fractions de déchets satisfont certains critères (comme la concentration de polluants dans le fertiliseur) et n'altèrent pas les caractéristiques du produit d'origine (par ex. lors de l'utilisation de gypse dans l'industrie du ciment).

4.25.4.6 Réutilisation des huiles lubrifiantes usagées

Description

Les huiles lubrifiantes usées peuvent être réutilisées dans les raffineries comme combustible ou comme matériau de charge pour re-raffinage. L'incinération contrôlée des lubrifiants est une autre alternative.

Avantages pour l'environnement

Réduire la quantité de lubrifiants produits dans la raffinerie et agir comme un receveur de lubrifiants usagés.

Effets croisés

Les lubrifiants usagés sont généralement non définis et peuvent contenir toutes sortes d'additifs et d'impuretés (même des PCB). L'inclusion des lubrifiants contaminés dans le fioul commercial exposerait le client à des risques importants. L'inclusion de ce déchet dans le fioul de la raffinerie pose un risque de sécurité.

Applicabilité

Quelques problèmes d'applicabilité ont été détectés. Par exemple, les lubrifiants provenant des garages peuvent contenir des chlorures organiques utilisés comme dégraissants ; dans les hydrotraiteurs ils seront convertis en HCl et entraîneront une corrosion importante dans cette unité sous haute pression remplie d'hydrogène. Le déchet de lubrifiant traité peut devenir un composant du fioul seulement après l'application de techniques de prétraitement bien contrôlées. Une telle activité de prétraitement n'est normalement pas compatible avec le fonctionnement de la raffinerie et est réalisée en dehors de la raffinerie par des sociétés spécialisées, qui sont aussi chargées de la récupération des huiles usagées. La seule exception à l'utilisation des lubrifiants usagés comme composant du fioul concerne les lubrifiants usagés qui sont générés dans la raffinerie elle-même et dont la composition est connue avec certitude.

Moteur de la mise en œuvre

Réduire la quantité de lubrifiants

Littérature de référence

[259, Dekkers, 2000].

4.25.4.7 Recyclage des échantillons de laboratoire

Les échantillons de laboratoire peuvent être recyclés dans le système de récupération des hydrocarbures.

4.25.5 Biodégradation des déchets

Cette section présente les méthodes de biodégradation des déchets de la raffinerie qui peuvent être utilisés spécifiquement dans les locaux de la raffinerie. Cette section ne fournit pas de méthode pour remédier aux sols contaminés. Comme il a été établi dans la portée de ce document, les techniques pour remédier à la contamination des sols sont considérées comme dépassant la portée de ce document.

Description

Beaucoup de produits chimiques présents dans les déchets de la raffinerie peuvent être convertis par des méthodes microbiologiques en composés inoffensifs comme de l'eau et du dioxyde de carbone. En général, la dégradation microbiologique des impuretés dans le sol est très lente dans la nature, car les conditions du procédé d'une telle dégradation sont rarement favorables. Pour accélérer la dégradation, un certain nombre de conditions doivent être remplies.

Les techniques actuelles de décontamination biologique sont basées sur l'optimisation des conditions du procédé de la dégradation microbiologique. Les micro-organismes appropriés pour la dégradation microbiologique peuvent déjà être présents dans les déchets à traiter ou peuvent être ajoutés. Cette dernière méthode est nécessaire si des micro-organismes spéciaux sont requis. Ces micro-organismes spéciaux peuvent être obtenus par sélection et adaptation.

Données d'exploitation

Les facteurs les plus importants sont la disponibilité du contrôle de la température, suffisamment d'oxygène, les nutriments et les micro-organismes appropriés. Le niveau de concentration des impuretés est aussi important, ainsi que la variation de concentration. La présence de composés toxiques peut perturber le procédé de dégradation. Parfois, la présence de composés organiques naturels a une influence positive sur le procédé de biodégradation.

En résumé, les conditions suivantes doivent être satisfaites pour optimiser le débit de dégradation des déchets générés par une raffinerie :

- un nombre suffisant de micro-organismes de souches adéquates
- des concentrations non-toxiques des impuretés et d'autres composants
- un ajustement adéquat de la teneur en eau
- la présence de nutriments en quantités suffisantes (principalement du P et du N dans un rapport de 1:10)
- la présence d'oxygène en quantité suffisante pour les procédés aérobie et un appauvrissement complet en oxygène pour les procédés en anaérobie
- des températures favorables (20 à 30 °C)
- un pH de 6 à 8
- un contrôle de la température
- des mesures doivent être appliquées pour empêcher les émissions d'impuretés volatiles ou de produits de dégradation (en couvrant la zone et en traitant l'air rejeté) dans l'air et pour prévenir les émissions dans l'eau et le sol (en scellant le sol et en réutilisant l'eau en excès).
- des impuretés en quantité suffisante (de préférence sans pics de concentration importante) pour les micro-organismes, incluant suffisamment de nutriments, de déchets, de produits inertes (par exemple, de la terre) et d'impuretés.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999]

4.25.6 Stabilisation/solidification des déchets

Description

Les procédés suivants sont couramment utilisés :

La solidification – Un procédé dans lequel des matières sont ajoutées aux déchets pour produire une matière solide. Cela peut impliquer un agent solidifiant qui entoure physiquement l'impureté (par ex. du ciment ou de la chaux), ou un procédé de fixation chimique peut être utilisé (c'est-à-dire des sorbants). Le déchet résultant est généralement une matière solide facilement manipulable à solubilité faible. Plusieurs procédés existent :

- *Les procédés à base de ciment.* Dans ce procédé, le déchet boueux est mélangé avec du ciment et pendant le procédé de solidification est incorporé dans les matrices de ciment rigides. De la même manière, les catalyseurs usés des unités de craquage catalytique peuvent être utilisés comme additifs pour la fabrication de ciment. Lorsque le ciment est utilisé, le composant du catalyseur forme des hydrates insolubles avec la chaux présente dans le mélange du ciment, qui permet aussi une meilleure fixation des métaux lourds.
- *Techniques thermoplastiques.* En général l'utilisation de techniques de solidification thermoplastiques se limite aux matières solides sèches.
- *Mélange avec du bitume.* Le traitement des déchets avec du bitume est appliqué dans l'industrie du pétrole comme une méthode de rejet. Ce procédé permet les traitements des terres à des niveaux élevés (jusqu'à 10 %) des hydrocarbures à point d'ébullition élevée.
-

La stabilisation – la solidification des déchets dans une forme chimiquement stable qui résiste à la dissolution. Cela peut être accompli par un ajustement du pH. La stabilisation résulte aussi en général en une certaine forme de solidification (monolithe ou extrait sec granulaire).

- *Stabilisation chimique.* Ces procédés sont basés sur la réaction de la chaux avec les matières des déchets et l'eau pour former un produit chimiquement stable. Lorsqu'il est compacté, la porosité dans l'eau est très faible. Cela réduit le risque de dissolution.

L'encapsulation – le revêtement ou l'enfermement complet des déchets avec une nouvelle substance non-perméable. Deux types de techniques d'encapsulation existent : la micro-encapsulation et la macroencapsulation.

Les techniques de *micro-encapsulation* sont basées sur la réduction du rapport de la surface au volume des déchets par la formation d'un monolithe de masse élevée à la perméabilité très faible.

La macro-encapsulation est le cloisonnement d'une quantité relativement importante de déchets, comme celle d'un conteneur entier de déchets. Les déchets sont macro-encapsulés en les entourant d'une matrice rigide capable de supporter du poids, et d'une enveloppe sans jointure.

Avantages pour l'environnement

La stabilisation et la solidification sont des procédés de traitement conçus pour améliorer la gestion des déchets et les caractéristiques physiques, diminuer la zone à travers laquelle les polluants peuvent se dissoudre, ou limiter la solubilité des composants dangereux.

Applicabilité

Les procédés à base de ciment : Le procédé est particulièrement efficace lorsque les déchets contiennent des métaux car le pH important du mélange de ciment, la plupart des composés en métal sont convertis en hydroxydes de métaux insolubles. Dans le cas d'un catalyseur usé, la plupart des composés en métal sont présents comme les hydroxydes qui, en tant que tel, peuvent aussi augmenter la résistance et la stabilité du ciment contenant des déchets. D'un autre côté, la présence d'impuretés organiques peut agir comme des agents interférents dans le durcissement du ciment et cela limite l'application de ce type de rejet.

Techniques thermoplastiques. En général l'utilisation de techniques de solidification thermoplastiques se limite aux matières solides sèches. Cette technique n'est pas adaptée aux déchets contenant :

- des produits chimiques organiques (ceux-ci peuvent agir comme des solvants)
- des sels oxydant (ceux-ci peuvent réagir avec la matière organique en causant des détériorations de la matière de la matrice ; à des températures élevées, ces mélanges sont extrêmement inflammables)
- les sels déshydratés (par ex. le sulfate de sodium se déshydrate facilement à des températures requises pour plastifier le bitume ; lorsque la matrice du bitume est trempée dans l'eau, la réhydratation du sulfate de sodium peut avoir lieu, et cela peut faire gonfler le bitume et le fissurer).

Mélange avec du bitume. Cette méthode est appliquée comme méthode de rejet pour le catalyseur usé de l'UFCC et utilisée pour la production d'un composant de remplissage de l'asphalte de route où le catalyseur est un composant mineur. Les particules de catalyseur sont complètement encapsulées, ce qui rend l'extraction aqueuse improbable. Ce procédé permet de traiter les sols à des niveaux élevés (jusqu'à 10 %) des hydrocarbures à point d'ébullition élevée. Le sol est mélangé avec du bitume pour produire un produit final stable adapté à l'utilisation pour la construction de route.

Stabilisation chimique. Cette technique est adaptée pour immobiliser les dépôts aqueux pour produire un produit hydrophobe en poudre qui peut être compacté. Le produit immobilisé est hydrofuge et se durcit avec le temps et a souvent de très bonnes propriétés pour des applications en ingénierie civile comme pour les fondations, les bases de réservoirs, la construction de murs de protections et de routes.

L'encapsulation est adaptée au traitement sur site des sites des rejets de goudrons acides usés et des dépôts accumulés qui sont difficiles à transporter et à rejeter par d'autres moyens. Un désavantage est que le produit traité occupe un volume plus important que le dépôt d'origine. Comme il peut être appliqué sur place, le procédé d'encapsulation peut être envisager pour les applications uniques comme pour la réhabilitation de sites de raffinerie après leur mise hors service ou le nettoyage d'un site pollué par du pétrole après un déversement. La décision d'appliquer le procédé dépend de l'utilisation future du site et de la législation locale. Le procédé est moins attractif pour le traitement de boues régulièrement produites, en raison de masse en augmentation générée pour le rejet.

Littérature de référence

[115, CONCAWE, 1999]

4.25.7 Stockage des déchets

Les déchets attendant leur rejet devraient être stockés de manière acceptable d'un point de vue environnemental, approuvé par les autorités de contrôle locales. Le stockage ne devrait pas augmenter des problèmes environnementaux secondaires comme les odeurs ou la pollution de l'eau souterraine due à la percolation des eaux de pluie à travers le site ou en provenance du site. Le stockage idéal serait dans des cuves, des conteneurs ou des sacs fermés, sur un site entouré d'un mur de protection ou de pied, avec un drainage vers un système préparé. Des précautions spéciales sont évidemment requises pour les matières pyrophoriques pour éliminer les risques d'incendie; elles doivent être conservées humidifiées, scellées ou couvertes de gaz inertes.

5 MEILLEURES TECHNIQUES DISPONIBLES (MTD)

Pour comprendre ce chapitre et son contenu, nous attirons l'attention du lecteur sur la préface de ce document, et plus particulièrement sur la cinquième section de la préface : « Comment comprendre et utiliser ce document ». Les techniques et les niveaux d'émission et/ou de consommation associés ou les fourchettes de niveaux présentés dans ce chapitre ont été étudiés par le biais d'un processus itératif qui suit les étapes suivantes :

- l'identification des questions environnementales clés pour les secteurs de la raffinerie du pétrole et des installations de gaz naturel
- l'étude des techniques les plus pertinentes pour traiter ces questions clés
- l'identification des meilleurs niveaux de performance, sur la base des données disponibles dans l'Union européenne et au niveau mondial
- l'étude des conditions dans lesquelles ces niveaux de performance sont atteints comme les coûts, les effets croisés et les principaux moteurs impliqués dans la mise en œuvre de ces techniques
- le choix des meilleures techniques disponibles (MTD) et les niveaux d'émissions et/ou de consommation associés pour ce secteur dans un sens général, selon l'Article 2(11) et l'Annexe IV de la Directive.

L'expertise du Bureau européen de l'IPPC et les groupes de travail technique (GTT) pertinents ont joué un rôle clé dans chacune de ces étapes et dans la manière dont les informations sont présentées dans ce document.

Sur la base de cette étude, les techniques et, dans la mesure du possible, les niveaux d'émissions et de consommation jugées appropriées au secteur dans son ensemble, et dans bon nombre de cas qui reflètent la performance actuelle de certaines installations du secteur, sont présentés dans ce chapitre. Lorsque les niveaux d'émissions et de consommation « associés aux meilleures techniques disponibles » sont présentés, il faut entendre que ces niveaux représentent la performance environnementale qui pourrait être anticipée suite à l'application, dans ce secteur, des techniques décrites, en gardant à l'esprit l'équilibre des coûts et les avantages inhérents dans la définition des MTD. Il ne s'agit cependant ni de valeurs limites d'émissions, ni de valeurs limites de consommation, et elles ne devraient pas être considérées comme telles. Dans certains cas, il pourrait être techniquement possible d'atteindre de meilleurs niveaux d'émissions ou de consommation, mais, en raison des coûts impliqués et des considérations croisées, ces techniques ne sont pas considérées comme des MTD appropriées au secteur dans son ensemble. Ces niveaux pourraient cependant être considérés comme justifiés dans certains cas dans lesquels des moteurs/motivations spécifiques existent.

Les niveaux d'émission et de consommation associés à l'utilisation des MTD doivent être considérés avec toutes les conditions de référence spécifiées (comme les périodes d'intégration).

Le concept de « niveaux associés aux MTD » décrits ci-dessus doit être distingué du terme de « niveau qu'il est possible d'atteindre » utilisé ailleurs dans ce document. Lorsqu'un niveau est décrit comme « réalisable » en utilisant une technique ou une combinaison de techniques particulières, cela signifie que le niveau pourrait être atteint après un certain temps dans une installation ou un procédé bien entretenu et exploité en utilisant ces techniques.

Lorsqu'elles sont disponibles, les données relatives aux coûts ont été fournies avec la description des techniques présentées dans les chapitres précédents. Celles-ci donnent une indication sur l'importance des coûts impliqués. Cependant, le coût réel d'application d'une technique sera fortement dépendant de la situation spécifique, comme par rapport aux taxes, aux frais et aux caractéristiques techniques de l'installation concernée. Il est impossible d'évaluer complètement dans ce document ces facteurs propres au site. En l'absence de données sur les coûts, les conclusions sur la viabilité économique des techniques sont tirées des observations réalisées sur les installations existantes.

L'objectif est que les MTD générales présentées dans ce chapitre constituent un point de référence par rapport auquel il sera possible d'évaluer la performance actuelle d'une installation existante, ou d'évaluer une proposition de nouvelle installation.

Elles permettront ainsi d'aider à déterminer les conditions appropriées « basées sur les MTD » pour l'installation ou pour la création de règles générales de nature contraignante selon l'Article 9(8). Il est prévu que les nouvelles installations puissent être développées pour fonctionner à un niveau similaire aux niveaux des MTD présentées ici, ou à un meilleur niveau. Il est également considéré que les installations

existantes puissent se rapprocher des niveaux des MTD ou faire mieux, en fonction de l'applicabilité technique et économique des techniques dans chacun des cas.

Si les BREF ne mettent pas en place des normes ayant force de loi, ils sont destinés à donner des informations devant servir de guide à l'industrie, aux Etats membres et aux publics sur les niveaux d'émission et de consommation atteignables lors de l'utilisation des techniques spécifiées. Les valeurs limites appropriées de chaque cas spécifique devront être déterminées en prenant en compte les objectifs de la Directive de l'IPPC et les considérations locales.

Pour compléter ce qui vient d'être dit, l'approche suivie pour l'étude des MTD dans ce document peut être résumée par les étapes suivantes :

- 1) La performance environnementale – équilibrée avec les effets croisés sur l'environnement – est le principal critère utilisé pour déterminer les MTD. De plus, une technique considérée comme MTD devrait disposer d'une applicabilité prouvée dans les secteurs de la raffinerie ou tout autre secteur industriel. Dans ce dernier cas, l'expertise des membres du GTT devrait conclure à l'absence de limites techniques à sa mise en œuvre dans le secteur de la raffinerie.
- 2) Une technique considérée comme MTD doit être économiquement viable dans le secteur. Pour cette étude, une technique est considérée économiquement viable dans le secteur de la raffinerie si elle a déjà été appliquée un certain nombre de fois (plus la technique est complexe et coûteuse, plus le nombre d'expériences d'exploitation nécessaires est important) dans le secteur de la raffinerie ou d'autres secteurs industriels similaires.
- 3) Les données d'exploitation et l'applicabilité sont des critères considérés comme des limites à la mise en œuvre des MTD dans certains cas. Certaines de ces limites sont indiquées avec la MTD (comme nouvelle installation par opposition à installation existante). Les problèmes d'applicabilité générale dans la mise en œuvre des techniques dans les installations existantes (comme les problèmes d'espace, d'exploitation) ne sont pas mentionnés dans ce chapitre à moins qu'ils ne soient considérés comme étant très spécifiques (mais ils sont mentionnés dans le Chapitre 4).

Comme indiqué dans les paragraphes ci-dessus et dans la Préface, le Chapitre 5 contient, dans la mesure du possible, la fourchette des niveaux d'émission ou de performance associés à l'utilisation d'une technique ou d'un groupe de techniques considérées comme faisant partie des MTD. Tous les niveaux d'émission associés aux MTD fournis dans ce chapitre sont des moyennes quotidiennes, sauf indication contraire. Les concentrations gazeuses sont données à 3% de O₂ et dans des conditions sèches sauf indication contraire. Lorsque la MTD est actuellement représentée par une seule technique, les niveaux d'émission et de performance ne peuvent être définis en tant que nombre unique en raison des différences dans les situations pratiques relatives à l'intermédiaire, au degré d'intégration, aux variations du procédé ou autres circonstances. Lorsque la MTD est constituée par un groupe ou par une combinaison de techniques, chaque technique unique au sein de ce groupe dispose de sa propre fourchette de niveaux associés. Les fourchettes appropriées à chaque technique sont cependant combinées en une seule fourchette, généralement plus étendue que celles liées à une technique unique. Dans certains cas, certaines valeurs extrêmes de la fourchette n'ont été indiquées comme ayant été atteintes que par une combinaison d'au moins deux techniques.

Les fourchettes fournies incluent le niveau d'émission le plus bas rencontré au Chapitre 4, à moins que le niveau le plus bas ait été atteint dans des circonstances locales particulières. L'extrémité supérieure de la fourchette ne correspond généralement pas à la valeur la plus élevée rencontrée dans le Chapitre 4. Cette valeur supérieure est déterminée à partir des meilleurs niveaux de performance environnementale rapportés mais prend également en compte le coût de réduction des émissions et les contraintes présentées par les exigences du procédé. A cet égard, la fourchette proposée est conforme à la définition des MTD. Pour certaines techniques, des pourcentages de réduction sont fournis ainsi que les niveaux d'émission associés. Le pourcentage de réduction (basé sur les données fournies dans les chapitres précédents) se rapporte au potentiel de cette technique : il est reconnu que si une charge plus contaminée est traitée, un pourcentage de réduction plus élevé doit être appliqué pour atteindre les valeurs d'émission associées des MTD. Chaque fourchette dispose d'un objectif et d'une importance propre et peut être utile au cours du processus d'autorisation.

Dans la détermination de la valeur supérieure de la fourchette d'émission associée dans ce chapitre, une vue divergente a été exprimée par l'industrie et par deux Etats membres. Ceux-ci considéraient que la valeur supérieure dans le Chapitre 5 devrait correspondre à la valeur supérieure rencontrée dans le Chapitre 4. D'après eux, si une technique considérée comme MTD est déjà appliquée dans une

installation et atteint une certaine valeur, cette valeur devrait être prise en compte dans la fourchette des valeurs d'émission associées.

Quelques conclusions clés pour aider les utilisateurs/lecteurs de ce document

Au cours de la préparation de ce document, plusieurs questions importantes ont été soulevées et étudiées par le GTT, et pourraient aider les futurs utilisateurs/lecteurs de ce document.

- En raison de la nature complexe des raffineries, de la diversité des configurations des raffineries et du degré élevé d'intégration du procédé, il est fortement recommandé de lire le Chapitre 5 en parallèle avec le Chapitre 4 lorsque l'on détermine la solution la plus appropriée à une raffinerie particulière. Pour aider le lecteur sur cette question, des références au Chapitre 4 ont été intégrées au Chapitre 5.
- Etant donné que la probabilité de construction de nouvelles installations en Europe est faible, l'amélioration au niveau environnemental dans le secteur est normalement obtenue en appliquant les MTD aux installations existantes. Il est souvent fait référence à cette mise en conformité rétroactive par le terme de « modernisation ». Ce document prend en compte les différences entre les installations récentes et existantes, lorsque cela est pertinent et quantifiable.
- Pour une approche intégrée dans les raffineries, il est important de noter que l'intégration inclut à la fois l'intégration des aspects environnementaux d'une unité simple et l'intégration des aspects environnementaux à la raffinerie dans son ensemble. Ceci peut être illustré par le fait que si une raffinerie envisage de construire une nouvelle unité ou de remplacer une unité existante, la nouvelle unité est susceptible d'influencer l'opération de la majeure partie (si ce n'est la totalité) des autres unités de la raffinerie, et d'influencer ainsi la performance environnementale de la raffinerie dans son ensemble.
- Certaines techniques de prévention (comme le remplacement du procédé d'alkylation par un autre procédé) qui figurent dans les sections suivantes pourraient être très difficiles à mettre en œuvre dans des installations existantes. La raison est que le passage de la pratique actuelle à une technique plus favorable à l'environnement présente certains coûts environnementaux et économiques (comme celui de la mise hors service) qui pourraient être supérieurs aux avantages environnementaux et économiques de l'application de cette technique. Ainsi, une telle application n'est justifiée qu'en cas de reconstruction ou de modifications majeures et de nouvelles installations. Certains facteurs des installations existantes, comme des limites en termes d'espace ou de hauteur, pourraient empêcher l'adoption totale de certaines de ces techniques. Une évaluation correcte ne peut être réalisée qu'au niveau local/du site.
- Sans préjudice du paragraphe précédent, les techniques de contrôle et de réduction figurant dans ce chapitre sont largement applicables aux installations récentes et existantes du secteur de la raffinerie.
- Un grand nombre de facteurs influence les décisions pour déterminer si une raffinerie devrait disposer d'une certaine technique de procédé ou d'une certaine technique de réduction de la pollution. Des facteurs tels que les produits de la raffinerie, le type de pétrole brut et le type de raffinerie devra être pris en compte lors de l'utilisation de ce document au niveau local. De la même manière, les coûts réels d'une technique dans un lieu/site peuvent différer des coûts dans un lieu/site différent : même dans un même lieu, le coût d'une technique identique peut largement différer en fonction des situations particulières. (comme les différences d'agencement des fours, de disponibilité d'espace). Des études indépendantes, comme celles menées par des entreprises de génie civil, pourraient résoudre les problèmes à mesure qu'ils se présentent, ce qui ne peut être fait correctement qu'au niveau local.
- Pour une installation existante dans laquelle la performance environnementale réelle est proche de la performance des MTD, il pourrait être approprié de considérer la rentabilité marginale de la mise en œuvre d'une nouvelle mesure afin d'atteindre le niveau des MTD. (Voir ci-dessous pour des informations supplémentaires sur l'analyse de la rentabilité.)
- En plus des MTD référencées dans ce chapitre, les MTD relatives à une raffinerie contiennent des éléments d'autres documents de l'IPPC et des réglementations internationales. Dans ce contexte, une attention particulière est attirée sur le BREF sur le stockage et la manipulation, le BREF sur le refroidissement industriel, le BREF sur le contrôle et le BREF sur les grandes installations de combustion lorsque des combustibles commerciaux (comme le gaz naturel, le fioul commercial, le gasoil) sont utilisés dans la raffinerie.

Questions liées aux MTD

Au cours de la rédaction de ce document, plusieurs conclusions clés ont été tirées, qui sont pertinentes pour la compréhension générale de ce chapitre.

Base pour comparer les raffineries

Toutes les raffineries présentent des différences dans leur configuration, l'intégration de leur procédé, leur intermédiaire, la flexibilité de leur intermédiaire, leurs produits et leurs mélanges de produits, la dimension et la conception de leur unité, leur système de contrôle et leurs infrastructures environnementales. De plus, les différences dans la stratégie du propriétaire, la situation du marché, le lieu et l'âge de la raffinerie, son développement au fil des ans, l'infrastructure disponible et les réglementations environnementales constituent entre autres les raisons de la grande variété observée au niveau des concepts, des conceptions et des modes d'exploitation des raffineries. Certaines approches cherchent cependant à normaliser les raffineries en attribuant par exemple ce que l'on appelle des indices de complexité (Voir Section 1.3.1) à une raffinerie, fournissant un outil permettant de comparer la performance des raffineries de complexité différente (voir application dans les Sections 3.1.2 et 3.10.1).

Rentabilité

Lorsque l'on évalue si l'une des techniques présentées dans le Chapitre 4 et 5 est « disponible » en général, le concept de rentabilité – prendre en compte l'investissement et les frais d'exploitation – est un outil utile pour évaluer les MTD de la technique en question par rapport aux techniques alternatives qui peuvent atteindre des niveaux de prévention ou de contrôle de la pollution comparables. Les niveaux de rentabilité (comme le coût lié à la réduction de l'émission de SO₂ d'une tonne par an) peuvent être utiles pour mettre en place ce que l'on appelle les « valeurs de référence de la rentabilité ». Ces indicateurs de rentabilité sont parfois utilisés dans d'autres industries. Certaines données fournies par le GTT à cet égard se trouvent dans certaines techniques dans le Chapitre 4 et en Annexe IV.

MTD et approches environnementales

Une question particulièrement importante au cours de la préparation de ce document a été de savoir comment traiter la question de l'intégration du procédé dans une raffinerie. Cette question peut être abordée de deux manières différentes :

- a) L'approche que l'on appelle *ascendante*, qui correspond à l'approche analytique de détail suivie dans ce document. Dans ce cas, chaque procédé/activité du secteur industriel est analysé du point de vue environnemental. Cette approche reconnaît d'entrée de jeu que certaines questions sont communes ou intégrées dans toute l'installation (les activités que l'on appelle horizontales, comme le système énergétique, le stockage, le refroidissement et la gestion intégrée de la raffinerie) et doivent être analysées sur la totalité de l'installation.
- b) L'approche que l'on appelle *descendante* ou approche globale, dans laquelle un certain objectif environnemental est attribué à la totalité de l'installation. L'approche globale est actuellement appliquée dans la régulation environnementale des raffineries, en particulier pour les émissions dans l'air. De plus amples informations sont fournies dans la Section 4.15.2.

La discussion entre les experts du GTT reflétait les différences d'opinion qui dépassent les conditions purement technico-économiques. En fait, elles pourraient être prises en compte pour refléter les différences entre les procédures législatives et administratives dans les Etats membres, qui sont en fait à leur tour le résultat des différences entre les cultures administratives et législatives. Les différences d'approche ne devraient donc pas être catégorisées comme bonnes ou mauvaises dans le cadre de la structure légale de l'IPPC. Chacune des approches devrait être respectée comme présentant ses propres mérites dans la procédure de permission et peut être utilisée de manière complémentaire plutôt que de manière contradictoire. Cependant, plusieurs conclusions importantes ont été tirées de la discussion sur chacune des approches.

- L'approche ascendante présente l'avantage que l'étude des valeurs d'émission associées à l'application de techniques individuelles sur une unité de procédé séparée est plus directe et plus conforme à l'approche utilisée dans d'autres BREF. Elle procure à l'autorité de tutelle une image claire de ce qui est considéré comme étant la meilleure performance environnementale d'un procédé/d'une activité unique d'une raffinerie et de la manière dont l'objectif peut être atteint. Cette approche nécessite que les aspects liés à l'intégration de la raffinerie dans son ensemble soient ensuite développés à partir des procédés/activités individuels. Si cela n'est pas réalisé correctement, la solution obtenue pourrait ne pas être optimale. Cette approche reconnaît que cet aspect d'intégration et le calcul du niveau global ne peuvent être correctement évalués qu'au niveau du site.

- L'approche descendante peut être utilisée à titre d'outil de gestion efficace pour hiérarchiser l'application des techniques environnementales dans les installations sans se perdre dans les relations technico-économiques complexes de la raffinerie. Elle n'apporte cependant pas de guide à l'autorité de tutelle quant aux objectifs environnementaux qui peuvent être atteints dans certains procédés/activités ni quant à la manière dont un objectif environnemental particulier peut être atteint. Avec cette approche, la flexibilité quant à la manière d'atteindre un objectif est largement laissée à l'opérateur.
- Chacune des approches reconnaît que la réduction générale des émissions est généralement atteinte dans la pratique par un effort combiné concentré sur la performance des « procédés/activités » (comme l'amélioration de l'efficacité des SRU, l'application de techniques à faible NO_x) et sur la performance de l'installation « intégrée/complète » (comme l'efficacité énergétique, la gestion du combustible, l'équilibre du soufre). En conséquence des variations importantes entre les raffineries, la série de mesures aboutissant aux émissions générales les plus faibles à des coûts acceptables peut également varier significativement d'une raffinerie à l'autre.
- Une certaine relation directe a été reconnue entre les approches. Plus le nombre de mesures environnementales appliquées est important, plus le niveau global peut être bas. L'Annexe V donne des exemples de calcul du chiffre global en considérant les valeurs d'émission associées des MTD pour des procédés/activités uniques.

Des aides à la compréhension du reste de ce chapitre

Dans les sections suivantes de ce chapitre, les conclusions des MTD pour le secteur de la raffinerie de pétrole et des installations de gaz naturel sont fournies à deux niveaux. La Section 5.1 porte sur les conclusions des MTD génériques qui s'appliquent généralement à chacun des secteurs dans leur ensemble et la Section 5.2 présente les conclusions des MTD plus spécifiques pour les différents procédés et activités analysés. Les MTD pour une raffinerie particulière sont donc la combinaison des éléments non spécifiques à l'unité applicables aux raffineries dans leur ensemble (MTD génériques) et des MTD spécifiques à l'unité applicables au cas particulier. Ces deux approches se complètent plutôt qu'elles ne se contredisent dans la pratique.

5.1 MTD génériques (totalité de la raffinerie)

Une raffinerie consiste en un certain nombre d'unités de procédé unique. La manière dont ces unités uniques sont développées en une raffinerie intégrée peut avoir un effet considérable sur les émissions. Une raffinerie bien intégrée se caractérisera par un niveau général d'émissions de polluants comparativement peu élevé. En déterminant la MTD, il est nécessaire de considérer les effets environnementaux des unités uniques et de la raffinerie dans son ensemble. Cette section fournit les éléments pour les MTD déterminées pour les raffineries dans leur ensemble. Elle comprend les MTD déterminées applicables aux Raffineries de Pétrole et aux Installations de Gaz Naturel pour la gestion environnementale et la réduction, au sens général, des émissions dans l'air, des émissions dans l'eau et des déchets solides. Ce chapitre reflète le fait que les émissions dans l'air constituent la préoccupation environnementale la plus importante des raffineries.

MTD pour un bon entretien et un bon management environnemental :

En référence aux sous-sections de la Section 4.15, un certain nombre de techniques de management environnemental sont déterminées comme étant des MTD. Il s'agit de techniques permettant l'amélioration continue de la performance environnementale. Elles fournissent le cadre pour assurer l'identification, l'adoption et le respect des options de MTD qui, bien que souvent triviales, sont importantes. Ces bonnes techniques/bons outils d'entretien/de gestion empêchent souvent les émissions.

La MTD consiste à :

- mettre en œuvre le Système de Management Environnemental (SME) et à le respecter (Voir Section 4.15.1). Un bon SME pourrait constituer en :
 - la préparation et la publication d'un rapport de performance environnementale annuel. Ce rapport permettra également de diffuser les améliorations apportées à la performance à d'autres, et constituera un véhicule pour l'échange d'informations (Art. 16 de la Directive). Les vérifications externes pourraient améliorer la crédibilité du rapport.
 - la livraison d'un plan d'amélioration de la performance environnementale aux parties prenantes une fois par an. Un tel plan assure une amélioration continue.

- la pratique d'évaluation comparative continue, y compris pour les activités d'efficacité énergétique et de conservation d'énergie, les émissions dans l'air (SO₂, NO_x, COV et particules), les déversements dans l'eau et la production de déchets. L'évaluation comparative de l'efficacité énergétique devrait faire intervenir un système interne d'améliorations de l'efficacité énergétique, ou des exercices d'évaluation comparative de l'efficacité énergétique au sein de la société ou entre des sociétés, dans un objectif d'amélioration continue et d'apprentissage.
- un rapport annuel des données du bilan matière sur les entrées et les sorties de soufre sous forme d'émissions et dans les produits (y compris les produits secondaires et hors spécifications et leur réutilisation et leur sort). (Voir Section 4.23.5)
- améliorer la stabilité de l'exploitation de l'unité en appliquant un contrôle du procédé avancé et en limitant les bouleversements de l'installation, permettant ainsi de réduire au maximum les périodes de fortes émissions (comme les interruptions et les démarrages) (voir Section 4.15.5)
- appliquer de bonnes pratiques d'entretien et de nettoyage (de plus amples informations en 4.15.3).
- mettre en œuvre un programme de sensibilisation environnementale et l'intégrer aux programmes de formation (de plus amples informations en Section 4.15.4).
- mettre en œuvre un système de contrôle permettant un traitement adéquat et un contrôle des émissions. Pour de plus amples informations sur le contrôle, référez-vous à la Section 3.26 et au BREF sur le contrôle. Les éléments d'un système de contrôle pourraient être les suivants :
 - le contrôle continu des polluants pour les débits de volume important avec une forte variabilité dans les concentrations de polluants
 - le contrôle périodique ou l'utilisation de paramètres pertinents par rapport aux émissions pour des flux présentant une faible variabilité
 - le calibrage régulier des instruments de mesure
 - la vérification périodique des mesures par mesures comparatives simultanées.

Réduction des émissions dans l'air

La réduction générale des émissions dans l'air est généralement atteinte dans la pratique par un effort combiné concentré sur la performance des « procédés/activités » (comme l'amélioration de l'efficacité des SRU, l'application de techniques à faible NO_x) et sur la performance de l'installation « intégrée/complète » (comme l'efficacité énergétique, la gestion du combustible, l'équilibre du soufre). Aucun consensus n'a cependant été atteint sur une fourchette de valeurs d'émission selon le concept global qui pourrait être associée aux MTD. Les raisons sont les suivantes : a) les différentes perceptions des fourchettes d'émission pour les procédés individuels, b) les différentes perceptions des paramètres globaux (comme concentrations comparées à charges, annuel comparé à quotidien, intégration ou exclusion de certains procédés), c) la manière dont la question de la flexibilité est résolue, d) les préoccupations environnementales (comme les paramètres globaux devraient-ils être réglés), e) la variété de raffineries en Europe (comme simple comparé à complexe, raffineries de pétrole comparées à raffineries spécialisées, utilisation de gaz à 100 % comparée à pourcentage élevé de combustible liquide, type d'intermédiaires, etc.). Plusieurs exemples de ces raisons sont fournis en Annexe V. Cependant, le Chapitre 5 contient les différentes propositions ou évaluations comparatives fournies par le GTT. Ces fourchettes d'évaluation comparative sont données avec la qualification de l'espace de temps (très important, comme cela est décrit au paragraphe 4.15.2).

La MTD consiste à :

- améliorer l'efficacité énergétique (réduction de tous les polluants atmosphériques produits par la combustion) en améliorant l'intégration et la récupération de chaleur dans toute la raffinerie, en appliquant des techniques de conservation de l'énergie et en optimisant la production/consommation énergétique (des informations plus précises quant à la manière dont cela est possible sont fournies dans la Section 5.2.10). Trois méthodes ont été identifiées pour la quantification de l'efficacité énergétique (voir Section 3.10.1 et 4.10.1). Une utilisation appropriée de ces données seraient une évaluation comparative entre les infrastructures afin de déterminer les éléments qu'il est possible d'améliorer en prenant en compte les différences locales au niveau de l'exploitation. Le GTT a fourni des données sur l'EII pour seulement dix raffineries de l'UE+ (Voir la Figure 3.7). Les données sur cet indice montrent que l'indice pour les raffineries dans le monde varie entre 55 et 165. Les valeurs les plus faibles correspondent à des raffineries davantage économes en énergie. Les données fournies par ces dix raffineries de l'UE+ varient entre 58 et 94, toutes à l'exception d'une seule (92) étant inférieures à la moyenne mondiale. Des valeurs inférieures peuvent généralement être atteintes dans des circonstances locales lorsque la chaleur de basse énergie peut être échangée à l'extérieur. Le GTT reconnaît qu'une méthode de calcul de l'efficacité énergétique transparente et standardisée est nécessaire pour comparer la performance énergétique dans le secteur (voir le chapitre Remarques de Conclusion).

- utiliser des GCR propres et, si nécessaire, des combustibles liquides combinés avec des techniques de contrôle et de réduction (voir Section 5.2.10) ou d'autres gaz combustibles comme le gaz naturel ou le GPL pour fournir le reste de la demande énergétique de la raffinerie. Lorsque les combustibles gazeux remplacent les combustibles liquides, la réduction des émissions de SO₂ et de NO_x entraînée par l'échange de combustible n'est pas compliquée à calculer pour des unités de traitement uniques, ni pour la raffinerie dans son ensemble. Les informations relatives aux effets croisés et aux restrictions d'applicabilité d'un changement total de gaz sont fournies dans la Section 4.10.2.1
- réduire les émissions de dioxyde de soufre par :
 - la quantification des émissions de soufre provenant de diverses sources de raffinerie pour identifier les principaux émetteurs dans chaque cas particulier (Voir Section 3.26). Cette quantification est un élément du bilan du soufre. De plus amples informations sur le bilan du soufre sont fournies en 4.23.5.
 - l'utilisation des MTD applicables à la réduction des émissions de SO₂ dans le système énergétique, les craqueurs catalytiques et les unités de cokéfaction (voir Sections en 5.2)
 - le fonctionnement efficace de l'unité de récupération du soufre selon 5.2.23.
 - la réduction des émissions de SO₂ émises par des contributeurs généralement de petite taille une fois qu'elles commencent à constituer une part significative des émissions totales et si cela est rentable (comme le torchage, les gaz de l'éjecteur sous vide brûlés dans les fours) (Voir Section 4.23.5.7)

Le GTT n'a pas été capable d'identifier une fourchette unique d'émissions associée à l'application des MTD selon le concept global (voir les raisons dans l'introduction aux MTD sur la réduction des émissions dans l'air). Un certain nombre d'évaluations comparatives ont cependant été identifiées (Voir Section 4.15.2) :

Pour l'approche globale de la concentration (toutes en mg/Nm³ et à 3 % d'O₂) :

- un Etat membre a proposé que la mise en œuvre totale des MTD résulte en une valeur globale de 60 – 200 (moyenne quotidienne).
- deux Etats membres ont proposé que la mise en œuvre des MTD résulte un niveau global 100 – 600 (moyenne mensuelle) sur la base des calculs en Annexe V.
- un Etat membre a proposé une valeur globale de 850 (moyenne quotidienne)
- deux Etats membres ont proposé une gamme globale 800 – 1200 (moyenne mensuelle) sur la base des pratiques actuelles.
- l'industrie a proposé une fourchette de valeur globale de 1000 – 1400 (moyenne annuelle) sur la base de la performance actuelle des raffineries européennes.

Pour l'approche globale de charge (toutes en t de SO₂/Mt de débit) :

- un Etat membre a proposé que la mise en œuvre totale des MTD résulte en une fourchette globale 50 – 230 (moyenne annuelle)
- un Etat membre a proposé une fourchette globale de 50 -210 (moyenne annuelle) sur la base du quartile supérieur des émissions spécifiques de 40 raffineries existantes de l'UE.

Les données ci-dessus démontre la grande variété de fourchettes proposées et le manque de consistance lorsque les valeurs quotidiennes/mensuelles/annuelles sont comparées (les valeurs annuelles devraient correspondre aux valeurs les plus basses).

Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche de traitement des émissions de dioxyde de soufre présentée ci-dessous dans la raffinerie dans son ensemble. Il propose de suivre sa méthode nationale de détermination et de mise en œuvre des MTD.

- réduire les émissions d'oxyde d'azote en :
 - quantifiant les sources d'émissions de NO_x afin d'identifier les principaux émetteurs (comme les fours et les chaudières, les régénérateurs de FCC et les turbines à gaz) dans chaque cas spécifique (Voir Section 3.26)
 - utilisant des MTD applicables à la réduction des émissions de NO_x dans le système énergétique et le craqueur catalytique (voir les sections correspondantes en 5.2)

Le GTT n'a pas été capable d'identifier une fourchette unique d'émissions associée à l'application des MTD selon le concept global (voir les raisons dans l'introduction aux MTD sur la réduction des émissions dans l'air). un certain nombre d'évaluations comparatives ont cependant été identifiées (voir Section 4.15.2) :

pour l'approche de concentration globale (toutes en mg/Nm³ et à 3 % d'O₂) :

- un Etat membre a proposé que la mise en œuvre totale des MTD résulte en une fourchette globale de 70 – 150 (moyenne quotidienne).

- un Etat membre a proposé que la mise en œuvre des MTD résulte sur une valeur globale de 100 – 200 (moyenne mensuelle) sur la base des calculs en Annexe V.
- un Etat membre a proposé que la mise en œuvre des MTD résulte sur une valeur globale of 150 (moyenne mensuelle) et de 200 quotidiennement.
- deux Etats membres ont proposé une fourchette globale 250 – 450 (moyenne mensuelle) sur la base des pratiques actuelles.
- l'industrie a proposé une fourchette globale de 200 – 500 (moyenne annuelle) sur la base de la performance actuelle des raffineries européennes.

Pour l'approche globale de charge (toutes en t de NO_x/Mt de débit) :

- un Etat membre a proposé une fourchette de valeurs globales de 20 -150 (moyenne annuelle) sur la base du quartile supérieur des émissions spécifiques de 40 raffineries existantes de l'UE.
- un Etat membre a proposé que la mise en œuvre totale des MTD résulte sur des valeurs globales of 80 – 170 (moyenne quotidienne).

Les données ci-dessus démontrent la grande variété de fourchettes proposées et le manque de consistance lorsque les valeurs quotidiennes/mensuelles/annuelles sont comparées (les valeurs annuelles devraient correspondre aux valeurs les plus basses).

Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche de traitement des émissions d'oxydes d'azote présentée ci-dessus dans la raffinerie dans son ensemble. Il propose de suivre sa méthode nationale de détermination et de mise en œuvre des MTD.

- réduire les émissions de particules en :
 - quantifiant les sources d'émissions de particules (en particulier les fours et les chaudières, les régénérateurs de FCC et les unités de cokéfaction) dans chaque cas spécifique (Voir Section 3.26)
 - minimisant les émissions de particules produites par la manipulation de solides (chargement/déchargement du catalyseur, manipulation du coke, transport des dépôts) en appliquant de bonnes techniques d'entretien et de contrôle (voir Sections 4.5.9.4, 4.7.8, 4.7.11, 4.25.1&3)
 - utilisant les MTD applicables à la réduction des émissions de particules dans le système énergétique, les craqueurs catalytiques et les unités de cokéfaction (voir Sections 5.2)

Le GTT n'a pas partagé beaucoup d'informations sur les valeurs des émissions de particules selon le concept global. La raison est que le concept global est moins appliqué aux émissions de particules que ce n'est le cas pour les émissions de SO₂ et de NO_x. C'est pourquoi aucune donnée n'apparaît ici. Un certain nombre d'évaluations comparatives ont cependant été incluses dans la Section 4.15.2.

- réduire les émissions de carbone organique volatile en :
 - quantifiant les sources d'émission de COV (comme par DIAL) afin d'identifier les principaux émetteurs dans chaque cas particulier (Informations supplémentaires en Section 3.26)
 - organisant des campagnes LDAR ou équivalentes. Une bonne LDAR consiste à déterminer le type de mesures, de fréquence, le type d'éléments à vérifier, le type de lignes composées, les fuites qui devraient être réparées et à quelle vitesse la mesure devrait être prise (de plus amples informations en 4.23.6.1)
 - utilisant un système de vidange d'entretien (voir Section 4.23.6.1)
 - sélectionnant et en utilisant des vannes à faibles fuites comme des vannes enveloppées de graphite ou équivalent (surtout important pour les vannes de contrôle) pour les lignes contenant du produit présentant une tension de vapeur élevée (voir Section 4.23.6.1).
 - utilisant des pompes à faibles fuites (comme des pompes étanches, à joint d'étanchéité double, avec des joints étanches aux gaz ou de bonnes garnitures mécaniques d'étanchéité) sur les lignes de produit qui transportent des fluides présentant une tension de vapeur élevée (Voir Section 4.23.6.1)
 - minimisant les brides (plus simple à appliquer à l'étape de la conception), en mettant en place des bagues d'étanchéité sur les brides qui présentent des fuites et en utilisant des produits d'étanchéité (sécurité feu) dans les brides (très important pour les échangeurs de chaleur) (voir Section 4.23.6.1)
 - colmatant, bouchant ou encapsulant les événements et les vannes de vidange ouvertes (Voir Section 4.23.6.1)
 - acheminant les soupapes de décharge contenant des émissions de COV potentiellement élevées dans la torche (Voir Section 4.23.6.1)
 - réacheminant les événements du compresseur contenant des émissions de COV potentiellement élevées dans le procédé, et lorsque cela n'est pas possible (comme entretoise du compresseur/ventilateur) dans la torche de la raffinerie pour les détruire (voir Section 4.23.6.1)

- utilisant un circuit totalement fermé dans tous les appareils d'analyse de routine (voir la Section 4.23.6.1 pour voir ce que l'on entend par appareil d'analyse de routine) qui pourraient potentiellement générer des émissions de COV
- minimisant le torchage (voir torchage en 5.2.23), comme en couvrant les séparateurs, les bassins et les bassins d'entrée et en acheminant les dégagements gazeux dans la station d'épuration. La mise en œuvre de certaines de ces techniques pourrait compromettre le bon fonctionnement de la station d'épuration ou entraîner des problèmes de sécurité dans le cas où elles seraient mal conçues et mal gérées. C'est pour cela que cette technique pourrait entraîner des problèmes techniques lors de la mise en conformité rétroactive. Considérée comme faisant partie d'un programme de réduction des odeurs. (Section 4.24.4)
- utilisant les MTD applicables à la réduction des COV lors du stockage et de la manipulation (voir 5.2.21)

La MTD pour la réduction des déversements dans l'eau consiste à :

- appliquer un programme de gestion de l'eau (dans le cadre du SME) visant à réduire
 - le volume d'eau utilisé dans la raffinerie par :

Type d'eau	Evaluation comparative de la consommation et des émissions de volumes d'eau (moyennes annuelles) (m ³ /t de débit)
Utilisation d'eau propre ¹	0,01 – 0,62 ²
Volume d'effluent de procédé ¹	0,09 – 0,53 ²
Notes :	
1 La définition de ce que chaque type d'eau fait et ne fait pas est fournie en Section 3.15. Comme indiqué en 4.15.7.1 et en 4.24.1, ces valeurs sont fortement dépendantes du type de raffinerie et ne peuvent être liées à l'utilisation des MTD. Elles devraient être considérées comme des références.	
2 La valeur supérieure de ces fourchettes correspond à la moyenne des 63 raffineries européennes. Voir Section 4.24.1.	

- les options d'intégration du flux d'eau, y compris les études d'optimisation de l'eau (voir Section 4.15.7.1).
- la réutilisation d'autant d'eau usée nettoyée que possible (voir Section 4.15.8.1)
- l'application de techniques pour réduire l'eau usée produite au cours de chaque procédé/activité particulier (voir Section 5.2)
- la contamination de l'eau par
 - la séparation des flux d'eau contaminés, peu contaminés ou non contaminés et, dans la mesure du possible, des dispositifs de vidange (Sections 4.15.6, 4.24.1). Ceci comprend le système complet d'alimentation en eau propre, l'eau de pluie, l'eau de ballastage, les eaux sanitaires, l'eau de procédé, l'eau d'alimentation de la chaudière, l'eau de refroidissement, l'eau souterraine ainsi que la collecte de l'effluent, le stockage et les divers systèmes de traitement des eaux usées (primaire, secondaire et tertiaire). Une grande partie de ces eaux finit dans un système de traitement des eaux usées unique dans lequel elle est mélangée après avoir été (pré)traitée de manière appropriée. Dans les installations existantes, cette séparation peut être très coûteuse et nécessiter de l'espace pour sa mise en œuvre.
 - la séparation de l'eau de refroidissement « à passage unique » depuis l'effluent de procédé jusqu'à ce que celui-ci ait été traité (Section 4.8.1)
 - un bon entretien lors du fonctionnement et de la maintenance des infrastructures existantes (dans le cadre du SME. Référence à la Section 4.15.3)
 - la prévention et le contrôle du déversement (4.25.1, 4.15.3)
 - l'application de techniques pour réduire la contamination de l'eau usée dans chaque procédé/activité particulière (voir Section 5.2).
- atteindre les paramètres d'eau suivants dans l'effluent de la station d'épuration (voir Tableau 4.50 en Section 4.24.8)

Paramètres	Concentration (mg/l) (moyenne mensuelle) ²	Charge (g/tonne de pétrole brut ou d'intermédiaires traités)* (moyennes annuelles)
Teneur totale en hydrocarbure	0,05 – 1,5 ¹	0,01 – 0,75 ¹
Demande en oxygène biochimique (ATU pendant 5 jours à 20 °C)	2 – 20	0,5 – 11
Demande chimique en oxygène (2 heures)	30 – 125 ³	3 – 70 ³
Azote ammoniacal (en tant que N)	0,25 – 10 ⁴	0,1 – 6

Azote total	1,5 – 25 ⁵	0,5 – 15 ⁶
Matières solides en suspension (séchées à 105 °C)	2 – 50 ⁷	1 – 25
Métaux totaux (As, Cd, Co, Cr, Cu, Hg, Ni, Pb, V, Zn) [#]	<0,1 – 4	
#	Il devrait être entendu à partir de cette fourchette que la quantité de métaux très toxiques (comme As, Cd, Hg, Pb) peut atteindre des concentrations de cet ordre de grandeur. De plus amples informations sur les niveaux atteignables pour ces métaux sont fournies dans le Tableau 4.50 en Section 4.24.8. Deux Etats membres ont déclaré que le groupe de métaux devrait être séparé en deux groupes en fonction de leur toxicité. Un Etat membre a déclaré que les fourchettes devraient être fournies pour les métaux individuels. Ces deux dernières demandes ont été reçues après accord sur les métaux totaux de la réunion du GTT.	
*	Les valeurs de charge inférieure sont les charges de raffinerie réelles fournies par le GTT. Les valeurs de la charge supérieure ont été calculées selon les évaluations comparatives du volume d'effluent de procédé de 0,53 m ³ /t (moyenne de 63 raffineries). Les données de charge d'une raffinerie particulière peuvent facilement être calculées à partir de la valeur de concentration et du taux d'effluent réel. Un Etat membre n'est pas d'accord avec les valeurs supérieures de cette colonne parce qu'elles devraient représenter les chiffres réels de la raffinerie qui sont inférieurs aux chiffres présentés ici. D'un autre côté, l'industrie pense que les valeurs de charge qui sont présentées ici ne devraient pas être des niveaux d'émission associés du tout, mais des valeurs d'évaluation comparative étant donné qu'elles dépendent de l'utilisation d'eau de la raffinerie et qu'elles sont calculées à partir d'une sélection arbitraire de l'utilisation moyenne de l'eau dans 63 raffineries (qui n'est elle-même présentée que comme une valeur d'évaluation comparative à la page 399 du BREF). Comme indiqué dans la note * de ce tableau, les charges actuelles d'une raffinerie peuvent « facilement être calculées avec la valeur de la concentration et le taux d'effluent réel », et peuvent ensuite être comparées aux valeurs de l'évaluation comparative qu'elles devraient être.	
1	Il y a des désaccords sur les méthodes analytiques permettant d'évaluer les hydrocarbures. Un Etat membre et l'Industrie affirment qu'une valeur supérieure de 3 mg/l est représentative des données d'exploitation actuelles des infrastructures de raffinerie existantes en Europe pour une station d'épuration à 3 étapes actuellement en place. Un Etat membre a proposé une valeur supérieure de 5 sur la base de performances actuelles observées dans les infrastructures existantes de son pays.	
2	Un Etat membre a déclaré que ces valeurs devraient être des moyennes quotidiennes car ces chiffres peuvent facilement être atteints avec une station d'épuration bien conçue et fonctionnant correctement. L'Industrie a déclaré qu'il devrait s'agir d'une moyenne annuelle car toutes leurs données étaient basées sur des moyennes annuelles.	
3	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur de la concentration devrait être de 75 et que la valeur supérieure de la charge devrait être de 45 parce qu'un traitement biologique standard réduit la teneur de la DCO de 90-97 %. Par conséquent, un niveau de 75 est facile à atteindre dans une unité de traitement biologique bien conçue et fonctionnant correctement.	
4	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur devrait être de 5. Ces niveaux peuvent être atteints à l'aide de stripeurs et d'étapes de nitrification/dénitrification.	
5	L'Industrie pense que lorsque l'azote n'est pas un polluant posant problème dans les eaux réceptrices, la dénitrification ne peut être une MTD étant donné que l'avantage pour l'environnement est peu important, alors que le coût en Euros (dépenses en capital) et les émissions de CO ₂ sont élevés.	
6	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur de la fourchette devrait être de 8. Il a démontré (en se fondant sur des données réelles) qu'un chiffre inférieur à 8 pouvait facilement être atteint à l'aide d'un stripeur ou d'une étape de nitrification/de dénitrification.	
7	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur devrait être de 30. Et ceci parce que l'utilisation d'une technique de sédimentation, de flottation, de filtration ou une combinaison de ces techniques peut réduire les solides en suspension de 60 – 99,99 %.	

- par une combinaison adaptée de :
 - une station d'épuration à trois étapes consistant en une séparation par gravité, une séparation physique avancée (comme UFF) et unité de traitement biologique (voir Section 4.24.4-6)
 - un procédé de nitrification/dénitrification (voir Section 4.24.6)
 - assurer que la conception de la station d'épuration présente une capacité suffisante pour éviter les charges accidentelles toxiques dans l'unité de traitement biologique, comme par l'utilisation d'un réservoir tampon, d'un réservoir de déviation, d'un réacteur surdimensionné, etc. (Voir Section 4.24.1).
 - de bonnes pratiques de procédé et un bon entretien pour éviter la contamination de l'eau usée (voir le tableau MTD ci-dessus)
 - une combinaison d'eau usée provenant de divers procédés aux qualités comparables pour le prétraitement (comme le traitement de l'eau acide provenant de l'unité primaire de distillation, le craqueur catalytique, la cokéfaction et d'autres sources d'eau acide par stripage ; voir Section 4.24.1).

La MTD pour la Gestion des Déchets Solides consiste à

- mettre en œuvre un bon système de gestion des déchets (dans le cadre du SME) (voir Sections 4.25.1-2 et 4.15.1-3). Ceci comprend :
 - un rapport annuel des quantités usées

- la mise en œuvre d'un plan avec des mesures de réduction des déchets, dont le recyclage et/ou la récupération
- l'exploitation de la station d'épuration de manière à en maximiser la performance, avec une production minimum de dépôts (Section 4.24.6)
- la mise en œuvre de bonnes activités d'entretien
- l'application des MTD déterminées dans le BREF sur les déchets à paraître
- la minimisation des déversements de pétrole et l'exclusion des déversements de pétrole qui contaminent le sol (dans le cadre des bonnes activités d'entretien (voir 4.25.1)). Il s'agit, entre autres, de :
 - mettre en œuvre un plan pour exclure les fuites des canalisations et des réservoirs (dans le cadre du SME). Ce plan pourrait inclure une inspection, un contrôle de la corrosion, des appareils de détection des fuites, des double fonds, etc. (voir Section 4.25.1)
 - réaliser une analyse du risque pour classer par ordre d'importance les cas dans lesquels une fuite accidentelle pourrait se produire (les éléments à prendre en considération sont le produit dans les réservoirs/les canalisations, l'âge de l'équipement, la nature du sol et des eaux souterraines qui seraient affectées). Hiérarchiser les zones dans lesquelles des sols imperméables sont les plus nécessaires. Produire un plan directeur pluriannuel pour programmer les étapes nécessaires (Section 4.25.1 et 4.15.6)
 - concevoir les nouvelles installations avec le minimum de canalisations souterraines possibles. Dans les installations existantes, inclure les canalisations souterraines dans le processus d'étude du risque auquel il est fait référence ci-dessus (Section 4.25.1, 4.21.22)
- appliquer des techniques pour réduire les déchets solides produits au cours de chaque procédé/activité particulière (voir Section 5.2).

5.2 MTD pour le procédé/l'activité

Cette section présente les éléments des MTD pour chaque procédé/activité traité dans ce document. Les numéros dans les titres des sections des MTD suivantes correspondent aux numéros utilisés dans les Chapitres précédents.

L'analyse des techniques de production à partir d'une perspective environnementale est une tâche requise pour ce BREF ainsi que les comparaisons entre les techniques de production alternatives, lorsqu'elles existent. Ces dernières n'ont été possibles que dans une certaine mesure en raison du manque d'informations.

2. Les MTD pour l'alkylation consistent à utiliser soit :

- une alkylation HF. En raison de l'utilisation du HF, cette technique pourrait représenter un risque élevé pour les opérateurs et le voisinage. La réduction des émissions de HF à des niveaux inférieurs à 1 mg/Nm³ par purification, à des niveaux de 20 – 40 ppm F dans les déversements dans l'eau après précipitation d'AlF₃ ou de CaF₂ est associée à la MTD. À partir des informations fournies par le GTT, il est difficile de déterminer les niveaux de fluorure qui pourront être atteints dans les déchets produits par cette technique. (Section 4.2.1)
- une alkylation en présence d'acide sulfurique. Cette technique comprend comme MTD la minimisation et la régénération de l'acide sulfurique utilisé. La régénération peut impliquer le transport et le stockage du déchet d'acide sulfurique utilisé. L'eau usée produite par ce procédé devrait être neutralisée avant d'être acheminée dans la station d'épuration. (Section 4.2.2)

3. MTD pour la production d'huile de base :

Note : Les MTD relatives aux unités de distillation sous vide et aux unités d'hydrotraitement sont déterminées selon leurs activités respectives (techniques de distillation primaire et consommatives d'hydrogène).

La MTD consiste à :

- utiliser des systèmes d'évaporation à triple effet dans les sections de récupération du solvant des unités de désasphaltage, d'extraction et de déparaffinage. Dans certains cas, il est impossible de passer d'un effet double à un effet triple pour des raisons techniques (augmentation de température et de pression). Les systèmes à triple effet sont généralement utilisés pour les intermédiaires non salissants (comme la paraffine). (voir 4.3.1)
- utiliser du n-méthyl-pyrrolidone (NMP) comme solvant dans l'extraction aromatique. Dans certains cas, le passage du procédé au furfural au procédé au NMP peut ne pas se justifier d'un point de vue environnemental ou technique, en particulier lors de la production d'huiles de base à point

d'ébullition inférieur (comme les distillats d'huile isolante pour les transformateurs électriques). Parce qu'un changement de solvant nécessite généralement une température, une pression et des volumes de solvant différents, ces techniques sont généralement très coûteuses (Voir Section 4.3.2). L'industrie affirme qu'en considérant les informations contenues dans ce document, le NMP et le furfural sont des solvants aussi viables l'un que l'autre. Du point de vue de l'industrie, aucun élément clair n'a été apporté dans le BREF pour pouvoir conclure à une préférence.

- utiliser l'hydrotraitement pour nettoyer les flux d'huile de base et le finissage de la paraffine si un nettoyage final est nécessaire. Le traitement à l'argile peut se justifier dans certains cas car la qualité du produit ne peut être atteinte par hydrotraitement, mais il produit des déchets solides. (voir 4.3.4,5)
- considérer l'application d'un système de pétrole lourd commun pour ces systèmes de récupération du solvant afin de réduire le nombre de fours (voir 4.3.10). Dans les raffineries d'huile de graissage autonomes, ceci facilitera l'application d'un traitement des gaz de combustion si du carburant liquide est utilisé (Voir 5.2.10)
- appliquer des techniques de prévention pour les émissions de COV provenant des systèmes contenant du solvant (comme le stockage). Pratiquer une évaluation comparative de la consommation de solvant (Voir 4.3.6-7)
- appliquer les MTD sur les unités de récupération du soufre dans les raffineries d'huile de dégraissage autonomes (voir 5.2.23)
- réviser la possibilité de stripage de l'eau usée provenant de l'extraction aromatique avant réutilisation (voir 4.3.9)
- prendre en considération l'effet des solvants lors de la conception et du fonctionnement de la station d'épuration. Cette MTD peut être vue comme une partie du plan de gestion de l'eau (voir Section sur les MTD génériques et 4.3.2)
- appliquer des mesures de prévention des fuites pour les systèmes contenant du solvant, pour éviter la contamination du sol et des eaux souterraines avec les solvants solubles dans l'eau utilisés. Ceci peut être considéré comme faisant partie du système de gestion des déchets (voir Section sur les MTD génériques et la Section 4.3.7)

4. La MTD pour la production de bitume consiste à :

- réduire les émissions d'aérosols et de COV (considéré comme faisant partie du programme de réduction des odeurs) en choisissant entre :
 - récupération de l'élément liquide de l'aérosol qui est dirigé dans les événements à partir du stockage et au cours des opérations de mélange/d'emplissage du bitume (comme dépoussiéreurs électrostatiques humides, purification de l'huile). Cette technique est simple à appliquer lorsque les opérations de stockage et de mélange/emplissage du bitume sont suffisamment rapprochées. (De plus amples informations dans la Section 4.4.2.3)
 - incinération à une température supérieure à 800 °C ou dans des appareils de production de chaleur industrielle. (De plus amples informations dans la Section 4.4.2.2-3). La mise en place d'un tel système dans une série d'incinérateurs pourrait être difficile d'un point de vue technique.
- appliquer des mesures de prévention des fuites (dans le cadre de la gestion des déchets) pour éviter la production de déchets (voir 4.4.4)
- appliquer les MTD sur les unités de récupération du soufre dans les raffineries de bitume autonomes (voir 5.2.23)
- appliquer les techniques suivantes si un soufflage du bitume est appliqué :
 - traiter les distillats de tête provenant de l'unité d'oxydation pour éliminer les polluants atmosphériques (comme l'huile, les solides, les COV) (dans le cadre du programme de réduction des odeurs). Si une purification de l'eau est utilisée, l'eau utilisée dans l'épurateur par voie humide doit être nettoyée avant d'être réutilisée. Si une incinération est utilisée, le gaz soufflé peut être utilisé dans les appareils de production de chaleur industrielle (voir 4.4.2.1).
 - envoyer le condensat d'eau accumulée dans un stripeur d'eau acide. Dans certains cas, en raison de la qualité et de la quantité d'eau produite et d'un dimensionnement possible de l'SEA, ceci pourrait ne pas être justifié d'un point de vue économique (voir 4.4.3).
 - acheminer les hydrocarbures condensés dans le système de produits de récupération ou méthode de récupération alternative (comme la récupération des dépôts) (voir 4.4.22).

5. Craquement catalytique

Une unité de craquement catalytique fait généralement partie d'un complexe de traitement composé d'une installation de gaz, de traitement aux amines des gaz légers (y compris C₃/C₄) et de traitement des flux de produit. Les déterminations des MTD pour ces activités associées sont traitées dans les parties respectives (procédés de séparation du gaz, procédés consommateurs d'hydrogène et traitement des gaz résiduels) de cette section. Pour le craqueur catalytique en lui-même (réacteur, régénérateur, colonne de fractionnement, récepteur du catalyseur, stockage/chargement, compresseur de gaz humide, absorbeur et

débutaniseur), les principales déterminations des MTD spécifiques sont fournies ci-dessous. Les solutions et les mesures devraient être prises en considération de manière intégrée avec les mesures et les solutions des autres unités.

Par rapport à ceci, la MTD consiste à :

- intégrer un four/une chaudière à CO pour des conditions d'oxydation partielle. Dans ces conditions et sans réduction, les mesures associées aux niveaux d'émission de CO varient entre 50 – 100 mg/Nm³ et entre 100 -300 mg/Nm³ pour les émissions de NO_x (voir 4.5.3). Les valeurs inférieures pour le CO et le NO_x ne sont généralement pas atteintes en même temps. Un Etat membre affirme que la fourchette d'émission associée devrait être de 300 – 450 mg/Nm³ si ces faibles niveaux de CO doivent être atteints. L'industrie garde le point de vue selon lequel la fourchette devrait varier entre 100 – 500 mg/Nm³ pour couvrir la fourchette totale rapportée en Section 4.5.3.
- suivre et contrôler l'O₂ (généralement à 2 %) pour les installations de combustion complètes, aboutissant à un niveau d'émission de CO de 50 – 100 mg/Nm³ et 300 – 600 mg de NO_x/Nm³ en l'absence d'une chaudière à CO en aval. Les valeurs faibles pour le CO et le NO_x ne sont généralement pas atteintes simultanément (voir 4.5.1).
- augmenter la conservation d'énergie par :
 - l'application d'une récupération de puissance (détendeur) au gaz du régénérateur. Cette technique pourrait ne pas être justifiée d'un point de vue économique ou environnemental pour les détendeurs des petites unités ou des unités à basse pression (voir 4.5.5)
 - l'utilisation d'une chaudière de récupération pour récupérer une partie du contenu énergétique du gaz de combustion du craqueur catalytique (voir 4.5.5)
- réduire les émissions de NO_x à 40 – 150 mg/Nm³ (l'extrémité inférieure n'est applicable que lorsqu'une RSC et un intermédiaire à faible teneur en soufre sont utilisés) par une combinaison adaptée de :
 - la modification de la conception et du fonctionnement du régénérateur, en particulier pour éviter les pics de température élevée. Cette technique pourrait entraîner une augmentation des émissions de CO et ne pas être justifiée d'un point de vue environnemental si une modernisation majeure ou complète s'avère nécessaire.
 - l'hydrotraitement de l'intermédiaire si cela est viable d'un point de vue économique et technique (voir 4.5.4). Cette technique est plus simple à mettre en œuvre lorsqu'une épuration aux amines et des unités Claus et de l'hydrogène sont disponibles (voir 4.5.4)
 - l'utilisation de la RSNC sur les gaz de combustion du régénérateur, atteignant une réduction des émissions de NO_x de 60 – 70 % (voir 4.5.8.2)
 - l'utilisation d'une RSC sur les gaz de combustion du régénérateur, atteignant une réduction des émissions de NO_x de 85 – 90 %. Les émissions associées du dégagement d'ammoniac s'élèvent à 2 – 5 mg/Nm³. Les concentrations de dégagement d'ammoniac peuvent augmenter à la fin de la vie du catalyseur (voir 4.5.8.1).

Trois vues divergentes des Etats membres sont émises sur la fourchette des émissions de NO_x. Un Etat membre affirme que l'application d'un RSC est toujours possible et que la valeur supérieure devrait par conséquent être 100. Un Etat membre affirme que la fourchette devrait être de 300 – 450 mg/Nm³ parce que la technique FCC est choisie selon le pétrole brut traité, la configuration de la raffinerie et la demande de produit. Les émissions de NO_x ne peuvent donc pas commander les opérations de production. Un Etat membre précise que la fourchette devrait être 10 – 450 parce que la RCS et la RSNC ne s'appliquent pas à toutes les unités existantes.

- réduire les émissions de particules à 10 – 40 mg/Nm³ (extrémité supérieure de la fourchette applicable aux intermédiaires présentant une teneur en soufre/métal très faible. En raison du manque de fiabilité du système de contrôle des particules et des difficultés techniques relatives à la rénovation des DE existants, la fourchette supérieure peut être difficile à atteindre. Dans ces cas, 50 est considéré comme un niveau à atteindre plus raisonnable par une combinaison adaptée de :
 - cyclones tertiaires et à étapes multiples (4.5.9.1)
 - application d'un DE ou d'un purificateur aux gaz du régénérateur de l'unité de FCC. Les efficacités associées à la fourchette de la MTD sont de l'ordre de 95 – 99 %. La fourchette supérieure n'a pas été rapportée comme ayant été atteinte par purification (4.5.9.2, 4.5.10.2)
 - confinement des pertes du catalyseur dans l'atmosphère au cours du chargement/déchargement (4.5.9.4)
 - hydrotraitement de l'intermédiaire si cela est viable d'un point de vue économique et technique (voir 4.5.4). Cette technique est plus simple à mettre en œuvre lorsqu'une épuration aux amines et des unités Claus et de l'hydrogène sont disponibles (voir 4.5.4). Elle a un impact sur la teneur en métal des particules

- choix d'un catalyseur résistant à l'attrition pour réduire la fréquence de remplacement et réduire les émissions de particules (voir 4.5.6). Ceci pourrait avoir un impact négatif sur la performance de l'UFCC.
- réduire les émissions de SO₂ à 10 – 350 (l'extrémité inférieure n'est applicable que lorsqu'un intermédiaire à faible teneur en soufre et une FGD sont utilisés) par une combinaison adaptée de :
 - l'hydrotraitement de l'intermédiaire si cela est viable d'un point de vue économique et technique (voir 4.5.4). Cette technique est plus simple à mettre en œuvre lorsqu'une épuration aux amines et des unités Claus et de l'hydrogène sont disponibles (voir 4.5.4)
 - l'utilisation d'un additif de catalyseur DeSO_x (voir 4.5.10.1)
 - l'utilisation d'une FGD (techniques mentionnées dans les Sections 4.5.10.2-6) des gaz du régénérateur avec une efficacité de 95 – 99 % (la cible d'émission dépend du niveau non contrôlé) en particulier si l'hydrotraitement de l'intermédiaire n'est pas disponible.

Un Etat membre soutient que la FGD est toujours applicable et que la fourchette devrait par conséquent être changée pour 10 – 100.

- réduire les déversements dans l'eau par :
 - hydrotraitement de l'intermédiaire si cela est viable d'un point de vue économique et technique (voir 4.5.4). Cette technique est plus simple à mettre en œuvre lorsqu'une épuration aux amines et des unités Claus et de l'hydrogène sont disponibles (voir 4.5.4)
 - minimisation de l'utilisation d'eau par recyclage et application d'un système en cascade, en respectant les contraintes de corrosion (voir 4.5.7)
 - réutilisation de l'eau usée dans les dessaleurs ou acheminement final dans la station d'épuration (voir 4.5.7)
- réduire la production de déchets par
 - réduction des pertes incontrôlées du catalyseur (dans l'air, depuis la DES, le fond des réservoirs de produit et de boue) par une gestion du catalyseur utilisé. application de la performance de l'évaluation comparative (voir 4.5.12)
 - choix d'un catalyseur résistant à l'attrition pour réduire la fréquence de remplacement et réduire les émissions de particules. Ceci pourrait avoir un impact négatif sur la performance de l'UFCC (voir 4.5.6)

Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche suivie dans cette section pour les émissions de SO_x et de NO_x. Il propose de suivre sa méthode nationale de détermination et de mise en œuvre des MTD.

6. La MTD pour le reformage catalytique consiste à :

- acheminer les gaz du régénérateur produits au cours de la régénération du catalyseur dans un système d'épuration. Envoyer le courant de vidange provenant du système d'épuration dans la station d'épuration. (Section 4.6.4)
- optimiser la quantité de promoteurs chlorés dans la régénération du catalyseur (Voir 4.6.3)
- quantifier les émissions de dioxine émanant du régénérateur du catalyseur. De plus amples informations sur l'élimination de la dioxine sont fournies en Section 4.6.6. Etant donné que toutes ces techniques sont relativement récentes et ne sont pas encore largement utilisées, il est nécessaire de rassembler davantage de données sur les techniques de nettoyage des dioxines (voir Remarques de Conclusion)

7. La MTD pour les procédés de cokéfaction consiste à :

- utiliser les chaudières de récupération pour récupérer une partie de la chaleur produite au cours du procédé de cokéfaction/calcination (voir 4.7.1, 4.7.3-4)
- considérer l'utilisation du « Flexicoking » (cokéfaction fluide + gazéification) pour maximiser la production de gaz combustible et augmenter l'intégration de la chaleur dans la raffinerie. Pour l'applicabilité, cette option doit satisfaire les exigences du produit de raffinerie (voir 4.7.4)
- utiliser les unités de cokéfaction comme alternative (les autres sont par exemple unité de cokéfaction retardée en Section 5.2.19) pour détruire les produits de récupération et les dépôts huileux (voir restrictions de l'applicabilité en 4.7.5)
- convertir le COS émanant du gaz de coke des unités de « Flexicoking » en H₂S (voir 4.7.6)
- acheminer le gaz acide produit par les unités de cokéfaction à l'unité de traitement du soufre (voir 4.7.6)
- réduire les émissions de particules (qui contiennent des métaux) :
 - en collectant et en recyclant, dans la mesure du possible, les fines de coke produites par les procédés de cokéfaction dans la raffinerie (voir 4.7.8 et 4.7.11.1)

- en manipulant et en stockant correctement le coke, y compris la construction de brise-vent autour de la cuvette de coke brut ou en le stockant dans des infrastructures totalement fermées (voir 4.7.8)
- en couvrant les courroies de convoyage et en les dépressurant au moyen de filtres (voir 4.7.8)
- en fermant les zones de chargement, en y conservant des pressions négatives et en évacuant l'air collecté par des filtres à sac ou en utilisant un système d'extraction de la poussière incorporé à l'équipement de chargement (voir 4.7.8)
- à $10 - 50 \text{ mg/Nm}^3$ en appliquant un DE et/ou des cyclones et/ou des filtres aux différents gaz de combustion contenant des particules (voir Section 4.7.9.1). L'industrie affirme que le DE n'est pas applicable car la conductivité des particules de coke est élevée et par conséquent, la valeur la plus élevée de la fourchette devrait être 100.
- réduire les émissions de SO_2 provenant du gaz de combustion de la calcination à $25 - 300 \text{ mg/Nm}^3$ en appliquant des techniques FGD (efficacité supérieure à 90 %) (voir 4.7.9.2). L'industrie affirme qu'avec l'application de FGD et une élimination de 90 %, il n'est pas possible d'atteindre la limite supérieure parce que la teneur en soufre contenu dans la charge peut être très élevée. Sa proposition est d'augmenter la valeur à 500.
- réduire les émissions dans l'eau par :
 - l'utilisation d'eau traitée provenant du traitement des eaux usées comme eau de refroidissement/coupe dans les procédés de cokéfaction/calcination retardée (voir 4.7.7)
 - le stripage de l'eau usée produite dans les procédés de cokéfaction avant de l'envoyer dans la station d'épuration (voir 4.7.10.1)
- réduire la production de déchets par une meilleure séparation des fines huileuses de coke (de plus amples informations en 4.7.10.2).

8. La MTD pour les systèmes de refroidissement consiste à :

- appliquer les MTD du BREF sur le refroidissement
- réduire la demande en refroidissement dans la raffinerie en appliquant une approche intégrée et une analyse de l'optimisation de la chaleur (liée à la MTD en Section 5.2.10, deuxième puce. Voir 4.10.1.3)
- maximiser la récupération de chaleur en appliquant des programmes d'utilisation de chaleur à niveau bas (comme le chauffage à distance, le chauffage industriel) où la demande locale est identifiée et les résultats économiques sont favorables (voir 4.10.1.3)
- au cours de la conception, considérer l'utilisation d'un refroidissement d'air. Les limites d'applicabilité sont le bruit, l'espace et les conditions climatiques (voir 4.8.2)
- éliminer dans la mesure du possible les fuites d'huile dans les déversements d'eau de refroidissement (à passage unique ou à partir des systèmes de recirculation) (voir 4.8.3)
- séparer l'eau de refroidissement à passage unique et les eaux de procédé jusqu'au traitement de ces dernières (voir 4.8.1)

9. La MTD pour le dessalage consiste à :

- utiliser des dessaleurs à étapes multiples pour les nouvelles infrastructures. Le passage des dessaleurs existants aux dessaleurs à étapes multiples pourrait ne pas se justifier d'un point de vue environnemental ou économique (Voir Section 4.9.1)
- appliquer de bonnes pratiques de dessalage (décrites en Section 4.9.1-3) qui résultent en un traitement aval optimal (corrosion minimum, satisfaction des spécifications du produit et réduction de la contamination par le catalyseur) et une qualité optimale des eaux usées (huile et teneur en azote)
- maximiser l'utilisation de l'eau déjà utilisée dans la raffinerie comme eau de dessalage (voir 4.9.4).

10. MTD pour le système énergétique :

Comme indiqué dans les chapitres précédents, cette section inclut toutes les unités dans lesquelles de l'énergie est produite (qu'il s'agisse d'électricité ou de chaleur). Par conséquent, cette section devrait être lue en parallèle avec toute section sur le procédé/l'activité ou même lorsque des questions relatives à l'énergie sont analysées au sein d'une raffinerie dans son ensemble.

La MTD consiste à :

- adopter un système de gestion de l'énergie dans le cadre du système de management environnemental (décrit dans la section sur les MTD génériques) (voir 4.10.1.2). L'objectif est d'augmenter l'efficacité énergétique de la raffinerie (voir ci-dessous). Comme les éléments indiqués dans la section relative au SME, un bon système de gestion de l'énergie devrait comprendre :
 - des comptes-rendus sur l'efficacité énergétique de la raffinerie et le plan pour l'augmenter (dans le cadre du rapport de performance environnementale décrit dans le SME)
 - un plan de réduction de la consommation énergétique (dans le cadre du rapport de performance environnementale décrit dans le SME)

- une participation aux activités de classement/d'évaluations comparatives de la consommation énergétique (dans le cadre de l'évaluation comparative décrite dans le SME)
- améliorer l'efficacité énergétique de la raffinerie (voir MTD Génériques). Les techniques qui favorisent l'amélioration de l'efficacité générale sont :
 - l'application de techniques de production peu consommatrices d'énergie comme l'utilisation de turbines à gaz, les installations de production d'énergie à cycle combiné/à cogénération (CHP), CCGI, fours et chaudières conçues de manière efficace et remplacement des chaudières et des appareils de production de chaleur. Au cours de la phase de mise en œuvre du remplacement des chaudières et des appareils de production de chaleur inefficaces, il faudrait se pencher sur la possibilité de mise en conformité rétroactive, la taille, la quantité réelle d'émissions, l'âge et la durée de vie restant afin d'évaluer la rentabilité et le calendrier de l'action. (voir 4.10.3)
 - l'application de campagnes d'amélioration de la combustion (voir 4.10.1.2)
 - faire correspondre chaque production et consommation avec des systèmes de contrôle informatiques (voir 4.10.1.3)
 - optimiser l'utilisation de la vapeur au cours des procédés de stripage et l'utilisation de purgeurs de vapeur (voir 4.10.1.4)
 - améliorer l'intégration de chaleur dans les procédés/activités par une analyse de l'optimisation énergétique (voir 4.10.1.3)
 - améliorer la récupération de chaleur et d'énergie dans la raffinerie (voir 4.10.1.3)
 - utiliser les chaudières de récupération pour réduire l'utilisation de carburant pour la production de vapeur (voir 4.10.1.3)
 - identifier et utiliser si possible les opportunités de synergie hors du périmètre de la raffinerie (comme le chauffage à distance, le chauffage industriel, la production d'énergie) (Voir 4.10.1.3)
 - utiliser des GCR propres et, si nécessaire pour fournir le reste de la demande énergétique de la raffinerie, des combustibles liquides combinés avec des techniques de contrôle et de réduction (voir Section 5.2.10) ou d'autres gaz combustibles comme le gaz naturel ou le GPL. Lorsque les combustibles gazeux remplacent les combustibles liquides, la réduction des émissions de SO₂ et de NO_x entraînée par l'échange de combustible n'est pas compliquée à calculer pour des unités de traitement uniques, ni pour la raffinerie dans son ensemble (voir Section 4.15.2). Les informations relatives aux effets croisés et aux restrictions d'applicabilité d'un changement total de gaz sont fournies dans la Section 4.10.2.1
- augmenter la proportion de combustibles propres utilisés. Cela peut être réalisé par une combinaison adaptée de :
 - maximisation de l'utilisation du gaz combustible de raffinerie (GCR) avec une faible teneur en H₂S (20 – 150 mg/Nm₃ par traitement aux amines (voir 4.10.2.1-2 et 4.23.5.1). Un Etat membre affirme que la fourchette devrait être inférieure à 500 – 1000 ppm dans les raffineries existantes car la teneur en H₂S du GCR est négligeable si la limite globale est respectée.
 - équilibrage et contrôle du système GCR entre des limites de pression adaptées pour apporter de la flexibilité au système, avec un appoint disponible pour les sources sans soufre comme le GPL ou le gaz importé (voir 4.10.2.1)
 - utilisation des contrôles à la pointe de la technique pour optimiser la performance du système GCR (voir 4.10.11.3 et 4.10.12.1)
 - utilisation du torchage du GCR uniquement au cours du démarrage/des interruptions/des bouleversements/des urgences. Au cours d'un fonctionnement normal, utiliser les GCR de manière constructive, y compris la vente (liée à la section relative à la torche à la fin de ce chapitre) (voir 4.23.7)
 - valorisation et nettoyage du fioul lourd utilisé dans la raffinerie en combustible liquide à faible teneur en soufre. Comme indiqué dans la section relative aux émissions de SO₂ ci-dessous, la réduction des émissions après renvoi des combustibles liquides est également considéré comme étant une MTD (voir 4.10.2.3).
- réduire les émissions de CO₂ en :
 - augmentant l'efficacité énergétique de la raffinerie (voir ci-dessus la section MTD Génériques)
 - augmenter l'utilisation des combustibles gazeux présentant des rapports hydrogène/carbone plus élevés (voir 4.10.2.1)
- réduire les émissions de CO par l'application de techniques de combustion efficaces
- réduire les émissions de NO_x :
 - en réduisant la consommation de combustible (augmentation de l'efficacité énergétique, voir ci-dessus)
 - en remplaçant les brûleurs existants par des brûleurs à faibles émissions de NO_x pendant les indisponibilités majeures. Des brûleurs à faibles émissions de NO_x adaptés aux applications individuelles devraient être utilisés (4.10.4.1.2)

- dans les chaudières et les appareils de production de chaleur industrielle à 20 – 150 mg/Nm³ (niveaux moins élevés pour le gaz naturel et plus élevés pour les petits appareils de production de chaleur industrielle avec des mesures primaires. Deux Etats membres affirment que la valeur supérieure devrait être 100 parce qu'elle peut être atteinte par la mise en œuvre de mesures primaires et de la RSC) en appliquant une combinaison adaptée de :
 - appareils de production de chaleur industrielle/de chaudières conçus pour une efficacité thermique importante et de bons systèmes de contrôle (comme les sondes à oxygène) (voir 4.10.3.1)
 - techniques de brûleur à faibles émissions de NO_x (voir 4.10.4.1-2)
 - circulation du gaz de combustion dans les chaudières (voir 4.10.4.3)
 - technique de recombustion (voir 4.10.4.5)
 - RSC/RSNC. Dégagement d'ammoniac considéré comme associé à l'utilisation de RSC correspond à 2 – 5 mg/Nm₃. La valeur inférieure peut être atteinte avec de nouveaux catalyseurs et l'dégagement d'ammoniac augmente généralement avec la durée de vie du catalyseur. (voir 4.10.4.6-7)
 - à partir des chaudières et des appareils de production de chaleur industrielle utilisant du combustible liquide à 55 – 300 mg/Nm³ (les niveaux les moins élevés ne se rapportent qu'aux chaudières avec RSC et les niveaux les plus élevés qu'aux petits appareils de production de chaleur industrielle avec des mesures primaires). Un Etat membre affirme que les petits appareils de production de chaleur industrielle (inférieurs à 50 MW) peuvent atteindre 200 et qu'avec les grands appareils de production de chaleur industrielle et les grandes chaudières (supérieurs à 500 MW), l'installation d'une RSC est justifiée et par conséquent, des valeurs inférieures à 100 peuvent être atteintes. Un Etat membre revendique un niveau de 200 – 400 en raison de la teneur en azote dans le combustible en appliquant une combinaison adaptée de :
 - combustibles avec une faible teneur en azote (liée à une faible teneur en soufre) (voir 4.10.2.3)
 - techniques de brûleur à faibles émissions de NO_x (voir 4.10.4.1-2)
 - circulation du gaz de combustion dans les chaudières (voir 4.10.4.3)
 - technique de recombustion (voir 4.10.4.5)
 - RSC/RSNC en combustibles liquides plus lourds que ceux de type gasoil. Dégagement d'ammoniac considéré comme associé à la MTD correspond à 2 – 5 mg/Nm³. La valeur inférieure peut être atteinte avec de nouveaux catalyseurs et l'dégagement d'ammoniac augmente généralement avec la durée de vie du catalyseur. (voir 4.10.4.6-7)
 - à partir de turbines à gaz à 20 – 75 mg/Nm³ à 15 % d'O₂ (niveaux moins élevés pour le gaz naturel et plus élevés pour les petites turbines à gaz et les GCR. Un Etat membre affirme que la valeur supérieure devrait être 35 sur la base des mesures primaires et de la RSC) en appliquant une combinaison adaptée de :
 - injection de diluant (voir 4.10.4.4)
 - chambres de combustion sèche à faibles émissions de NO_x (voir 4.10.4.2)
 - RSC. Dégagement d'ammoniac considéré comme associé à la MTD correspond à 2 – 5 mg/Nm³. La valeur inférieure peut être atteinte avec de nouveaux catalyseurs et l'dégagement d'ammoniac augmente généralement avec la durée de vie du catalyseur. (voir 4.10.4.6-7)
 - réduire les émissions de particules (les particules provenant du renvoi de liquide contiennent du Ni,V) à 5 – 20 mg/Nm³ en appliquant une combinaison adaptée de :
 - réduction de la consommation de combustible (augmentation de l'efficacité énergétique. Voir ci-dessus)
 - maximisation de l'utilisation de gaz et de combustibles liquides à faible teneur en cendres (voir 4.10.5.1)
 - pulvérisation de vapeur sur les combustibles liquides (voir 4.10.5.2)
 - DE ou filtres pour les gaz de combustion des fours et des chaudières lors de l'utilisation de fioul lourd (voir 4.10.5.3-4)
- Un Etat membre affirme que la fourchette relative aux particules devrait être 30 – 50 car ces valeurs sont compatibles avec une réduction de 95 %. La justification de l'industrie pour la fourchette de 5 à 50 mg/Nm³ est qu'elle est compatible avec la fourchette entière dont il est question au Chapitre 4.
- réduire les émissions de dioxyde de soufre :
 - en réduisant la consommation de combustible (augmentation de l'efficacité énergétique)
 - émanant des procédés de combustion (chaudières, appareils de production de chaleur industrielle et turbines à gaz) :
 - en augmentant la proportion de combustibles propres utilisés (en combustible résiduel à faible teneur en soufre, en gasoil, finalement en gaz) (voir MTD sur les combustibles propres au début de la Section 5.2.10)

- à 5 – 20 mg de SO_2/Nm^3 lors de l'utilisation de gaz combustibles en nettoyant le gaz combustible de la raffinerie (20 à 150 mg de $\text{H}_2\text{S}/\text{Nm}^3$), y compris le contrôle de la teneur en soufre du gaz combustible de la raffinerie. Se référer aux points de vue divergents fournis sur les concentrations de H_2S dans la MTD relative aux gaz combustibles de la raffinerie.
- pour atteindre une valeur d'émissions moyenne de 50 – 850 mg de SO_2/Nm^3 (l'extrémité inférieure de la fourchette est destinée à la mise en œuvre d'une FGD et à l'hydrodésulfurisation en profondeur de tous les combustibles liquides) de la réserve totale de combustible liquide de la raffinerie en appliquant une combinaison adaptée de :
 - hydrodésulfurisation de la quantité nécessaire de combustible liquide (Voir Section 4.10.2.3)
 - application d'une désulfurisation du gaz combustible (Voir Section 4.5.10 et 4.23.5.4). Cette technique est plus rentable dans les grands fours et les grandes chaudières.

Un Etat membre déclare que l'utilisation d'une FGD est toujours possible et que la valeur supérieure devrait par conséquent être 200. Un Etat membre et l'industrie déclarent que la limite ne devrait pas être inférieure à 1700 mg de SO_2/Nm^3 , ce qui équivaut à un niveau de soufre de 1% dans le fioul sans réduction.

La Commission a noté les points de vue divergents du GTT par rapport aux niveaux d'émission moyens de dioxyde de soufre lors de la combustion de combustibles liquides, associés à l'utilisation des MTD. La Commission a également noté que la Directive du Conseil 1999/32/EC sur la teneur en soufre de certains combustibles liquides recommandait une

valeur limite d'émissions maximum de 1700 mg/ Nm^3 , ce qui correspond à 1 % de soufre dans les fiouls lourds, comme valeur moyenne mensuelle sur toutes les installations dans la raffinerie à compter du 1^{er} janvier 2003. De plus, la Directive 2001/80/EC relative aux grandes installations de combustion adoptée plus récemment propose des valeurs limites d'émissions comprises entre 200 et 1700 mg/ Nm^3 en fonction des caractéristiques des installations concernées par cette directive.

Dans cette perspective, la Commission estime que la fourchette de 50 à 850 mg/ Nm^3 comme niveaux d'émission moyens de dioxyde de soufre lors de la combustion de combustibles liquides est compatible avec les MTD. Dans de nombreux cas, l'atteinte de l'extrémité inférieure de cette fourchette entraînerait des coûts et d'autres effets sur l'environnement supérieurs à l'avantage présenté par l'émission inférieure de dioxyde de soufre (référence en Section 4.10.2.3). Un élément moteur en faveur de la valeur inférieure pourrait être le plafond national d'émissions de dioxyde de soufre tel que fixé par la Directive 2001/81/EC sur les plafonds nationaux des émissions pour certains polluants atmosphériques ou si l'installation se trouve dans une zone sensible au soufre.

- réduire l'utilisation d'eau en :
 - réutilisant l'eau de condensat comme eau d'alimentation de dégazeur. Lorsque le condensat et le dégazeur se trouvent éloignés l'un de l'autre, leur intégration n'est pas toujours rentable. (voir 4.10.3.2)
 - préchauffant l'eau d'alimentation de la chaudière grâce à la chaleur résiduelle. Lorsque l'EAC et la chaleur résiduelle disponible sont éloignées l'une de l'autre, leur intégration est parfois trop coûteuse par rapport à l'avantage pour l'environnement (voir 4.10.3.2)

Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche suivie dans cette section pour les émissions de SO_x et de NO_x . Il propose de suivre sa méthode nationale de détermination et de mise en œuvre des MTD. Un autre Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche adoptée dans cette Section car il affirme que l'approche globale devrait commander la Section sur les MTD relatives à l'énergie.

11. La MTD pour l'éthérification consiste à :

- appliquer une intégration de chaleur soit sur l'unité elle-même, soit dans la raffinerie (Voir 4.10.1.3)
- utiliser un réservoir de stockage ou une planification de la production pour contrôler les eaux usées produites, pour éviter tout bouleversement dans l'unité de traitement biologique.

12. La MTD pour les procédés de séparation des gaz consiste à :

- améliorer l'intégration de la chaleur avec les flux en aval de l'installation en utilisant des flux de chaleur à niveau bas (voir 4.12.1)
- réutiliser le gaz combustible utilisé pour la régénération des sécheurs moléculaires (Voir 4.12.4)
- éviter tout dégagement de substance odorante dans un milieu environnemental au cours du stockage et de la manipulation (comme le stockage sous ciel d'azote) (voir 4.12.5, 4.21.21)
- réduire les émissions fugaces de COV (Voir 4.12.3 et les MTD Génériques)

13. La MTD pour les procédés consommant de l'hydrogène consiste à :

- développer et mettre rétroactivement en conformité (dans la mesure du possible) les unités d'hydrocraquage (réacteurs et section de fractionnement) en équipements à forte intégration de chaleur, en appliquant une analyse d'optimisation de l'énergie et un système de séparateur à quatre étapes (voir 4.13.6)
- utiliser la récupération de chaleur provenant des flux de procédé de haute température dans la chaudière de récupération et la récupération d'énergie dans les unités à haute pression (liquide descendant) (4.13.1-2,6-7)
- acheminer les gaz de dégagement contenant de l'H₂S dans les systèmes aux amines et les SRU (voir 4.23.5.1)
- acheminer les eaux usées contenant des H₂S et des composés azotés dans le traitement des eaux usées approprié (voir 4.24.1 et 4.15.6)
- utiliser un remplacement de catalyseur en service par des intermédiaires à forte teneur en métal (voir 4.13.4)
- promouvoir les options de régénération du catalyseur en coopération avec les fournisseurs/fabricants de catalyseur dans la mesure du possible (voir 4.25.3).

14. La MTD pour la production d'hydrogène consiste à :

- considérer l'utilisation d'une technique de reformage de vapeur chauffée au gaz pour les nouvelles installations, y compris la récupération de chaleur provenant du gaz de combustion de reformage de la vapeur et l'intégration de chaleur autour de l'absorbeur de solvant et le réacteur de méthanisation (voir 4.14.1)
- récupérer l'hydrogène dans les procédés de gazéification du fioul lourd et du coke si la technologie est récupérée dans la raffinerie (voir 4.14.2)
- appliquer des plans d'intégration de la chaleur dans l'installation de production d'hydrogène (voir 4.14.1)
- utiliser un gaz de purge à PSA comme gaz combustible dans la raffinerie (voir 4.14.3)

15. MTD pour la gestion intégrée de la raffinerie

- Les MTD déterminées dans la Section 4.15 apparaissent en Section 5.1 (MTD génériques).

16. La MTD pour l'isomérisation consiste à :

- utiliser une technique promue par du chlorure actif si des garanties suffisantes sont fournies sur la qualité de l'intermédiaire et les niveaux de contamination (voir 4.16.1)
- utiliser d'autres systèmes catalytiques (comme la zéolite) (voir 4.16.2)
- optimiser l'utilisation de composés organiques chlorés utilisés dans le maintien de l'activité du catalyseur (voir 4.16.1)

17. La MTD pour les installations au gaz naturel consiste à :

- appliquer les MTD génériques (Section 5.1), y compris un bon entretien et une bonne gestion environnementale, et les MTD relatives à la réduction des émissions dans l'air, dans l'eau et de matières solides.
- appliquer les MTD liées au système énergétique (voir Section 5.2.10)
- appliquer les MTD pour les traitements des gaz résiduels (voir Section 5.2.23)
- utiliser de préférence comme combustible un gaz de qualité marchande (généralement moins de 5 mg de H₂S/Nm³) (voir 4.17.1)
- considérer, en particulier pour les flux importants de dioxyde de carbone, des alternatives aux dégagements directs de CO₂. (Voir Section 4.17.3)
- rejeter le mercure récupéré dans le gaz naturel brut (si la substance est présente) de manière acceptable d'un point de vue environnemental (se référer à la Section 4.17.7)

18. La MTD pour la polymérisation consiste à :

- optimiser la consommation de catalyseur (Section 4.18.1)
- réutiliser l'acide phosphorique (catalyseur) dans la raffinerie dans la mesure du possible, comme dans l'unité de traitement biologique (voir 4.18.2)
- gérer correctement le catalyseur non utilisé sur le site pour rejet ou réutilisation hors du site (voir 4.18.2).

19. MTD pour les unités de distillation primaires

Le principal procédé de raffinerie est le distillateur atmosphérique de pétrole brut. Il s'agit en fait d'un procédé complexe, qui comprend normalement un dessaleur, une installation à gaz, des hydrosourçeurs, des raffineurs aux amines, un strieur d'eau acide et parfois une unité sous vide élevée intégrée. Les MTD respectives telles que déterminées pour les unités de traitement spécifiques (installation à gaz, hydrosourçeurs, etc.) doivent donc être respectées.

La MTD consiste à :

- maximiser l'intégration de chaleur en sélectionnant entre :
 - des unités de conception fortement intégrées (comme la distillation progressive) (voir 4.19.1)
 - augmenter l'intégration de chaleur entre le distillateur atmosphérique de brut dans l'unité sous vide ou avec d'autres unités de procédé de la raffinerie (4.19.2-3). Certaines techniques qui pourraient être utilisées sont :
 - l'application d'une analyse de l'optimisation énergétique au train de préchauffage du brut
 - l'augmentation des tours de fractionnement des colonnes de distillation du brut. Rebouillir au moyen d'un épuisement de coupe latérale avec une huile de transfert de chaleur plutôt que par stripage à la vapeur.
- maximiser l'utilisation de la pompe à vide à anneau liquide et des condenseurs de surface à la place de certains éjecteurs à jet de vapeur d'étape dans le distillat de tête de la tour sous vide. S'applique tout particulièrement à la dernière étape sous vide qui apporte le plus d'avantages environnementaux en évitant la contamination de l'eau. Minimiser le flux d'eau usée/le transfert de substances dangereuses provenant des pompes sous vide en appliquant une technique de recyclage de l'eau/sans eau usée. Voir les restrictions d'applicabilité et les informations supplémentaires en Section 4.19.4.
- appliquer un contrôle de procédé avancé pour optimiser l'utilisation d'énergie (voir 4.19.2-3)
- utiliser des unités de distillation du brut comme alternative (l'autre se trouve dans la troisième puce de 5.2.7) pour retraiter les produits hors spécifications. Cette technique pourrait entraîner des problèmes dans le dessaleur ou pourrait encrasser les échangeurs thermiques (voir 4.19.8).

20. La MTD pour le traitement du produit consiste à :

- hydorraffiner les produits dans lesquels les oléfines et les corps de couleurs doivent être retirés pour les nouvelles installations (voir 4.20.4)
- considérer l'utilisation de déparaffinage catalytique pour les nouvelles installations (voir 4.20.6)
- mettre en œuvre un bon système de gestion des solutions caustiques afin de réduire au maximum l'utilisation de substances caustiques fraîches et de maximiser l'utilisation de substances caustiques utilisées. (voir 4.20.1-2). Les techniques qui pourraient être utilisées :
 - pour le recyclage, sont la cascade de solution caustique et la réutilisation des solutions caustiques utilisées par stripage.
 - pour la destruction, sont l'injection de dessaleurs (cette option pourrait renforcer la formation de coke, comme dans les unités de viscoréduction comme on peut le voir à la quatrième puce en Section 5.2.22) ou l'incinération des restes des solutions caustiques utilisés lorsque la DCO est élevée (par exemple supérieur à 100 g/l).
- incinérer l'air utilisé dans les procédés d'adoucissement (dans le cadre d'un programme de réduction des odeurs) (voir 4.20.3).

21. MTD pour le stockage et la manipulation des matériaux de raffinerie :

Note : Dans cette section, les matériaux de raffinerie se rapportent essentiellement aux composés d'hydrocarbures. Le stockage des autres matériaux dans une raffinerie, comme l'eau, les substances caustiques, les acides, etc. n'est pas couvert ici.

La MTD consiste à :

- appliquer les MTD déterminées dans le BREF sur le stockage
- s'assurer que les liquides et les gaz stockés se trouvent dans des réservoirs ou des cuves appropriés selon la tension de vapeur réelle du matériau stocké (voir BREF Stockage).
- mettre en œuvre la MTD sur le confinement (voir BREF Stockage)
- utiliser des joints à haute efficacité sur les réservoirs à toit flottant (voir BREF Stockage)
- confiner tous les produits chimiques stockés, avec un confinement séparé pour les produits incompatibles (voir BREF Stockage)
- appliquer des mesures de réduction des émissions pendant le nettoyage du réservoir (Voir 4.21.10-11)
- appliquer des concepts de bon entretien et de bon management environnemental (voir Section 5.1 et 4.15.3)
- minimiser le nombre de réservoirs et le volume par une combinaison adaptée de : application de mélange en ligne, intégration des unités de traitement, coopération avec des partenaires dans l'industrie. Cette technique est beaucoup plus simple à appliquer sur les nouvelles installations. (voir 4.21.7, 4.21.14, 4.15.5)
- améliorer l'équilibrage de vapeur et la ventilation par l'arrière au cours des procédés de chargement/déchargement, comme par des lignes d'équilibrage de vapeur qui transfèrent la vapeur déplacée du conteneur en cours de remplissage vers celui en cours de vidange. Des exemples de restrictions de l'applications sont entre autres l'incompatibilité des vapeurs du réservoir et

l'applicabilité aux réservoirs à toits flottants. Besoins en termes d'applicabilité pour refléter l'économie, le type et la taille de cuve à utiliser (par exemple réservoir, camion, véhicule de chemin de fer, bateau), le type de fraction d'hydrocarbure et la fréquence d'utilisation du réservoir. Parce que cette technique est liée à la suivante, elles devraient être évaluées ensemble lors d'une mise en œuvre sur un site particulier. (voir 4.21.18)

- appliquer une récupération de la vapeur (ne s'applique pas aux produits non volatiles) sur les réservoirs, les véhicules, les bateaux, etc. en utilisation stationnaire et au cours du chargement/déchargement. Les niveaux d'émission atteints sont fortement dépendants de l'application, mais des récupération de 95 à plus de 99 % sont considérées comme étant des MTD. Si les UVR ne sont pas considérées comme étant appropriées pour certains flux, les unités de destruction de la vapeur sont considérées comme étant des MTD. Les propriétés des flux, comme le type de substance, la compatibilité des substances ou la quantité doivent être prises en compte dans l'applicabilité de cette MTD. Besoins en termes d'applicabilité pour refléter l'économie, le type et la taille de cuve à utiliser (par exemple réservoir, camion, véhicule de chemin de fer, bateau), le type de fraction d'hydrocarbure et la fréquence d'utilisation du réservoir. Parce que cette technique est liée à la technique ci-dessus, elles devraient être évaluées ensemble lors d'une mise en œuvre sur un site particulier (voir 4.21.16 et 4.23.6.2)
- réduire (le risque de) la contamination du sol par la mise en œuvre d'un programme d'inspection et de maintenance qui pourrait inclure la mise en œuvre de bonnes mesures d'entretien, des réservoirs à double fond, des revêtements étanches, de bonnes pratiques d'entretien (vidange, échantillonnage, fonds des réservoirs) (dans le cadre du SME) (voir 4.21.8 et 4.21.13)
- installer des connexions flexibles auto-obturantes ou mettre en œuvre des procédures de vidange en ligne (voir 4.21.13)
- installer des barrières et/ou des systèmes de verrouillage pour éviter les dégradations de l'équipement produites par le mouvement accidentel ou le démarrage des véhicules (camions-citernes ou wagons-citernes (voir 4.21.13))
- mettre en œuvre des procédures pour s'assurer que les bras ne sont pas actionnés tant qu'ils ne sont pas complètement insérés dans le conteneur pour éviter les éclaboussures lorsque des bras de chargement par le haut sont utilisés
- appliquer des outils ou des procédures pour éviter le débordement (voir 4.21.13)
- installer des alarmes de niveau indépendantes du système de jaugeage normal du réservoir (voir 4.21.13).

22. La MTD pour la viscoréduction consiste à :

- appliquer une conversion thermique en profondeur, des unités de viscoréduction hydrauliques ou des unités de viscoréduction à maturateur (voir 4.22.1-3)
- adoucir le gaz provenant de la viscoréduction (Voir 4.22.4)
- traiter le gaz et l'eau de l'effluent en raison de la présence de composés sulfurés (voir 4.22.4)
- réduire la formation de coke. Elle peut être réduite en contrôlant la teneur en sodium dans l'intermédiaire de l'unité de viscoréduction ou en utilisant des additifs qui ralentissent la formation du coke. (Voir 4.22.5)

23. MTD pour les traitements des gaz résiduels :

Les techniques de réduction des polluants atmosphériques ne sont pas intégrées à cette section. Elles se trouvent dans la section sur les MTD Génériques et dans les MTD relatives à chacun des procédés/activités mentionnés ci-dessus. Le tableau ci-dessous constitue un résumé des lieux où les principaux polluants atmosphériques peuvent se trouver dans ce Chapitre :

<i>Polluant atmosphérique</i>	<i>Section de ce chapitre dans laquelle les polluants atmosphériques liés aux MTD sont mentionnés</i>
CO	Craqueur catalytique, système énergétique
CO ₂	Système énergétique
NO _x	MTD génériques, craqueur catalytique, système énergétique
MP	MTD génériques, craqueur catalytique, reformeur, unité de cokéfaction, système énergétique
SO _x	MTD génériques, craqueur catalytique, unité de cokéfaction, système énergétique, traitements du produit, unité de viscoréduction
COV	MTD Génériques, bitume, procédés de séparation des gaz, installations au gaz naturel, stockage

Les MTD pour le traitement aux amines consiste à (voir 4.23.5.1) :

- utiliser un processus amine régénératif
- réutiliser les solutions d'amines dans la mesure du possible

- réduire les concentrations de H_2S dans les gaz de la raffinerie à des niveaux de 20 – 150 mg/Nm³ (voir la troisième puce ronde en Section 5.2.10 pour les points de vue divergents sur la valeur supérieure)
- disposer d'une capacité suffisante pour permettre les activités de maintenance et les bouleversements (disposer par exemple d'un équipement de redondance, d'une application d'un délestage, d'épurateurs d'urgence aux amines, de systèmes à épurateurs multiples) (lié à la seconde MTD sur les SRU)
- utiliser un réservoir de stockage ou une planification de la production pour contrôler les eaux usées produites, pour éviter tout bouleversement dans l'unité de traitement biologique. (voir la MTD sur la réduction des déversement dans l'eau).

La MTD pour les unités de récupération du soufre (SRU en 4.23.5.2) consiste à :

- appliquer une SRU par étapes, incluant le traitement des gaz résiduels avec une efficacité de récupération de 99,5 % - 99,9 % (basée sur la charge de gaz acide dans l'SRU). La fourchette dépend des considérations de rentabilité. Ces efficacités assurent une fourchette de concentration du SO_2 dans le gaz de combustion après incinération de 2000 – 400 mg/Nm³. (Voir Section 4.23.5). Un EM affirme que la FGD peut être utilisée lorsque les concentrations provenant de l'SRU sont supérieures à 200 mg/Nm³ et qu'elles représentent une quantité significative des émissions de SO_2 dans la raffinerie. Un Etat membre affirme que les efficacités de récupération indiquées comme étant des MTD sont valides pour les installations récentes. Ils affirment que la MTD pour les unités existantes correspond à une récupération de 98,5 – 99,5 %.
- disposer d'une configuration d'SRU permettant une capacité suffisante pour la charge de H_2S dans l'unité. Ceci peut être atteint en ayant par exemple au moins deux SRU parallèles d'une capacité totale suffisante et satisfaisante pour couvrir tous les scénarii d'exploitation normale, y compris de charge de pétrole brut les plus acides qui pourrait être traité sur le site.
- disposer d'une capacité d'SRU suffisante pour permettre à l'activité de maintenance planifiée d'être réalisée tous les deux ans, sans augmentation significative des émissions de soufre
- disposer d'un facteur d'utilisation d'au moins 96 %, incluant la maintenance majeure planifiée en bout de ligne
- utiliser des systèmes de contrôle et de suivi haute technologie. L'utilisation d'analyseurs de gaz résiduel reliés au système de contrôle de procédé (contrôle de compte-rendu) permettra de favoriser une conversion optimale au cours de toutes les conditions d'exploitation de l'installation, y compris les changements apportés au débit de soufre
- utiliser une bonne conception de la zone de combustion du four et des systèmes de contrôle de la température et de l'oxygène dans le four efficaces où les dégagements gazeux produits par le stripage de l'eau acide sont un flux de charge, parce que le procédé doit également être conçu et opéré pour procéder à la destruction complète de l'ammoniac. Le rejet d'ammoniac pourrait entraîner une sédimentation et des blocages des lits catalytiques par des sels d'ammonium (comme les carbonates/sulfates) et ces SRU doivent être contrôlées pour mettre ceci en évidence.
- appliquer des techniques de récupération/d'enlèvement du H_2S/SO_2 alternatives (comme le chélateur du fer, l'extraction au solvant, l'adsorption de NaOH, l'adsorption moléculaire) dans les installations où la production de H_2S est peu importante (inférieure à 2 t de soufre par jour si l'incinération est acceptable). Ces options présentent des effets croisés importants comme la production de déchets et la consommation énergétique. Cette MTD est particulièrement pertinente pour les raffineries de lubrifiant autonomes, les raffineries de bitumes et certaines installations au gaz naturel (voir 4.3.5 et 4.3.8).

La MTD pour le torchage consiste à (voir 4.23.7) :

- utiliser le torchage comme système de sécurité (démarrage, interruptions et urgences).
- assurer un fonctionnement sans dégagement de fumées et fiable
- minimiser le torchage par une combinaison adaptée de :
 - équilibrage du système de gaz de combustion de la raffinerie
 - mise en place un système de récupération des gaz
 - utilisation des soupapes de décharge à haute fiabilité
 - application d'un contrôle de procédé avancé
- réduire les gaz de décharge à brûleur par des bonnes pratiques de gestion/d'entretien

24. La MTD pour les traitements des eaux usées consiste à :

- Voir Section MTD Génériques

25. La MTD pour la gestion des déchets solides consiste à :

- Voir Section MTD Génériques

6 TECHNIQUES EMERGEANTES

Le terme « technique émergente » est compris dans ce document comme étant une nouvelle technique n'ayant jamais été appliquée dans aucun secteur industriel sur une base commerciale. Ce chapitre présente les techniques qui pourraient apparaître dans un futur proche et s'appliquer au secteur de la raffinerie.

Vue d'ensemble des activités de la raffinerie

Au cours de son histoire, l'industrie du raffinage a continuellement développé de nouveaux procédés améliorés en réponse aux modifications de la qualité de la charge, des spécifications du produit, des **slates** du produit, des nouveaux débouchés des produits et des exigences économiques et environnementales. Ces développements ont ralenti ces dernières années pour les raisons suivantes :

10. les grandes sociétés pétrolières coupent leur budget de R&D, et font de plus en plus confiance à de tierces parties en ce qui concerne les nouveaux développements sur les technologies des raffineries et les procédés catalytiques. Ces tierces parties développent des techniques en tirant des bénéfices des brevets ou de la vente de catalyseurs. Les développements sont rapportés dans la littérature technique (Hydrocarbon Processing, Chemical Engineering Progress, Oil and Gas Journal, Erdöl, Gas und Kohle, Petroleum Technology Review) et pendant les séminaires et les conférences (World Petroleum Congress, WEFA, Hart's Fuel Conference, European Refining Technology Conference, NPRA et les réunions spécialisées de l'API) pour la dissémination de ces techniques ;
11. les développements technologiques se concentrent sur l'optimisation des systèmes actuels pour les rendre plus performants (par exemple, des catalyseurs et des solvants plus sélectifs), obtenir des rendements énergétiques plus importants (par exemple, une conception améliorée du réacteur et une meilleure intégration de la chaleur) et des périodes d'immobilisation plus courtes (par exemple, la vidange des impuretés, les systèmes de nettoyage automatique) plutôt que de nouveaux procédés ;
12. l'ensemble des technologies actuelles de conversion, de séparation, de traitement et de technologies environnementales semble adéquat et suffisant pour satisfaire tous les **slate** et spécifications désirés de produit pour la décennie à venir, ainsi que pour satisfaire les exigences légales.

Le processus de mise à niveau du secteur de la raffinerie continue pour mettre en place les techniques existantes permettant de satisfaire de nouvelles spécifications de produit. Le procédé de rationalisation de l'industrie du raffinage continue aussi et les faibles marges obligeront les raffineries à envisager des économies de coûts.

Alkylation

La plupart des inquiétudes concernant la sécurité et l'environnement sont liées aux rejets potentiels de fuel lourd ou de H_2SO_4 . Un catalyseur solide acide permettrait de contourner la plupart des désavantages liés aux systèmes de catalyseur acide liquides et d'ouvrir un nouveau marché pour l'alkylation. De nombreuses sociétés réalisent d'importants efforts de R&D pour développer de nouveaux catalyseurs solides pour le procédé de l'alkylation.

Catalyseur	Technologie
BF_3/Al_2O_3	Grignard
SbF_5/SiO_2	Lit circulant + lavage
Zéolite H-b	Grignard
CF_3SO_3H fixé dans un support poreux (silice)	Haldor Topsoe A/S

[61, Decroocq, 1997], [330, Hommeltoft, 2000]

Les fournisseurs de technologies annoncent que ces techniques seront disponibles sur le marché dans un ou deux ans.

Production d'huile de base

Une nouvelle technologie récemment publiée est l'application de membranes pour la récupération de solvant lors des procédés d'extraction/déparaffinage. Le moteur de la mise en œuvre est la réduction de la consommation d'énergie. [259, Dekkers, 2000]

Craquage catalytique

Quelques pistes d'investigation prometteuses concernant l'amélioration de la performance environnementale des craqueurs catalytiques sont :

- la capacité de traiter des charges d'alimentation plus lourdes, contenant une quantité plus importante d'impuretés (désactivateurs de catalyseur) comme le vanadium et le nickel et ayant une teneur plus élevée en résidu de carbone Conradson (RCC). Les solutions qui sont en train d'être développées consistent à continuer le développement de catalyseurs plus actifs et de régénération de catalyseurs plus efficaces (par exemple, à deux étages). Les motivations sont la réduction du résidu (c'est-à-dire, une mise à niveau améliorée) et un rendement plus important de l'ensemble de la raffinerie (par exemple, l'élimination de l'exploitation de l'unité sous vide poussé) [259, Dekkers, 2000] ;
- des additifs de dénoxydation dans les régénérateurs du craqueur catalytique. Des additifs à faible teneur en NOx. Les additifs d'élimination de NOx sont une technologie émergente qui pourrait avoir des applications dans le futur pour le contrôle des régénérateurs de FCC. Les additifs sont ajoutés au régénérateur de FCC pour améliorer la destruction du NOx par réaction des oxydes d'azote avec le monoxyde de carbone ou le coke. Ce sont souvent des additifs spécialisés d'élimination par du SOx promu, permettant de réduire simultanément les émissions de NOx et de SOx du régénérateur à FCC. Ils ont été développés en laboratoire mais n'ont pas encore été présentés de manière commerciale. Ces additifs sont intéressants car ils ne nécessitent pas d'investissement en capital, bien que le coût d'exploitation du remplacement de l'additif soit probablement élevé. Certains essais aux Etats-Unis ont permis de réduire de 50 % les émissions de NOx ;
- les filtres céramiques chauds peuvent être mis au niveau de sous-écoulement des cyclones du troisième étage. Les filtres céramiques sont utilisés seulement dans des applications de niche ;
- l'amélioration de la séparation du catalyseur par utilisation d'un aimant (Kellogg Tech company) [247, UBA Austria, 1998] ;
- une autre désulfuration des gaz de combustion est le système CanSolv de purification aux amines pour l'élimination du SO₂. Il ne s'agit pas d'une application prouvée commercialement dans le FCC, mais ce procédé semble être prometteur et rentable, particulièrement pour des teneurs élevées en soufre.

Reformage catalytique

Il est prévu de continuer d'appliquer des catalyseurs améliorés en continu (fournis par les fabricants de catalyseur) comme à l'heure actuelle. [259, Dekkers, 2000]

Système énergétique

Certaines pistes de recherche prometteuses quant à l'amélioration de la performance environnementale des systèmes énergétiques reposent sur les techniques de réduction de CO₂ (de plus amples informations se trouvent dans les traitements des gaz résiduels). D'autres pistes concernent l'intégration de la chaleur. La recherche d'améliorations plus poussées de l'énergie continue et elle se concentre actuellement sur des possibilités intéressantes de cogénération et d'intégration plus complexe de la chaleur.

Production d'hydrogène

Certaines pistes prometteuses de recherche pour les technologies de production d'hydrogène sont :

- le procédé « Hydrocarb », dans lequel l'huile résiduelle est craquée essentiellement en carbone et en hydrogène. Ce procédé peut être vu comme une source interne de gaz naturel pour une raffinerie. Le procédé produit du carbone, de l'hydrogène et du méthanol. Il a été calculé que dans une raffinerie de 4,98 t/an, ce procédé pouvait augmenter de 40 % la production totale d'essence, de 1150 m³/j de méthanol et de 795 m³/j de boue de C/H₂O [12, Steinberg and Tung, 1992] ;
- la pyrolyse du méthane, qui profite de la décomposition thermique du gaz naturel et de la production directe d'hydrogène tout en gardant le carbone ou en l'utilisant pour d'autres applications. En conséquence, la génération de CO₂ est complètement éliminée [12, Steinberg and Tung, 1992], [281, Steinberg, 2000].

Procédés consommant de l'hydrogène

Certaines pistes prometteuses de recherche d'amélioration de la performance environnementale sont :

- les procédés d'hydrotraitement et d'hydroconversion de résidu (par exemple, la technologie en lit de boue). Ce procédé a été présenté à une échelle semi commerciale et aucune installation commerciale ne fonctionne pour l'instant.
- des techniques de désulfuration profonde de l'essence à consommation d'hydrogène relativement plus faible sont actuellement en cours de développement. Les paramètres ne sont pas encore disponibles.

Gestion intégrée de raffinerie

Technologie de détection de fuites.

LDAR intelligent. Ce dispositif est capable de détecter (en utilisant une technologie laser) des émissions fugaces d'hydrocarbures par une surveillance à imagerie vidéo en temps réel des équipements. Cela permet à l'utilisateur d'identifier dans une raffinerie les zones dans lesquelles sont situées les émissions les plus importantes, de manière à ce qu'un LDAR utilisant des techniques de reniflard puisse se focaliser sur les éléments à fortes émissions. Une étude de l'API indique que 90 % des émissions fugaces proviennent de 0,13 % des composants de tuyauterie (analyse API des données de surveillance d'une raffinerie. Publication 310, Novembre 1997). Cette technologie est en cours de développement et un certain nombre de problèmes techniques nécessitent d'être résolus avant qu'elle ne soit utilisée couramment. L'approche peut réduire considérablement le coût / bénéfice d'un programme LDAR en identifiant rapidement les fuites importantes. Néanmoins, ces développements concernant les programmes LDAR classiques sont susceptibles d'arriver à maturité dans le futur et les progrès devront être contrôlés pour évaluer s'ils pourront être acceptés comme une technique correcte [115, CONCAWE, 1999].

Traitements du produit

Un développement à mentionner est la biodésulfuration du gasoil et même du pétrole brut [259, Dekkers, 2000].

Traitements des gaz résiduels

Certains développements à mentionner sont :

- l'élimination du dioxyde de soufre par captage du SO_2 provenant des gaz de combustion et la conversion en soufre liquide.
- l'élimination biologique de l' H_2S [181, HP, 1998]
- des techniques de réduction de particules par de nouveaux développements incluant les filtres céramiques (par exemple, NGK au Japon) et le séparateur rotatif de particules (Lebon & Gimbrair, Pays-Bas)
- des techniques de réduction de CO_2 .

En considérant que l'utilisation de la raffinerie augmente graduellement et que les spécifications des produits et les exigences de réduction continuent à être plus contraignantes, les rejets de CO_2 , s'ils ne sont pas réduits, sont susceptibles de continuer à augmenter, les mesures pour satisfaire ces exigences nécessitant de l'énergie. En principe, les émissions de CO_2 peuvent être réduites par séparation, collecte et détermination d'une application utile. L'injection du CO_2 pour la récupération secondaire et tertiaire de l'huile est une possibilité potentielle. L'injection dans les formations de sous huile pour stocker ou fournir les serres comme fertilisant gazeux a aussi été suggéré. Cependant, au vu des quantités importantes de CO_2 impliquées, ces projets seront en effet très coûteux. De plus, ces types de solutions peuvent atténuer seulement en partie le problème des émissions de CO_2 .

Élimination du CO_2 provenant des flux de gaz de combustion

Le dépolluissage à voie humide utilisant de la soude caustique pour l'élimination de SO_2 / NO_x éliminera de manière efficace le CO_2 en tant que carbonate. Il devra être noté cependant que l'application du dépolluissage à voie humide du gaz dans le seul but d'éliminer le CO_2 échouerait en grande partie car le procédé de dépolluissage lui-même ainsi que la production d'agents de dépolluissage requièrent tous deux de l'énergie. Un certain nombre de procédés brevetés sont disponibles, qui permettent d'éliminer le CO_2 provenant des gaz de combustion en utilisant un solvant qui peut être recyclé, généralement du méthyle éthyle amine (MEA). Après l'absorption du CO_2 dans un système de dépolluissage, le solvant est régénéré thermiquement, relâchant alors du CO_2 . Celui-ci peut alors être compressé, liquéfié et envoyé dans une décharge souterraine. Les indications actuelles montrent que les besoins énergétiques importants de ce type de plan découragent la généralisation de son utilisation.

Rejet du CO_2

Contrairement à la réduction des autres polluants, aucune technologie n'existe pour l'élimination du dioxyde de carbone provenant des gaz de combustion. Cependant, un certain nombre d'options de rejet existent et sont actuellement étudiées par les scientifiques. Pour des raisons techniques, écologiques et économiques, aucune solution viable n'est encore disponible, mais ceci fait l'objet de recherches par certains opérateurs majeurs et par l'agence internationale de l'énergie (AIE).

Les technologies émergentes actuellement envisagées sont :

- le rejet à grande profondeur dans l'océan
- le rejet dans des champs aquifères profonds
- le rejet dans des réservoirs d'huile et de gaz usés
- le rejet sous forme solide dans un dépôt isolé.

7 CONCLUSIONS

Quelques conclusions générales

La situation environnementale des raffineries européennes varie largement à travers la Communauté européenne, le point de départ pour chaque cas est donc très différent. Des perceptions et des priorités environnementales différentes sont aussi évidentes.

Historique des travaux

Le travail sur ce Document de Référence sur les MTD a commencé avec une réunion de lancement les 10 et 11 juin 1999. Plusieurs consultations du groupe de travail technique (GTT) furent organisées pour élaborer la version préliminaire du BREF ou des parties du BREF. La première version préliminaire des Chapitres 1 à 4 et à partir du Chapitre 6 fut envoyée pour consultation en février 2000. Une réunion plénière fut organisée en juin 2000 durant laquelle il fut décidé qu'une autre version du chapitre 4 et de l'introduction du chapitre 5 serait diffusée pour consultation. Cette version partielle fut envoyée pour consultation en octobre 2000. La seconde version complète fut publiée en janvier 2001 et le travail achevé après une autre réunion du GTT les 6 – 8 juin 2001. Après cette réunion, une autre consultation fut réalisée sur le Chapitre 5, le Résumé et les Conclusions.

Sources d'informations

Plus de 350 éléments d'informations ont été utilisés pour la préparation de ce document. Huit rapports fournis par les autorités et l'industrie ont été utilisés comme principales sources d'informations. Complétant ces informations, 17 visites de site et des réunions de sous-groupe ont été organisées et de nombreuses autres informations fournies par les fournisseurs et tirées de la littérature générale ont été rassemblées. Lors des dernières étapes, des commentaires sur les documents préliminaires ont constitué les principales sources d'informations, complétant, qualifiant ou ajoutant des informations à ce BREF.

La majorité des informations sur les techniques fournies par le GTT était centrée sur les techniques de réduction en général. Très peu d'informations étaient disponibles sur la performance des techniques de production à prendre en compte dans la détermination des MTD, et en particulier sur les niveaux d'émission et de consommation atteints que ces techniques de production peuvent réaliser. Plus couramment, ce type de données provenait des fournisseurs de technique et de la littérature générale.

Niveau de consensus

Le secteur des raffineries est un secteur important et complexe, réparti dans tous les Etats membres à l'exception du Luxembourg. Cette taille et cette complexité se traduisent par le nombre de procédés/activités traités dans le BREF et le nombre (plus de 200) de MTD qu'il contient. Le fait qu'un accord ait été obtenu sur toutes les 200+ MTD, à l'exception de 27, reflète l'étendue de l'adhésion des membres du GTT aux conclusions tirées. Une divergence se rapporte à l'introduction générale au Chapitre 5, onze aux MTD générales et quinze aux MTD spécifiques. Toutes sont listées ci-dessous.

	MTD où la divergence de point de vue est traitée	Divergence de point de vue	Divergence de point de vue
1	Introduction au Chapitre 5	Ind. + 2 EM	Dans la détermination de la valeur supérieure de la fourchette d'émission associée dans ce chapitre, l'industrie et deux Etats membres ont exprimé une divergence. La divergence est qu'ils considèrent que la valeur supérieure du Chapitre 5 devrait correspondre à la valeur supérieure du Chapitre 4. Leur raison est que si une technique jugée MTD est déjà appliquée dans une installation et réalise une certaine valeur, cette valeur devrait être prise en compte dans la fourchette des valeurs d'émission associée.
MTD GÉNÉRALE			
2	Réduction des émissions de SO ₂ .	1 EM	Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche traitant des émissions de dioxyde de soufre dans une raffinerie dans son ensemble. Sa proposition est de suivre sa méthodologie nationale dans la détermination et la mise en oeuvre des MTD.
3	Réduction générale du NO _x	1 EM	Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche traitant des émissions de dioxyde d'azote dans une raffinerie dans son ensemble. Sa proposition est de suivre sa méthodologie nationale dans la détermination et la mise en oeuvre des MTD.

4	Tableau des émissions dans l'eau. <i>Métaux totaux</i>	3 EM	Deux Etats membres affirment que le groupe de métaux devrait être divisé en deux groupes en fonction de leur toxicité. Un Etat membre a affirmé que les fourchettes devaient être fournies pour chaque métal individuel. Ces deux dernières demandes ont été exprimées après la réunion du GTT sur les métaux totaux.
5	Tableau des émissions dans l'eau. <i>Mensuellement :</i>	1 EM + Ind.	Un Etat membre affirme que ces valeurs devraient être des moyennes quotidiennes car ces niveaux peuvent facilement être réalisés avec une station d'épuration bien conçue et bien gérée. L'industrie a affirmé que la moyenne devrait être annuelle car ses données sont basées sur des moyennes annuelles.
6	Tableau des émissions dans l'eau. <i>Calcul de la valeur supérieure de la fourchette de charge.</i>	1 EM + Ind.	Un Etat membre conteste les valeurs supérieures de cette colonne car elles devraient représenter les chiffres réels de raffinerie qui sont inférieurs à ceux représentés ici. D'un autre côté, l'industrie pense que les valeurs de charge fixées ici ne devraient pas du tout être des niveaux d'émissions associées, mais plutôt des valeurs d'évaluation comparative car elles dépendent de l'utilisation de l'eau de raffinerie et sont calculées sur une sélection arbitraire de l'utilisation de l'eau moyenne dans 63 raffineries (qui à elle seule est présentée comme une valeur d'évaluation comparative à la page 401 du BREF). Comme cela est énoncé dans la note de bas de page * dans le BREF, les charges réelles d'une raffinerie peuvent être « facilement calculées à partir de la valeur de concentration et du débit réel d'effluent », et peuvent alors être comparées aux valeurs d'évaluation comparative que celles-ci devraient atteindre.
7	Tableau des émissions dans l'eau. <i>Teneur totale en hydrocarbure :</i>	2 EM + Ind.	Un Etat membre et l'industrie affirment qu'une valeur supérieure de 3 mg/l est représentative des données d'exploitation réelles des infrastructures de raffinerie existantes en Europe dotées d'une station d'épuration à 3 étapes actuellement en service. Un Etat membre a proposé une valeur supérieure de 5 basée sur les performances actuelles observées dans les infrastructures existantes de son pays.
8	Tableau des émissions dans l'eau. <i>DCO :</i>	1 EM	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur de la concentration devrait s'élever à 75 et le niveau supérieur de charge à 45 car une unité de traitement biologique standard réduit la teneur en DCO de 90 à 97%. Par conséquent, 75 est une valeur aisée à réaliser dans une unité de traitement biologique bien conçue et bien gérée.
9	Tableau des émissions dans l'eau. <i>NH₃.</i>	1 EM	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur devrait être égal à 5. Ces niveaux peuvent être réalisés grâce à l'utilisation de stripeurs et à une étape de nitrification/dénitrification biologique.
10	Tableau des émissions dans l'eau. <i>Total N.</i>	Ind.	L'industrie pense que, lorsque l'azote ne constitue pas un polluant préoccupant dans les eaux réceptrices, la dénitrification ne peut pas être une MTD car l'avantage environnemental pour les eaux réceptrices est très faible, alors que le coût en euros (dépenses d'investissement) et les émissions de CO ₂ sont élevées.
11	Tableau des émissions dans l'eau. <i>Charge totale de N :</i>	1 EM	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur de la fourchette devrait être égal à 8. Il a montré (sur la base de données réelles) qu'un chiffre inférieur à 8 pouvait facilement être réalisé avec un stripeur ou une étape de nitrification/dénitrification.
12	Tableau des émissions dans l'eau. <i>matières en suspension :</i>	1 EM	Un Etat membre affirme que le niveau supérieur devrait être égal à 30. La raison est que l'utilisation de sédimentation, de flottation, de filtration ou d'une combinaison de ces techniques peut réduire les matières en suspension de 60 à 99,99 %.
MTD SPÉCIFIQUES			
13	Production d'huile de base.	Ind.	L'industrie affirme qu'étant donné les informations contenues dans ce document, le NMP et le furfural constituent des

	Utilisation de NMP		candidats de solvants également viables. Selon l'industrie, le BREF ne donne aucune preuve permettant d'en préférer un.
14	Craqueurs catalytiques dans des conditions d'oxydation partielle	1 EM + Ind.	Un Etat membre affirme que la fourchette d'émission associée devrait être de 300 – 450 mg/Nm ³ si l'on veut réaliser ces faibles niveaux de CO. L'industrie pense toujours que la fourchette doit être de 100 – 500 mg/Nm ³ pour couvrir la fourchette totale rapportée dans la Section 4.5.3.
15	Craqueurs catalytiques. Emissions de NO _x	3 EM	Il existe trois divergences de point de vue d'Etats membres sur la fourchette des émissions de NO _x . Un Etat membre affirme que l'application d'une RSC est toujours possible et que la valeur supérieure devrait donc être égale à 100. Un Etat membre affirme que la fourchette devrait être de 300 - 450 mg/Nm ³ car la technique de FCC est choisie en fonction du pétrole brut traité, de la configuration de la raffinerie et de la demande du produit. Les émissions de NO _x ne peuvent donc pas motiver les opérations de production. Un Etat membre affirme que la fourchette devrait être de 10 – 450 car la RSC et la RSNC ne sont pas applicables à toutes les unités existantes.
16	Craqueurs catalytiques. Emissions de SO _x	1 EM	Un Etat membre maintient que la FGD est toujours applicable et que la fourchette devrait donc être de 10 – 100.
17	Craqueurs catalytiques. Emissions de SO _x et de NO _x	1 EM	Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche suivie dans cette section pour les émissions de SO _x et de NO _x . Sa proposition est de suivre sa méthodologie nationale dans la détermination et la mise en oeuvre des MTD.
18	Unité de cokéfaction. Particules	Ind.	L'industrie affirme que le DE n'est pas applicable car la conductivité des particules de coke est élevée et donc la valeur supérieure de la fourchette devrait être égale à 100.
19	Unité de cokéfaction. Fours de calcination. SO _x	Ind.	L'industrie affirme qu'avec l'application de la FGD et avec 90 % d'élimination, il n'est pas possible d'atteindre la valeur supérieure car la quantité de soufre présente dans la charge peut être très élevée. Sa proposition est d'augmenter la valeur à 500.
20	Système énergétique. Teneur en soufre de la recirculation des gaz de combustion	1 EM	Un Etat membre affirme que pour les raffineries existantes, la fourchette devrait être de <500 – 1000 ppm car la teneur en H ₂ S dans la recirculation des gaz de combustion est négligeable si la limite de « bulle » est respectée. MTD répétée dans deux autres endroits du Chapitre 5.
21	Systèmes énergétiques. NO _x émanant des chaudières et des réchauffeurs fonctionnant au gaz	2 EM	Deux Etats membres affirment que la valeur supérieure devrait être égale à 100 car elle peut être réalisée grâce à la mise en œuvre de mesure primaires et d'une RSC.
22	Systèmes énergétiques. NO _x émanant des chaudières et des réchauffeurs fonctionnant au combustible liquide	2 EM	Un Etat membre affirme que les petits réchauffeurs (<50MW) peuvent réaliser une valeur de 200 et qu'avec les réchauffeurs et chaudières de grande dimension (>50MW), l'installation d'une RSC est justifiée et donc des valeurs inférieures à 100 peuvent être atteintes. Un Etat membre avance un niveau de 200 – 400 du fait de la teneur en azote dans le combustible
23	Systèmes énergétiques. NO _x émanant des turbines à gaz	1 EM	Un Etat membre affirme que la valeur supérieure devrait être égale à 35 sur la base des mesures primaires et de la RSC.
24	Systèmes énergétiques. Emissions de	1 EM + Ind.	Un Etat membre affirme que la fourchette pour les particules devrait être de 30 – 50 car ces valeurs sont compatibles avec une réduction de 95 %. L'argument de l'industrie pour la

	particules		fourchette de 5 à 50 mg/Nm ³ est qu'elle est compatible avec la fourchette globale rapportée dans le Chapitre 4.
25	Systèmes énergétiques. Emissions de SO ₂ émanant du pool de combustible liquide	2 EM + Ind.	Un Etat membre affirme que l'utilisation d'une FGD est toujours possible et que la valeur supérieure devrait donc être égale à 200. Un Etat membre et l'industrie affirment que la limite ne devrait pas être inférieure à 1700 mg/Nm ³ de SO ₂ /Nm ³ , ce qui équivaut à un niveau de soufre de 1 % dans le fioul sans réduction.
26	Systèmes énergétiques.	2 EM	Un Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche suivie dans cette section pour les émissions de SO _x et de NO _x . Sa proposition est de suivre sa méthodologie nationale dans la détermination et la mise en oeuvre des MTD. Un autre Etat membre n'est pas d'accord avec l'approche suivie dans cette Section car il affirme que l'approche de « bulle » devrait motiver la Section sur les MTD énergétiques.
27	SRU	2 EM	Un Etat membre affirme que la FGD peut être utilisée lorsque les concentrations provenant de la SRU sont supérieures à 2 000 mg/Nm ³ et qu'elles représentent une quantité significative des émissions de SO ₂ dans la raffinerie. Un Etat membre affirme que les rendements de récupération mentionnés comme MTD sont valables pour les nouvelles installations. Il affirme que la MTD pour les unités existantes est une récupération de 98,5 – 99,5 %.
Ind. : Industrie ; EM : Etat membre			

Recommandations pour les travaux futurs

Le GTT a reconnu les interrelations qui existent entre les émissions émanant de la raffinerie elle-même et celles émanant de l'utilisation de produits de raffinerie. Il semblerait qu'il soit important que les régulateurs soient informés de cet impact environnemental indirect. Par exemple, une réduction de la teneur en soufre dans un combustible signifie que les raffineries doivent gérer une plus grande quantité de soufre. Par conséquent, le GTT conseille aux organismes européens et internationaux pertinents de prendre en compte cet aspect important pour réduire l'impact environnemental général de l'industrie dans son ensemble. De plus, il conseille aux organismes européens de prendre en compte l'impact sur les émissions générées par les raffineries lorsqu'ils envisagent de nouvelles spécifications produits.

Très peu de données ont été échangées sur les techniques de production et les bonnes pratiques environnementales associées (comme les niveaux de consommation et d'émission actuels, les évaluations comparatives de consommation ou les aspects économiques à améliorer). C'est la principale raison pour laquelle le Chapitre 5 ne traite que d'un nombre peu important de techniques de production. Pour les révisions futures du BREF, tous les membres du GTT et les parties intéressées devraient commencer ou continuer à rassembler ces données sur tous les procédés de production. Les données devraient être exprimées en concentrations et en charges et, lorsque cela est approprié, en rapport avec la quantité de matériaux de ressources et/ou de production.

Le GTT reconnaît que les fournisseurs de techniques ou les associations de fournisseurs de techniques européennes (comme la European Sealing Association) peuvent apporter d'excellentes contributions au BREF, en particulier leur expertise dans les nouvelles applications dans le secteur de la raffinerie. Par conséquent, leur implication officielle dans la révision prochaine du BREF est recommandée. Le GTT conseille de commencer la révision de ce document en 2006.

Pour les émissions fugaces de COV, un guide au niveau européen couvrant les performances des équipements et les bonnes pratiques serait utile. Il peut être élaboré comme étape préparatoire à la prochaine révision du BREF en partenariat entre les Etats membres, les organismes environnementaux européens, les fournisseurs et les représentants de l'industrie.

Les informations sur les installations et les données sur les performances réelles sont rares ; pour la révision de ce document, les informations manquantes devraient être fournies. Outre les données manquant en général, comme cela est mentionné ci-dessus, les commentaires suivants concernent des domaines spécifiques pour lesquels des données et des informations manquaient :

- a) collecter et analyser plus de données sur les divergences de point de vue avec pour but leur résolution
- b) essayer d'obtenir un consensus sur la définition de « bulle » et essayer de réunir un soutien technique pour les valeurs de MTD associées selon le concept de « bulle » pour les principaux polluants de l'air
- c) le rendement énergétique a été reconnu comme l'un des aspects les plus importants de ce BREF. La raison est que les procédés de raffinerie sont très intensifs en énergie. Dans la prochaine version, une analyse supplémentaire des méthodes et de la quantification du rendement énergétique devra être réalisée. Le développement et la promotion d'une méthodologie transparente pour le calcul du rendement énergétique devraient être soutenus
- d) fournir des informations sur le déclassement des procédés
- e) fournir des données sur le bilan matière des métaux présents dans le pétrole brut. Le bilan matière du soufre est généralement réalisé dans les raffineries, mais aucune information sur le bilan matière des métaux n'a été rapportée. Les métaux volatiles comme le mercure, présents dans le pétrole brut, constituent un aspect à explorer. Où vont-ils et comment peuvent-ils être réduits ?
- f) les données sur les caractéristiques des particules comme les hydrocarbures non brûlés, les métaux (comme le Ni, le V) et le PM₁₀ doivent être homologuées
- g) très peu d'informations ont été fournies sur les niveaux de bruit ou sur les techniques pour les réduire
- h) aucune information n'a été fournie sur la réduction des odeurs. Il est reconnu que la réduction des odeurs est liée à la réduction des COV (généralement des composés de soufre), mais il n'existe aucune identification des composés et de leur provenance. En d'autres termes, une analyse des COV doit être réalisée
- i) collecter les données sur les émissions de dioxines et sur l'effet des procédés de régénération du catalyseur et de certaines infrastructures de nettoyage
- j) un aspect important des déchets de raffinerie est l'existence de nombreuses définitions différentes selon les pays, rendant les comparaisons de déchets difficiles. Rédiger un catalogue des types de déchets produits par les raffineries pour rendre la comparaison plus facile et plus précise
- k) rassembler des informations sur les émissions de NO_x et de SO_x émanant du système de brûlage à la torche
- l) collecter des informations sur les émissions de NO_x émanant des procédés de cokéfaction
- m) très peu d'informations ont été échangées sur les installations au gaz naturel. Cela peut partiellement s'expliquer par le nombre très inférieur de ces installations par rapport aux raffineries de pétrole. Cependant, certaines données concrètes sur la façon d'améliorer ces installations au niveau environnemental doivent être échangées.

Sujets suggérés pour les futurs projets de R&D

Les sujets suivants pourraient être envisagés pour les futurs projets de Recherche et Développement :

Il a été reconnu que les questions croisées qui peuvent être engendrées par certaines techniques de procédé sont très difficiles à évaluer. Par exemple, les productions d'alkylation posent la question difficile de l'identification du meilleur procédé : L'alkylation HF (énergétiquement plus efficace mais catalyseur très toxique) ou l'alkylation sulfurique (énergétiquement moins efficace et les déchets générés doivent être recyclés, mais moins toxique). Il peut être utile de développer une méthodologie pour comparer deux techniques ou plus.

Une étude de comparaison du rendement énergétique dans le secteur de raffinerie dans le monde. Elle doit prendre en compte les différents types de raffinerie. Au cours de cette étude, une méthodologie transparente doit être définie. L'étude devrait aussi inclure une analyse des techniques déjà utilisées dans le secteur de la raffinerie pour améliorer le rendement énergétique et la façon dont elles affectent l'efficacité, le coût et l'avantage environnemental.

Peu d'informations sur les caractéristiques chimiques et physiques de la poussière (comme la teneur en hydrocarbures non brûlés, la teneur en métaux et la teneur en PM₁₀) ont été collectées durant le travail. Parce que ces analyses sont difficiles à réaliser, elles peuvent être soutenues par un projet de R&D pour les normaliser.

Une étude des émissions fugaces des raffineries. Elle devrait inclure la collecte des données sur les émissions fugaces de COV émanant du secteur de la raffinerie. Elle peut se fonder sur les informations fournies par la Commission selon l'Article 15 (European Pollutant Emission Register, EPER). Elle devrait aussi inclure une analyse des méthodes de surveillance et une analyse des techniques de réduction des émissions de COV afin de quantifier les capacités et le coût de réduction des émissions. Ce programme peut aussi se concentrer sur les différents types d'équipements qui pourraient être utilisés, leurs performances et leurs coûts, sur la nécessité de développer de nouveaux équipements présentant un meilleur compromis entre la performance et le coût ou permettant l'identification et la caractérisation des émissions fugaces de COV à un coût inférieur à celui des programmes LDAR.

Les raffineries manipulent des produits dangereux comme les composés aromatiques (benzène, etc.). Certaines études devraient être encouragées pour mieux évaluer les émissions de ces produits, leur impact sur l'environnement et les différentes façons de résoudre ces problèmes. Cela est, dans une certaine mesure, lié aux émissions fugaces de COV, sauf qu'il est, ici, nécessaire de caractériser ces émissions.

Selon les autorités délivrant les permis, il est nécessaire d'obtenir des informations techniques plus précises dans ce domaine. De nombreuses recommandations sont apportées sur les joints d'étanchéité des différents équipements. Il pourrait être particulièrement utile d'étudier plus précisément leur efficacité et leurs conditions de mise en oeuvre et d'établir les bonnes pratiques et méthodologies concernant le type de joints d'étanchéité à recommander, la façon de vérifier leur efficacité, leurs conditions d'utilisation et l'intervalle de remplacement pertinent.

Le mode d'oxydation sans flamme commence à être plus largement utilisé dans les secteurs comme ceux du fer, de l'acier et de la céramique. Les études et les expériences devraient être favorisées pour encourager un travail similaire dans le secteur de la raffinerie. Cette technique semble présenter un rendement énergétique plus élevé et de faibles émissions de NO_x.

Il a été très difficile d'exprimer des performances environnementales de ce secteur concernant le débit massique ou le débit massique spécifique qui soient hautement représentatives de l'impact environnemental. Cela est dû au fait que la consommation énergétique d'une raffinerie augmente avec sa complexité et le degré de conversion des produits. En parallèle, le taux de soufre récupéré augmente avec la complexité et la consommation énergétique. Une méthodologie visant à faciliter une évaluation comparative du débit massique spécifique, en prenant par exemple en compte différentes sortes de raffineries, serait utile.

La CE lance et soutient, à travers ses programmes de RDT, une série de projets traitant des techniques propres, des techniques émergentes de recyclage et de traitement des effluents et des stratégies de gestion. Ces projets pourraient potentiellement apporter une contribution utile aux révisions futures du BREF. Les lecteurs sont par conséquent invités à informer l'EIPPCB de tous les résultats de recherche pertinents pour la portée de ce document (voir aussi la préface de ce document).

9. GLOSSAIRE

Symboles	
~	Environ, plus ou moins
ΔT	Augmentation de la température, hausse de température
€	EUR (monnaie de l'UE)
	Surligné dans le document pour faciliter les révisions suivantes.
°API	Unité de densité (densité relative = $141,5/(\text{°API}+131,5)$)
A	
Amylènes	Pentènes
an	An
API	American Petroleum Institute
atm	Atmosphère. Unité de pression égale à 101,3 kPa
Auto-Oil I, II	Programmes de coopération entre l'UE et les industries des hydrocarbures et automobiles pour identifier le moyen le plus rentable pour améliorer la qualité de l'air en Europe. Ceux-ci ont abouti à des Directives sur les propriétés des carburants et les émissions d'origine automobile.
B	
b/jc	Barils par jour civil (débits moyens basés sur 365 jours d'exploitation par an)
b/jm	Barils par jour de marche (débits basés sur le temps de fonctionnement réel d'une unité)
bar	Unité de pression égale à 100 kPa (1 bar = 0,987 atmosphères)
barg	Bar gauge (pression relative sur pression atmosphérique)
bbl	Baril US (159 litres)
BEPRIP	Bureau européen de l'IPPC
BP	Basse pression
BREF	Document de référence des Meilleures Techniques Disponibles (Documents développés par le BEPRIP sur différents secteurs de l'IPPC)
BREF horizontal	Documents de référence des MDT préparés pour traiter de sujets communs à plus d'un secteur industriel de l'IPPC (soit le stockage, le refroidissement, les eaux usées et les gaz résiduels et le contrôle)
BT	Basse température
BTEX	Benzène, toluène, éthyl benzène, xylène
BTX	Benzène, toluène, xylène
C	
CA	Courant alternatif
CA	Charbon actif
CAG	Charbon actif en granulés
CAP	Charbon actif en poudre

Carbone Conradson	Mesure du résidu de carbone (exprimé en % w/w). Mesure de la tendance d'un hydrocarbure à former du coke.
cat	Catalytique
CC	Courant continu
CC	Contrôle de la combustion
CCE	Commission de la Communauté Européenne
CCGI	Cycle combiné à gazéification intégrée
CCPLR	Craquage catalytique du pétrole lourd et des résidus
CCR	Résidu de carbone Conradson (Voir Carbone Conradson ci-dessous pour plus d'informations)
CCR	Craqueur catalytique de résidus
CDD/CDF	Chlorodibenzo para-dioxines/furannes
CDU	Unité de distillation atmosphérique de pétrole brut
CE	Communauté Européenne
CHP	Chaleur et électricité combinées (cogénération)
CONCAWE	Organisation européenne des compagnies pétrolières pour l'environnement, la santé et la sécurité
Corinair	Inventaire européen des émissions atmosphériques
COT	Carbone organique total
COV	Composé organique volatil
CP	Contrôle de la pression
CR	Chaudière de récupération
craqueurcat	Craqueur catalytique (fait habituellement référence à un craqueur catalytique à lit fluidisé)
C _x	Hydrocarbures avec un nombre x de carbones
D	
dB(A)	Unité de bruit
DBO	Demande biologique en oxygène
DCO	Demande chimique en oxygène
DEA	Diéthanolamine
DEA	Désulfuration des eaux acides
DG	Direction Générale de la Commission Européenne
DGA	Diglycolamine
DIPA	Diisopropanolamine
DLO	Déshuileur à lames ondulées
DLP	Déshuileur à lames parallèles
E	
EA	Eau acide
EAC	Eau d'alimentation de chaudière pour la production de vapeur
EF	Équivalent fuel (1 tonne d'EF = 4,25·10 ⁻¹⁰ J)
EIE	Étude d'impact sur l'environnement
EII	Indice d'intensité énergétique (indice Salomon. Voir Section 3.10.1)
EM	Etat membre de l'UE
ER	Eau de refroidissement
ETBE	éthyl-tertio-butyl-éther
EUR	Euro : monnaie de l'UE
F	
FAD	Flottation à l'air dissous
FCC	Craquage catalytique en lit fluidisé
FGD	Désulfuration des gaz de combustion
FGR	Recirculation des gaz de combustion
FO2	Fuel lourd
FS	Fuel de soute
FS	Filtre à sable
G	
GCR	Gaz combustible de raffinerie.
GO	Gasol
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
GTT	Groupe de travail technique européen sur les raffineries
H	

h	Heure
HC (1)	Hydrocarbure
HC (2)	Hydrocraqueur/age
HDM	Hydrodémétallisation
HDS	Hydrodésulfurisation
HGO	Gasoil lourd
HMA	Hydrocarbure mono-aromatique
HP	Haute pression
HPA	Hydrocarbure poly-aromatique
HT	Haute température
Hydrofineur	Hydrocraquage sélectif
I	
I.V.	Indice de viscosité (voir Section 2.3)
IAF	Flottation induite à l'air
ILF	Incinérateur à lit fluidisé
Installation de platformage	Type d'installation de reformage catalytique
IOR	Indice d'octane recherche
ITDN	Installation de traitement biologique par nitrification/dénitrification
I-TEQ _{DF}	Équivalent toxique international des dioxines/furannes
j	Jour
K	
k--	Kilo
kéro	Kérosène
KjN	Azote Kjeldahl (mesure de la teneur totale en nitrogène)
kt	Kilotonne (10 ⁶ kg)
L	
LAD	Laser à absorption différentielle
LCO	Pétrole léger de cokéfaction
LCP	BREF Grandes installations de combustion
LDAR	Programme de détection et de réparation des fuites (voir Section 4.23.6.1)
LVGO	Gasoil léger sous vide
LVO	Gasoil léger
LVOC	BREF Chimie organique à grand volume de production
M	
M---	Million
MDEA	Mono-diéthanolamine
MEA	Monoéthanolamine
Monnaies	http://fxtop.com/en/adv.htm
MP	Matière particulaire (toute matière solide ou liquide finement divisée émise dans l'air)
Mt/an	Million de tonnes par an
MTBE	Méthyl tertio butyl éther
MW _e	Mégawatts électriques (énergie)
MW _{th}	Mégawatts thermiques (énergie)
N	
n-	Composé organique normal, linéaire
N---	Normal (fait référence au volume de gaz dans des conditions normales (température de 0 °C et pression d'une atmosphère (101,3 kPa)))
n.d	Non disponible (généralement pour des informations qui ne sont pas disponibles dans le document).
n/a	Non applicable
Naphténique	Les naphènes contiennent un anneau saturé ou plus de 5 ou 6 atomes de carbone dans leurs molécules auxquelles des branches de type paraffinique sont liées.
N-Kj	Azote analysé par la méthode Kjeldahl.
NO _x	Oxydes d'azote (NO + NO ₂ , normalement exprimé par NO ₂)
OI	Osmose inverse
OMI	Organisation Maritime Internationale
P	

p/p	Poids sur poids. Rapport exprimé en poids
Pa	Pascal (N/m ²), unité de pression du SI : A atm=101,3 kPa
PAH	Pollution accidentelle par hydrocarbures
PCDD/F	Polychlorodibenzo para-dioxines/furannes
PDR	Point de rejet
PE	Parlement Européen
PHC	Pollution continue aux hydrocarbures
PM	Pression moyenne
PM ₁₀	Matière particulaire d'une dimension inférieure à 10 µm
poly-unit	Unité de polymérisation
PPH	Pas de pollution aux hydrocarbures
ppm	Parties par million (poids)
ppm v/v	Parties par million en volume
PPS	Séparation pressurisée à flux croisé des plaques de l'unité de dessalage
PSA	Adsorption modulée en pression utilisée pour la purification de l'hydrogène
psi	Livres par pouce (unité de pression britannique 1 bar = 14,5 psi)
psia	Livres par pouce (pression absolue)
PTE	Plomb tétraéthyle
PTM	Plomb tétraméthyle
R	
Résidu	Dans ce document, ce terme est utilisé pour désigner les fractions les plus lourdes de la distillation et de la conversion. Ces fractions sont utilisées comme intermédiaires dans d'autres procédés ou comme combustible liquide de raffinerie.
RSH	Mercaptan
RSV	Résidu sous vide
RTFE	Réservoirs à toit flottant externes
RTFI	Réservoir à toit flottant interne
S	
S	Soufre
SD	Solides dissous
Séparateur API	Séparateur d'hydrocarbure/eau/boues (développé par l'American Petroleum Institute)
SME	Système de management environnemental (voir Section 4.15.1)
SO _x	Oxydes de soufre (SO ₂ et SO ₃)
SRU	Unité de récupération du soufre
SS	Solides en suspension
SSE	Santé, sécurité et environnement
SST	Solides en suspension totaux (eau)
STEP	Station d'épuration
T	
t	Tonne (1000 kg)
t/an	Tonnes par an (année)
t/j	Tonnes par jour
TAME	Tertio-amyl-méthyl-éther
TCDD/F	Tétrachlorodibenzo para-dioxines/furannes (référence de toxicité pour les dioxines)
TGCC	Turbine à gaz à cycle combiné
TGR	Traitement des gaz résiduels de l'installation de récupération du soufre
TVR	Tension de vapeur Reid
U	
U	Unité (suivi des noms des procédés)
UBA	Unité de traitement des boues activées
UCD	Unité de cokéfaction différée
UE+	Pays de l'UE plus la Norvège et la Suisse
UF	Ultrafiltration
UFCC	Unité de craquage catalytique en lit fluidisé
UFF	Unité de floculation/de flottation
UHC	Unité hydrocraqueur
Ultraformeur	Type de reformeur

USAEPA	Agence américaine pour la protection de l'environnement
USB	Unité de soufflage du bitume
UVP	Unité à vide poussé
UVR	Unité de viscoréduction
V	
v/v	Volume pour volume
VSBGO	Gasoil de viscoréduction
W	
Y	

10 ANNEXES

Six annexes ont été préparées pour compléter les informations fournies dans ce document. Les informations fournies sont les suivantes :

Annexe I	Législation environnementale et valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries.
Annexe II	Configurations des raffineries.
Annexe III	Charge d'alimentation, intermédiaires et produits de la raffinerie.
Annexe IV	Exemples de rentabilité fournis et mise en œuvre de technologies environnementales.
Annexe V	Informations générales relatives aux membres du GTT pour les différentes propositions des émissions de SO ₂ et de NO _x selon le droit à polluer.
Annexe VI	Propositions de certains Etats Membres sur la mise en œuvre des MTD dans le secteur de la raffinerie

10.1 Annexe I. Législation environnementale et valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries.

Les raffineries rejettent des émissions dans l'air, des déversements dans l'eau ainsi que des déchets. La majorité des polluants est émise dans les cours d'eau qui, par nature, sont transfrontaliers. Par conséquent, un grand nombre de politiques et de réglementations en matière d'environnement relatives au raffinage du pétrole sont, dans une large mesure, influencées par les développements internationaux (directives de l'UE et autres réglementations internationales). Ces réglementations portent sur la qualité du produit, les émissions de raffinerie et, depuis plus récemment, les rapports environnementaux. La question des procédures d'urgence est normalement incluse dans le rapport de sécurité externe et dans le permis relatif au lieu.

10.1.1 Législation de l'UE et autres législations internationales

Le Tableau 10.1 présente un résumé de certaines des principales législations de l'UE applicables aux raffineries.

Nom	Concernant	Emplacement	Valeurs limites d'émission
Directive 96/61/EC	la prévention et le contrôle intégrés de la pollution	Journal Officiel L 257, 10/10/1996 p. 26 BGBl. I, 1997, S. 542	Aucune
Directive 88/609/EEC et le dernier amendement par la Directive 94/66/EC	la limitation des émissions dans l'air de certains polluants en provenance des grandes installations de combustion	Journal Officiel L 336, 07/12/1988 p. 1	Oui
Directive 75/442/EEC telle qu'elle a été amendée par la Directive 91/156/EEC	les déchets	Journal Officiel L 194, 25/07/1975 p. 39	
Directive 91/689/EEC	les déchets dangereux	Journal Officiel L 377, 31/12/1991 p. 20	
Directive du Conseil 84/360/EEC	la lutte contre la pollution de l'air en provenance des installations industrielles	Journal Officiel L 188, 16/07/1984 p. 20	
Directive 67/548/EEC	l'approximation des lois, des réglementations et des dispositions administratives concernant la classification, le conditionnement et l'étiquetage des substances dangereuses	Journal Officiel L 196, 16/08/1967 p. 1	
94/904/EC : Décision du Conseil	l'établissement d'une liste de déchets dangereux selon les termes de l'Article 1 (4) de la Directive du Conseil 91/689/EEC sur les déchets dangereux	Journal Officiel L 356, 31/12/1994 p. 14	
Directive 94/63/EC	le contrôle des émissions de composés organiques volatiles (COV) provenant du stockage du pétrole et de sa distribution à partir des terminaux vers les stations de service	Journal Officiel L 365, 31/12/1994 p. 24	
Directive 96/82/EC	le contrôle des principaux dangers accidentels impliquant des substances dangereuses	Journal Officiel L 10, 14/01/1997 p. 13	
Directive du Conseil 1999/13/EC	la limitation des émissions de composés organiques volatiles dues à l'utilisation de solvants organiques dans certaines activités et installations	Journal Officiel L 085, 29/03/1999 p. 000 1 - 0022	
Régulation du Conseil	l'autorisation à participer	Journal Officiel L 168,	

Nom	Concernant	Emplacement	Valeurs limites d'émission
(EEC) No 1836/93	volontairement pour des sociétés du secteur industriel à un plan communautaire d'audit et de gestion de l'écologie	10/07/1993 p. 1	
Directive 94/9/EC du Parlement européen et du Conseil	l'approximation des lois des Etats membres en ce qui concerne les équipements et les systèmes de protection qu'il est prévu d'utiliser dans des atmosphères potentiellement explosives	Journal Officiel NO. L 100, 19/04/1994 P. 0001 - 0029	
Directive 94/63/EC	la peinture des réservoirs de pétrole		

Tableau 10.1 : Principales législations de l'UE affectant les raffineries

Législation affectant les spécifications du produit

Spécifications du produit (Programme Auto-Oil et OMI)

Les préoccupations relatives à l'impact de la combustion du combustible sur l'environnement et sur la santé ont entraîné des changements de réglementations en matière d'environnement, en particulier au niveau de la composition de l'essence et du gasoil, qui constituent les produits les plus importants (spécifications Auto-Oil dans le Tableau 1.4). Les principales restrictions relatives au diesel imposent des limites sur la teneur en soufre et en aromatiques polynucléaires. Les spécifications de l'essence concernent non seulement la teneur en soufre et en aromatiques totaux, mais aussi les limites de composants spécifiques, comme le benzène, les oléfines, le TVR maximum et, aux Etats-Unis, l'oxygène minimum pour les zones qui présentent des problèmes relatifs aux émissions de CO.

Les spécifications relatives aux fiouls lourds sont régularisées par la Directive du Conseil 1999/32/EC relative à la réduction de la teneur en soufre de certains combustibles liquides et amendant la réglementation 93/12/EC. OJ L121/13, 11 mai 1999 UE B. Pour l'huile de chauffage, la Directive impose une réduction à 0,1 % de la teneur en soufre en 2008 et une limite de la teneur en soufre à 1 % à partir de 2003 pour les combustibles landtrade. Pour les navires de haute mer, les réglementations de l'Annexe VI de la convention MARPOL, une fois ratifiée, implique qu'à compter de 2003, dans les zones considérées comme des zones de contrôle des émissions de SO_x, l'utilisation de combustibles pourrait se limiter aux combustibles présentant une teneur maximum en soufre de 1,5 %.

Législation affectant les émissions dans l'air

Loi	Concernant
<i>Directive nationale sur les plafonds d'émissions</i>	Directive importante pour la réduction du CO ₂ , du SO ₂ , du NO _x et des COV
<i>Protocole sur la Pollution de l'Air (Protocole de Göteborg, 1^{er} décembre 1999).</i>	Directive importante pour la réduction du SO ₂ , du NO _x et des COV
<i>Prévention des COV pendant les transferts de liquides</i>	Lors des transferts de liquides dans des cuves à pression atmosphérique, la phase vapeur (souvent de l'air, mais aussi des gaz inertes) dans la cuve de réception est souvent émise dans l'atmosphère. Ces opérations de chargement sont connues comme ayant un impact sur l'environnement en raison de la présence de COV. Le Stade 1 de la Directive de l'Union Européenne 94/63/EC prescrit des mesures de réduction des émissions et l'application d'unités de récupération de vapeur (URV) ou de systèmes de récupération de vapeur (SRV) pour empêcher la fuite des vapeurs dans l'atmosphère.
<i>Directive sur la qualité de l'air (DQA)</i>	La Directive sur la qualité de l'air fournit des valeurs limites. Un accord sur les émissions de MP par le Conseil des Ministres a été obtenu à la seconde lecture et sera publié dans peu de temps.
<i>Directive de la Communauté européenne sur les Installations de Combustion de Grande Envergure</i>	Les nouvelles unités (c'est-à-dire les unités construites le ou après le 1 juillet 1987) ayant des fours individuels de plus de 50 MWth ou de nombreux réchauffeurs où l'entrée thermique agrégée est supérieure à 50 MW entrent dans la « Portée » de la Directive européenne sur les Installations de Combustion de Grande Envergure, et doivent se plier à ses exigences. Cependant, la Directive ne couvre pas les procédés directs de raffinerie, par exemple les régénérateurs de UFCC, les procédés de cokéfaction ou les SRUS, ni les turbines à gaz. La Directive requiert que les Etats Membres introduisent des programmes pour réduire de manière successive les émissions de dioxyde de soufre et d'oxydes d'azote provenant des installations de combustion fonctionnant, ou ayant eu un permis, avant le 1 juillet 1987.

Tableau 10.2 : Législation principale affectant les émissions dans l'air

Le Tableau 10.3 dresse la liste, par composé, de la législation affectant les émissions dans l'air

Composé		Loi
Dioxyde de carbone	International	Protocole de l'ONU Post-Kyoto/Convention sur les gaz à effet de serre
	Directives de la CE	93/76/EEC 93/389/EEC
Particules	International	UE/ONU-ECE
	Directives de la CE	Directive sur les installations de combustion de large envergure (LCPD) Directive sur la prévention et la réduction intégrées de la pollution (IPPC) Directives sur la qualité de l'air (AQFD)
	Autre :	ONU-OMS USA-EPA
Oxydes de soufre	International	UE/ONU-ECE

Composé		Loi
	Directives de la CE	Directive sur les installations de combustion de large envergure (LCPD) Directive sur le soufre dans les combustibles liquides (SLFD) Directive sur la prévention et la réduction intégrées de la pollution (IPPC)
	Directives sur la qualité de l'air	Protocole sur le Soufre (Bunkers compris) Directives sur le cadre de la qualité de l'air (AQFD) Directives sur les plafonds nationaux
	Autres	ONU-ECE/- Organisation Mondiale de la Santé (OMS) USAEPA/ 1990 Clean Air Act
Oxydes d'azote	International	UE/ONU-ECE Stratégie d'acidification
	Directives de la CE	LCPD IPPC Directives sur la qualité de l'air : AQFD Protocole sur l'azote (93/361/EEC) Directives sur les plafonds nationaux
	Autres	ONU-ECE/-OMS USAEPA/ 1990 Clean Air Act
Composés organiques volatiles	International	UE/ONU-ECE Stade I (Marine VR) du protocole sur les COV/ONU6ECE, Stade II Annexe VI de la convention MARPOL IMO-MARPOL 73/78
	Directives de la CE	Directives sur la qualité de l'air AQFD 94/63/EC Directives sur les plafonds nationaux Stratégie d'ozone
	Autres	ONU-OMS USAEPA/1990 Clean Air Act Proposition de la CE- pollution de l'air transfrontières à longue portée
Monoxyde de carbone	International	Convention de l'ONU/sur les gaz à effet de serre
	Directive de la CE	IPPC
	Autres	ONU-OMS
Méthane	International	Protocole de l'ONU Post-Kyoto/Convention sur les gaz à effet de serre
	Directives de la CE	(93/389/EEC)
Halon et CFC	International	Protocole de l'ONU de Montréal (94/84/EC)
Nickel	International	Protocoles de l'ONU-ECE sur les métaux lourds
	Directives de la CE	Directives sur la qualité de l'air, AQFD IPPC
Benzène	Directives de la CE	Directives sur la qualité de l'air AQFD IPPC
HPA	Directives de la CE	Directives sur la qualité de l'air AQFD IPPC
	Autres	Protocole POP de l'ONU-ECE

Tableau 10.3 : Polluants atmosphériques affectés par la législation principale

Législation affectant les émissions dans l'eau

Une décision OSPARCOM (89/5) établit une limite sur le pétrole pour les déversements de raffinerie.

Législation affectant d'autres aspects

Etude d'impact environnemental (EIE)

Un outil important d'un management environnemental proactif tel qu'imposé par les autorités internationales (en Europe par la directive EC) est l'étude d'impact environnemental. Avant chaque projet d'investissement, les émissions, les eaux usées et les déchets prévus, ainsi que les mesures de réduction nécessaires seront définies, et les effets et les impacts des activités projetées sur l'environnement seront évalués et rapportés. Un rapport d'EIE approuvé est une composante obligatoire de la procédure de permission des nouvelles installations.

Sécurité externe

Sur la base de la recommandation post-Seveso de l'UE (82/501, les raffineries sont aujourd'hui dans l'obligation de préparer un rapport de sécurité externe. La recommandation Seveso-1 a été mise en œuvre en 1999, et implique des exigences supplémentaires par rapport au rapport sur la sécurité. Elle s'applique à la raffinerie dans son ensemble.

Quelques valeurs limites internationales d'émission

Composé	
SO ₂	La Directive de la CE sur les installations de combustion de grande envergure régulant la teneur en soufre dans les combustibles liquides définit une limite d'ensemble de 1 700 mg/Nm ³ (à l'intérieur de la « bulle ») pour les installations existantes dans la raffinerie. Pour les nouvelles installations de raffinerie, la Directive sur la réduction des émissions provenant d'installations de combustion de grande envergure limite les émissions de SO ₂ à 1000 mg/Nm ³ de gaz de combustion. De plus, la révision proposée de cette directive inclut une proposition pour diminuer la limite des émissions de SO ₂ pour les nouvelles installations de raffinerie à 450 mg/Nm ³ .
Particules	La Directive de la CE sur les installations de grande envergure applique une limite aux émissions totales de particules (MP) de 50 mg/Nm ³ .

10.1.2 Législation nationale et valeurs limites d'émission de l'UE+

Les tableaux suivants de cette section constituent un bref résumé de la législation environnementale et/ou des valeurs limites d'émission affectant les raffineries dans certains pays de l'UE+.

Autriche

Milieu	Loi	Portée
Air	Feuerungsanlagenverordnung (BGBl. II 1997/331)	Règlement sur les installations de combustion
	Luftreinhaltegesetz für Kesselanlage (LRG-K, BGBl. 1988/380 i.d.F. BGBl. I 1998/158)	Clean Air Act pour les chaudières à vapeur d'eau
	Luftreinhalteverordnung für Kesselanlagen (LRV-K, BGBl. 1989/19 i.d.F. BGBl. II 1997/324)	(Clean Air Ordinance pour les chaudières à vapeur d'eau)
Eau	“Allgemeine Abwasseremissionsverordnung” (BGBl. 1996/186)	Le rejet des eaux usées dans l'eau courant ou le réseau d'assainissement public est régulé par ce règlement en Autriche
	D'autres règlements basés sur le “Wasserrechtsgesetz” autrichien i.d.F. BGBl. I 155/1999 (loi sur les droits de l'eau).	D'autres règlements spéciaux pour les différents secteurs industriels.
Déchets	Les principes de la gestion des déchets en Autriche sont régulés par la « loi de gestion des déchets » (BGBl. 325/1990 i.d.F. I 151/1998).	

Tableau 10.4 : Résumé de la législation environnementale en Autriche

Milieu	Polluant	Valeurs limites d'émission	Unités	Commentaires
Sol	Boues	-		Limite dépendante de la réglementation pour le déchargement
	Déchets	-		Limite dépendante de la réglementation pour le déchargement
Eau (Ordonnance concernant le raffinage du pétrole brut)	Eau	0,6	m³/t	m³/t de débit de pétrole brut En tant que soufre En tant qu'azote 2,0 après traitement biologique en 2005, aujourd'hui 10 mg/l
	pH	6,5 – 8,5		
	Température	30°C		
	Solides	-		
	Dissous	-		
	Matières en suspension	30	mg/l	
	DCO	75	mg/l	
	DBO	20	mg/l	
	COT	5	mg/l	
	H ₂ S	0,5	mg/l	
	NH ₄ ⁺	5	mg/l	
	Huile	2,0/3,0	mg/l	
	Phénol	0,2	mg/l	
	Métaux	0,5/3,0/0,5/0,5/0,02/1,0	mg/l	
	SO ₃	2,0	mg/l	
	Agents tensioactifs	2,0	mg/l	
	Toxicité	Bactéries : 8 Gl Poisson : 2 Gf		
	Autres	0,1/40/2,0/0,1/0,5	mg/l	
Air	Comme régulé pour la raffinerie dans le Schwechat H ₂ S	10	Toutes les valeurs en mg/Nm³	Pour l'unité Claus

Milieu	Polluant	Valeurs limites d'émission	Unités	Commentaires
	NH ₃ CO	10 100 gaz combustible 175 combustibles de raffinerie liquides 2000 FCC		Pour le RSNC et le SCR à 3% d'O ₂ , sec
	CO ₂ SO ₂	- 1700 FCC 800 Centrale II, HDS de naphta, HDS de distillat sous vide, SRU, UDV ⁴⁾ 200 Centrale I		< 50/50 - 300/>300 MW à 3 % de O ₂ sec, ^{1) 2)}
	COV NO _x	- 200-300 gaz combustible 100-150 Centrale I 900 centrale II (brûlant des résidus lourds) 300 Régénérateur d'UFCC		Pour l'entrée respective de chaleur à 3% d'O ₂ sec ^{1) 3)}
	Particules	50/35 10 combustibles gazeux 50 UFCC 110 centrale II (brûlant des résidus lourds)		Pour les installations existantes/nouvelles supérieures à 5 MW de fioul lourd
	Métaux lourds	Ni: 1 Pt: 5 V: 5		Pour l'UFCC
Commentaires du tableau : 1. pour les installations existantes 2. 800 mg/Nm ³ pour les centrales de raffinerie 3. 900 mg/Nm ³ pour les centrales de raffinerie 4. 700 Mg/Nm ³ pour une nouvelle chaudière dans la centrale (récemment installée)				

Tableau 10.5 : Valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries autrichiennes

Belgique

Air (Vlarem), eau et eau souterraine (Vlarem), déchets et sol (Vlarem, Vlarebo et Vlaria) et bruit (Vlarem).

Milieu	Polluant	Valeurs limites d'émission	Unités	Commentaires
Sol		Mesures contre la pollution du sol liées à, par exemple, l'utilisation et le stockage de produits chimiques, y compris les conditions de construction		Non spécifique aux raffineries
		Test périodique de pollution du sol		Les raffineries sont sur la liste des activités qui encourent des risques de pollution du sol
Bruit		Les niveaux de nuisance sont comparés aux objectifs de qualité (par exemple dans le		Non spécifique aux raffineries

Milieu	Polluant	Valeurs limites d'émission	Unités	Commentaires
		secteur de l'industrie, 55 dB (A))		
Déchets		Rejet et traitement approprié		Non spécifique aux raffineries
		Rapport annuel à l'Agence des Déchets		Liste de 30 flux de déchets spécifiques aux raffineries, rapport annuel à l'Agence des Déchets
Eau ³	Eau	0,5	m³/t	m³/t de débit de pétrole brut pour les raffineries simples ¹
		0,6 – 1,2	m³/t	m³/t de débit de pétrole brut pour les raffineries complexes ² (0,1 m³/t de pétrole brut par traitement supplémentaire jusqu'à un maximum de 0,7 m³)
	pH	6,5 – 9,0	Sörensen	6,0 – 9,5 si rejeté dans les égouts
	Température	90	°C	45 °C – si rejeté dans les égouts
	Solides Dissous	60	mg/l	1000 mg/l si rejeté dans les égouts
	Sédiment	0,5	mg/l	
	Hydrocarbures	20	mg/l	CCl ₄ extractable, si rejeté dans les égouts, de 500 mg/l (éther de pétrole extractable)
	Détergent	3	mg/l	
	Couches d'huile et de graisse	Non visible		
	DBO	35	mg/l	Pas de limite si rejeté dans les égouts
	Cr VI	0,05	mg de Cr/l	
	DCO	200	mg/l	250 pour les raffineries complexes ²
	Phénol	0,5	mg/l	1 pour les raffineries complexes ²
	Azote	10	mg N/l	Kjeldahl, 30 mg de N/l pour les raffineries complexes ² , aucune limite si déchargé dans les égouts
	Sulfide	1	mg de S/l	
	Carbone Organique Total	200	mg de C/l	250 mg de C/l pour les raffineries complexes ² , aucune limite si déchargé dans les égouts
	Cr	0,5	mg de Cr/l	
	P	2	mg de P/l	
	Pb	0,05	mg de Pb/l	
Air (VLE à 3% d'O ₂)	SO ₂	1300	mg/Nm³	Emissions à l'intérieur de la « bulle » pour l'ensemble des émissions de combustible et de procédé, y compris les émissions provenant des centrales de cogénération. <i>La VLE et la portée sont examinées à l'heure actuelle</i>
		1700	mg/Nm³	Nouvelles grandes installations de combustion, fioul, 50 à 300 MWth
		1700 à 400	mg/Nm³	Nouvelles grandes installations de combustion, fioul, 300 à 500 MWth
		400	mg/Nm³	Nouvelles grandes installations de combustion, fioul, >= 500 MWth
		35	mg/Nm³	Nouvelles grandes installations de combustion, gaz combustible
	NO _x	450	mg/Nm³	Emissions à l'intérieur de la « bulle » pour l'ensemble des émissions de combustible et de procédé, y compris les émissions provenant des centrales de cogénération. <i>La VLE et la portée sont examinées à l'heure actuelle</i>
		450	mg/Nm³	Nouvelles grandes installations de combustion, fioul

Milieu	Polluant	Valeurs limites d'émission	Unités	Commentaires
		350	mg/Nm ³	Nouvelles grandes installations de combustion, gaz combustible
	Poussière	150	mg/Nm ³	Emissions à l'intérieur de la « bulle » pour l'ensemble des émissions de combustible et de procédé, y compris les émissions provenant des centrales de cogénération.
		50	mg/Nm ³	Nouvelles grandes installations de combustion, fioul
		5	mg/Nm ³	Nouvelles grandes installations de combustion, gaz combustible
		50	mg/Nm ³	Régénération catalytique à lit fluidisé (avant le 01/01/2005 : 300 mg/Nm ³)
	CO	150	mg/Nm ³	Emissions à l'intérieur de la « bulle » pour l'ensemble des émissions de combustible et de procédé, y compris les émissions provenant des centrales de cogénération.
	Ni	2	mg/Nm ³	Emissions à l'intérieur de la « bulle » pour l'ensemble des émissions de combustible et de procédé, y compris les émissions provenant des centrales de cogénération.
Air	V	7	mg/Nm ³	Emissions à l'intérieur de la « bulle » pour l'ensemble des émissions de combustible et de procédé, y compris les émissions provenant des centrales de cogénération.
	H ₂ S	10	mg/Nm ³	
	Dioxines	0,5	ng TEQ/Nm ³	Nouvelles raffineries, 0,1 ng TEQ/Nm ³ d'objectif d'émission
		2,5	ng TEQ/Nm ³	Raffineries existantes, 0,1 ng TEQ/Nm ³ d'objectif d'émission
	C	1 % de gaz résiduels		Rendement de la torche des gaz résiduels relâchés au démarrage et à l'arrêt des installations
<p>Commentaires du tableau :</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Activités suivantes : stockage, mélangeage, distillation atmosphérique, distillation sous vide, dessalage, désulfuration, reformage et/ou production d'acide sulfurique 2. Lorsqu'une ou plusieurs des activités suivantes a lieu : craquage catalytique, hydrocraquage, viscoréduction, production d'hydrogène, raffinage du gasoil, cokéfaction, alkylation, adoucissement, production de bitume et d'asphalte, traitement acide, production d'acide naphthénique, amélioration de la qualité de l'huile de base, production de méthyl-tert-butyléther et d'autres procédés pétrochimiques, production de lubrifiants de base, isomérisation, polymérisation, production de solvants et/ou mélange d'huiles, de graisses et d'additifs. 3. Les valeurs limites pour l'eau sont des limites de rejet sectorielles. Des niveaux inférieurs de permis peuvent être imposés, par exemple comme résultat des objectifs de qualités locaux de l'eau de surface, pour les composants pour lesquels il n'y a pas de limite de décharge sectorielle et souvent – en règle générale – une valeur limite de 10 fois les objectifs de qualité de l'eau de surface est prise. 4. Les raffineries belges se situent toutes dans la région des Flandres, la réglementation est le Vlaeren II néerlandais 				

Tableau 10.6 : Résumé des valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries en Belgique

Source : [268, TWG, 2001]

Danemark

Le Danemark a établi des valeurs limites d'émission de SO₂ de 1 000 mg/Nm³ pour les combustibles résiduels, avec un maximum de 1% de S dans le combustible. Les limites de SO₂ pour les combustibles gazeux et le GPL ont été fixées à des niveaux bien inférieurs (de 35 mg/Nm³ à 5 mg/Nm³). Les niveaux de NO_x ont été établis à 225 mg/Nm³ pour les combustibles liquides et gazeux.

Finlande

Milieu	Réglementation	Polluant	Portée	Valeur limite	Unité
Air					
	VNp 889/1987	Emissions de S	Raffineries <3*10 ⁶ t de but/a	12	% de la teneur en S dans la charge d'alimentation
			Raffineries <3*10 ⁶ t de but/a	8	% de la teneur en S dans la charge d'alimentation
	VNp 527/1991	NO _x	Chaudière à gaz naturel à P > 50 MW	50	mg NO ₂ /MJ
			Chaudière à gaz naturel à P > 50 MW	60	mg NO ₂ /MJ
			Chaudière à huile à 50<P< 150 MW	120	mg NO ₂ /MJ
			Chaudière à huile à 150<P< 300 MW	80	mg NO ₂ /MJ
			Chaudière à huile à P > 300 MW	50	mg NO ₂ /MJ
			Turbine à gaz à huile à 50<P<300 MW	150	mg NO ₂ /MJ
			Chaudière à huile à P > 300 MW	60	mg NO ₂ /MJ
	VNp 453/1992	Teneur en S	Fioul lourd pour chaudières sans élimination du S	1	%
	VNp 368/1994	Particules	Chaudières à P>300MW	30	mg/m ³
			Chaudières à 50<P<300 MW	50	mg/m ³
			Chaudières pour combustible gazeux	5	mg/m ³
	VNp 468/1996	COV	Stockages de pétrole	0,01	% du débit
	VNp 142/1997	Teneur en S	Diesel pour utilisation domestique	0,05	%
			Fioul léger pour utilisation domestique	0,2	%
	VNp 101/1997	Cd	Combustion de l'huile usée	0,2	mg/m ³
		Ni		1	mg/m ³
		Cr+Cu+V+Pb		5	mg/m ³
		HCl		100	mg/m ³
		HF		5	mg/m ³
		SO ₂		1700	mg/m ³
		Particules		100	mg/m ³
	VNp 842/1997	CO	Combustion des déchets dangereux	50	mg/m ³
		Particules		10	mg/m ³
		Substance organique		10	mg/m ³
		HCl		10	mg/m ³
		HF		1	mg/m ³
		SO ₂		50	mg/m ³

Tableau 10.7 : Résumé de la législation environnementale et des valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries en Finlande

Remarque : VNp = Décision du Conseil d'Etat

France*Air*

La concentration d'émission de raffinerie de SO₂ (procédé global) maximum autorisée depuis 2000 s'élève à 1 700 mg/Nm³.

Emissions dans l'eau.

En fonction des différentes catégories de raffineries, les limites de débit massique par tonne de produit traité (brut, résidus, etc.) sont les suivantes :

Type de raffinerie Limite de débit massique (moyenne mensuelle)	1	2	3
Débit de l'eau (en m ³ /t)	0,25	0,65	1
Total des matières en suspension (en g/t)	6	15	25
DCO (en g/t)	25	65	100
DCO ₅ (en g/t)	6	15	25
Azote total (en g/t)	5	12,5	20
Hydrocarbures (en g/t)	1,2	3	4
Phénols (en g/t)	0,06	0,15	0,25

Type de raffinerie Limite de débit massique (moyenne annuelle)	(1)	(2)	(3)
Débit de l'eau (en m ³ /t)	0,2	0,5	0,8
Total des matières en suspension (en g/t)	5	12,5	20
DCO (en g/t)	20	50	80
DCO ₅ (en g/t)	5	12,5	20
Azote total (en g/t)	4	10	16
Hydrocarbures (en g/t)	1	2,5	3
Phénols (en g/t)	0,05	0,125	0,2

Commentaires du tableau : Ces limites d'émission s'appliqueront dans les 3 prochaines années suivant le 2 février 1998.

Le flux d'eau est calculé pour l'eau de procédé et l'eau de purge du système de refroidissement en circuit fermé.

(1) : raffinerie avec distillations, reformage catalytique et hydrotraitements

(2) : (1) + craquage catalytique et/ou craquage thermique et/ou hydrocraquage

(3) : (1) ou (2) + craquage à vapeur et/ou lubrifiants

Tableau 10.8 : Valeurs limites d'émission appliquées aux raffineries françaises

Cadre de réglementation française sur le bruit.

Approche française : arrêté du 23 janvier 1997

Domaine : installations récentes ou modifiées après le 01/07/1997

Le niveau de bruit à ne pas dépasser par rapport à la limite de l'installation est :

- la journée 70 dBA
- la nuit 60 dBA

Prendre en compte le bruit supplémentaire dans les zones réglementées :

Niveau de bruit dans les zones réglementées, y compris le bruit généré par l'installation	Limite de bruit supplémentaire	
	Entre 7 h et 22 h sauf les dimanches et les jours fériés	Entre 22 h et 7 h, les dimanches et les jours fériés
De 35 dBA à 45 dBA	6 dBA	4 dBA
Plus de 45 dBA	5 dBA	3 dBA

Distance de 200 m autour de la limite de l'installation lorsque cela ne peut être appliqué.

Méthode de contrôle : AFNOR NF S 31010

- puce 6 méthode d'expertise

- Puce 5 méthode de contrôle qui nécessite une différence supérieure à 2 dBA par rapport à la valeur de référence pour valider la différence.

Ancien arrêté du 20 août 1985

Limite relative au bruit supplémentaire 3 dBA (raffineries 5 dBA)

Formule de l'exigence du niveau de bruit à la limite de l'installation : 45 dBA + ct (prend en compte les différentes périodes de la journée) + cz (prend en compte le type de zone)

Différentes périodes de la journée (ct) :

- jour : (+ 0dBA): 7 – 22 h,
- période intermédiaire : 6 -7 h et 20 - 22 h (- 5 dBA),
- nuit : 22 – 6 h (- 10 dBA)

cz de 0 à + 25 dBA selon le type de zone.

Autres cas spécifiques liés aux bruits impulsifs et purs

Allemagne

Les réglementations importantes pertinentes pour les installations industrielles en Allemagne sont présentées dans la loi fédérale sur le contrôle des émissions [Bundes-Immissionsschutzgesetz - BImSchG], la loi fédérale sur l'eau [Wasserhaushaltsgesetz - WHG] et la loi fédérale sur le recyclage et la gestion des déchets [Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz - KrW-/AbfG]. L'Allemagne utilise un système d'autorisation à milieu séparé pour différents milieux environnementaux, mais la décision finale de l'application est déterminée par l'évaluation des impacts environnementaux sur tous les milieux par les autorités locales. Les exigences relatives au bruit sont également prises en compte dans la procédure d'attribution de permis, par laquelle l'Allemagne cherche à favoriser la prévention de la pollution. Le « principe de précaution » dispose d'un statut légal permettant la mise en place de normes. Les normes légales ne sont sujettes à aucune négociation au cours du processus d'attribution de permis en Allemagne. Les réglementations citées sont actuellement amendées selon la Directive IPPC.

Conformément à la structure fédérale de l'Allemagne, la responsabilité de la mise en œuvre des lois et des décrets environnementaux incombe aux Etats fédéraux (Bundesländer), qui peuvent mettre en œuvre la procédure administrative de manière différente. Pour les nouvelles installations, qui sont jugées pertinentes du point de vue des émissions et des déversements dans l'environnement, une étude d'impact environnemental est également requise au cours de la procédure d'attribution de permis (cf. Gesetz über die Umweltverträglichkeitsprüfung [UVPG]).

Le Tableau 10.9 donne un aperçu de la législation et des réglementations allemandes actuelles relatives à la protection de l'environnement dans l'industrie allemande aux côtés de la chaîne de procédé. Les lois et réglementations les plus importantes sont présentées dans le tableau suivant.

Zone	Base légale	Réglementations et règlements
Transport	Verkehrsrecht	- Gefahrgutverordnung Straße - Gefahrgutverordnung Schiene - Gefahrgutverordnung Binnenschifffahrt
Santé et sécurité sur le lieu de travail	Chemikaliengesetz (ChemG)	- Chemikalienverbotsordnung - Gefahrstoffverordnung
	Gewerbeordnung	- TA Lärm - Arbeitsstättenverordnung und -richtlinien
Emissions dans l'air	Bundes-Immissionsschutzgesetz (BImSchG)	- Bundes-Immissionsschutzverordnungen - Bundes-Immissionsschutzverwaltungsvorschriften - TA Luft - TA Lärm
Emissions dans l'eau	Wasserhaushaltsgesetz (WHG) Abwasserabgabengesetz (AbwAG)	- Abwasserverordnung (AbwV) - Abwassergesetze der Länder or Indirekteinleitungsverordnungen - Anlagenverordnungen der Länder - Katalog wassergefährdender Stoffe - Klärschlammverordnung

Traitement de l'eau	Abfallgesetz (AbfG)	- Abfall- und Reststoffüberwachungsverordnung - Abfallbestimmungsverordnung - Reststoffbestimmungsverordnung - TA Abfall - TA Siedlungsabfall
	Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz (KrW.-/AbfG)	

Tableau 10.9 : Lois et réglementations relatives à la chaîne de procédéRéglementations allemandes relatives à la qualité de l'air

La loi de base pour le contrôle de la pollution atmosphérique est la loi fédérale sur le contrôle des émissions [Bundes- Immissionsschutzgesetz BImSchG]. La BImSchG est spécifiée par les arrêtés et les instructions techniques sur la qualité de l'air [TA Luft]. La loi fédérale sur le contrôle des émissions et les instructions techniques sur la qualité de l'air sont actuellement amendées selon la Directive IPPC.

Instructions techniques sur le contrôle de la qualité de l'air (TA Luft) :

Les instructions techniques sur le contrôle de la qualité de l'air (TA Luft) ont été établies au titre de réglementations administratives générales avec le § 48 de la BImSchG. Les TA Luft précisent encore les exigences devant être satisfaites par les installations sujettes à l'attribution du permis. Elles prescrivent par conséquent les valeurs limites virtuellement pour tous les polluants atmosphériques, ainsi que les exigences structurelles et opérationnelles conçues pour limiter les émissions fugaces. Pour les nouveaux Etats fédéraux, les exigences devaient être satisfaites avant 1996 et, dans des cas exceptionnels, avant 1999. Le Tableau 10.10 présente les limites relatives aux principales exigences de contrôle des émissions ou, si des réglementations spécifiques pour les raffineries de pétrole existent, elles fournissent les exigences plus spécifiques correspondantes établies dans les TA Luft, dont l'objectif est d'éviter et de minimiser la pollution atmosphérique.

Les substances émises sont réparties en 3 catégories (substances inorganiques, vaporeuses ou gazeuses : 4 catégories), où les substances de catégorie I sont les plus dangereuses et celles des catégories III ou IV sont les moins dangereuses. Les valeurs limites d'émission présentées dans les TA Luft représentent les techniques de pointe des mesures permettant de réduire les émissions (dernière mise à jour en 1986, en cours d'amendement). Ces valeurs de qualité ont été développées en se référant à des conclusions et à des études scientifiques en prenant en compte les aspects toxicologiques, de bioconcentration et épidémiologiques. Les limites de concentration exigées sont données en masse de substances émises par rapport au volume de gaz émis dans des conditions normales (0 °C, 1013 mbar) après soustraction du contenu en vapeur d'eau.

Substance émise (section TA Luft)	Classe	Substances	Seuil de débit massique [g/h]	Limite de concentration [mg/m³]
Poussière totale	-		<500	150
			>500	50
Particules de poussière inorganiques (3.1.4)	I	Somme des substances	1	0,2
	II	- " -	5	1
	III	(Par exemple Sb, Pb, Cr, F, Cu, Mn, Pt, Pd, Rn, V, Sn, des substances qui sont fortement suspectées d'être à l'origine de cancers)	25	5
	I+II	- " -		1
	I+III,II+I	- " -		5
	II			
Substances inorganiques vaporeuses ou gazeuses (3.1.6)	I	(par exemple, AsH ₃)	>10	1
	II	(par exemple, HF, CL ₂ , H ₂ S)	>50	5
	III	(par exemple, les composés de Cl comme l'HCl)	>300	30
	IV	(par exemple, SO ₂ + SO ₃ comme le SO ₂ , NO + NO ₂ comme le NO ₂)	>5000	500
				FCC : 700 (NO ₂)

Substance émise (section TA Luft)	Classe	Substances		Seuil de débit massique [g/h]	Limite de concentration [mg/m ³]
					FCC : 1700 (SO ₂)
Substances organiques (3.1.7)	I	(par exemple, le chlorométhane)	Classification	>100	20
	II	(par exemple, le chlorobenzène)	selon	>2000	100
	III	(par exemple, les Alkylalcools)	Annexe E du TA Luft	>3000	150
Carcinogènes (2.3)	I	(par exemple, le CD ¹⁾ , l'As ¹⁾ , l'asbestos, le benzo(a)pyrène) - la somme des substances -		≥ 0,5	0.1
	II	(par exemple, Le Ni, le chrome VI) - " -		≥ 5	1
	III	(par exemple, l'acrylonitrile, le benzène	- " -	≥ 25	5
1) Basé sur la décision adoptée par la conférence du gouvernement fédéral/des états fédéraux les 21 et 22 novembre 1991, une limite d'émission de 0,1 mg/m ³ a été stipulée pour le Cd et ses composants, en tant que Cd, ainsi que pour l'As et ses composants, en tant que As.					

Tableau 10.10 Exigences relatives au contrôle des émissions établies dans les TA Luft (1986)

Si des particules de poussière inorganique de catégories différentes sont présentes, la concentration massique dans le gaz émis ne devrait pas dépasser un total de 1 mg/m³ pour les substances de catégorie I et II correspondantes, et un total de 5 mg/m³ pour les substances de catégorie I et III ou de catégorie II et III.

Si des particules de poussière inorganique de catégories différentes sont présentes, la concentration massique dans le gaz émis ne devrait pas dépasser un total de 0,15 g/m³ avec un débit massique de 3 kg/h ou plus.

En cas de débits massiques d'émission élevés, les émissions doivent être continuellement contrôlées.

Aucune valeur moyenne quotidienne des substances émises respectives ne devrait dépasser les limites d'émission requises, 97 % de toutes les moyennes semi-horaires ne devraient pas dépasser six cinquièmes des limites d'émission requises, et toutes les moyennes semi-horaires ne devraient pas dépasser plus de deux fois les limites d'émission.

En raison de la progression de la technique de pointe depuis 1986, les autorités locales exigent dans certains cas des valeurs limites d'émission plus strictes que celles indiquées dans les TA Luft.

Instructions techniques sur la réduction du bruit :

Les instructions techniques sur la réduction du bruit [TA Lärm] fixent les limites des émissions de bruit pour l'exploitation d'une installation autorisée dans diverses zones. L'autorisation de construire, d'exploiter ou de modifier une installation n'est accordée que si les limites d'émission autorisées pour une zone spécifique ne sont pas franchies et si des mesures de protection de pointe contre le bruit sont utilisées.

Réglementations allemandes relatives à la qualité de l'eau

Le cadre légal pour la gestion de l'eau est la loi fédérale sur l'eau [Wasserhaushaltsgesetz - WHG]. La WHG s'applique aux eaux usées générées par divers procédés industriels. L'utilisation des eaux de surface, côtières et souterraines nécessite l'approbation de l'administration compétente. Les déversements dans l'eau sont régulés par l'arrêté sur les eaux usées et ses annexes [Abwasserordnung, AbwV], qui se basent sur l'article 7(a) de la loi fédérale sur l'eau. Ici, les exigences minimum relatives au traitement des eaux usées, les exigences relatives aux techniques d'analyse et de contrôle ainsi que les limites relatives à la teneur en substances spécifiques sont établies pour différents secteurs industriels.

Publiées par le gouvernement fédéral avec l'approbation des Etats fédéraux (Länder), ces exigences minimum constituent des obligations pour les autorités en charge de la délivrance de permis et du contrôle gouvernemental des déversements. En fonction des conditions locales, des exigences encore plus strictes peuvent être établies. Les exigences minimum sont fondées sur le « principe d'émission » et sur le principe de précaution, c'est-à-dire l'application de normes d'émissions strictes, techniquement déterminées, quelles que soient les réserves de charge des ressources en eau réceptrice ou les effets potentiels des substances diverses déversées. De plus, le ministère fédéral de l'environnement publie des

explications et des commentaires sur l'arrêté relatif aux eaux usées. Le raffinage du pétrole est traité en Annexe 45 de cette réglementation. Le Tableau 10.11 présente les principales restrictions établies dans l'Annexe 45 de l'AbwV.

Paramètre	Valeur limite ^{*)} [mg/l]
Indice de phénol après distillation et extraction de colorant	0,15 ^{**)}
Total d'hydrocarbures	2
Total de phosphore	1,5
Cyanure, facilement rejeté	0,1 ^{**)}
Sulfure de sulfide et sulfure de mercaptan	0,6 ^{**)}
AOX	0,1 ^{**)}
Consommation d'oxygène biochimique sur 5 jours	25
DCO	80
Total d'azote, somme de l'ammoniaque, du nitrite et de l'azote de nitrate	40
*) Echantillon qualifié au hasard ou échantillon composite de 2 heures	
**) Les exigences s'appliquent aux eaux usées avant le mélange avec d'autres eaux usées	
Source : AbwV, Annex 45 « Petroleum Refining »	

Tableau 10.11 : Valeurs limites des déversements dans l'eau pour les installations de raffinage du pétrole

Les charges requises seront des charges spécifiques à la production par rapport à la capacité de production sur laquelle se base le permis de déversement dans l'eau. Ceci devrait être déterminé par un échantillon aléatoire qualifié ou un échantillon composite à 2 heures.

Un échantillon aléatoire qualifié devrait faire référence à un échantillon composite d'au moins cinq échantillons aléatoires prélevés sur une durée maximum de deux heures à des intervalles de deux minutes minimum, qui sont ensuite mélangés. Un échantillon composite devrait faire référence à un échantillon qui est prélevé en continu au cours d'une certaine durée, ou à un échantillon consistant en différents échantillons prélevés soit en continu, soit continuellement sur une période donnée, puis mélangés. Un échantillon aléatoire devrait faire référence à un échantillon unique prélevé dans un flux d'eaux usées.

Les eaux usées provenant des systèmes de refroidissement pour le refroidissement indirect des procédés industriels sont exclues de cette réglementation. L'eau de refroidissement indirecte est sujette aux dispositions fixées dans l'Annexe 31 de l'AbwV. Le Tableau 10.12 présente les exigences pertinentes relatives aux déversements provenant des circuits de refroidissement en Annexe 31. Si les valeurs indiquées ne sont pas atteintes, l'autorisation de déversement des eaux usées ne sera pas donnée.

Paramètre	Besoins minimaux ^{*)}
DCO	40 mg/l
Composés de phosphore, en tant que P	3 mg/l
Zinc	4 mg/l
AOX	0,15 mg/l
Chlore résiduel disponible	0,3 mg/l
Composés de chrome	Aucun
Composés de mercure	Aucun
Nitrites	Aucun
Composés organiques de métal (composé de métal-carbone)	Aucun
*) Echantillon qualifié au hasard ou échantillon composite de 2 heures Source : Annex 31, Abwasserverordnung	

Tableau 10.12 : Exigences relatives aux déversements à partir des circuits de refroidissement des procédés industriels

La WHG est complétée par la loi sur les charges des eaux usées [Abwasserabgabengesetz - AbwAG]. Les charges sont liées à la masse et à la toxicité possible des eaux usées déversées selon le Tableau 10.13. Pour ce qui est du déversement des eaux d'égout, qui dépassent les valeurs seuils mentionnées en termes de concentrations ou de charges annuelles, l'entité responsable du déversement doit payer une somme relative aux unités de mesure données.

Substances dangereuses	Unités de mesure (liées)	Valeurs de seuil
------------------------	--------------------------	------------------

	à l'unité de dangerosité)	Concentration	Fret annuel
Consommation d'oxygène chimique (fournie en DCO)	50 kg d'oxygène	20 mg/l	250 kg
Phosphore	3 kg	0,1 mg/l	15 kg
Azote	25 kg	5 mg/l	125 kg
Composé organohalogéné fournis en AOX	2 kg d'halogène Calculé en tant que Cl	100 µg/l	10 kg
Mercure et composés	20 g	1 µg/l	0,1 kg
Cadmium et composés	100 g	5 µg/l	0,5 kg
Chrome et composés	500 g	50 µg/l	2,5 kg
Nickel et composés	500 g	50 µg/l	2,5 kg
Plomb & composés	500 g	50 µg/l	2,5 kg
Cuivre et composés	1000 g	100 µg/l	5 kg
Toxicité pour le poisson	3 000 m ³ de décharges divisées en T _F	T _F =2 (facteur de dilution pour une quantité de rejet non mortel pour le poisson)	
Source : Abwasserabgabengesetz			

Tableau 10.13 : Seuils selon la loi relative aux charges de l'eauRéglementations allemandes concernant la gestion des déchets et le rejet de matières dangereuses

Les réglementations relatives à la gestion des déchets et au rejet de matières dangereuses sont établies par la loi fédérale sur le recyclage et la gestion des déchets [Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz - KrW-/AbfG] et la loi fédérale sur le contrôle des émissions [BImSchG]. Selon la BImSchG, l'opérateur d'une installation productrice de déchets qui est soumise à un permis est obligé d'éviter de produire des déchets ou de s'assurer que les déchets sont récupérés correctement par rapport à l'environnement. Si cela n'est pas raisonnable d'un point de vue technique ou économique, les déchets doivent être rejetés sans entraîner d'effets nocifs. Le groupe de travail des Etats fédéraux sur le contrôle des émissions (Länderausschuss für Immissionsschutz, LAI) a publié des réglementations administratives modèles pour des secteurs industriels particuliers, intégrant des mesures permettant d'éviter et de récupérer les déchets dans la mesure où cela est jugé raisonnable d'un point de vue technique et économique.

La KrW/AbfG indique que les installations qui produisent plus de 2 tonnes de déchets dangereux ou plus de 2 000 tonnes de déchets non dangereux (par déchet clé) doivent élaborer un concept de gestion des déchets et un bilan annuel des déchets.

Références à la législation allemande

- Abwasserabgabengesetz -AbwAG: Gesetz über Abgaben für das Einleiten von Abwasser in Gewässer, 3.11.1994
- Abwasserverordnung - AbwV: Verordnung über Anforderungen an das Einleiten von Abwasser in Gewässer und zur Anpassung der Anlage des Abwasserabgabengesetzes, 09.02.1999; dernière révision 20.02.2001
- Bundes-Immissionsschutzgesetz (BImSchG): Gesetz zum Schutz vor schädlichen Umwelteinwirkungen durch Luftverunreinigungen, Geräusche, Erschütterungen und ähnliche Vorgänge, 14.05.1990, dernier amendement 19.07.1995
- Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz - KrW-/AbfG: Gesetz zur Förderung der Kreislaufwirtschaft und Sicherung der umweltverträglichen Beseitigung von Abfällen, 27.09.1994
- TA Luft: 1. Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Bundesimmissionsschutzgesetz (Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft - TA Luft), 27.2.1986
- TA Lärm: 6. Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Bundesimmissionsschutzgesetz (Technische Anleitung zum Schutz gegen Lärm - TA Lärm), 26.08.1998
- UVPG : Gesetz über die Umweltverträglichkeitsprüfung - UVPG, 12.2.1990, dernier amendement 23.11.1994
- Wasserhaushaltsgesetz - WHG: Gesetz zur Ordnung des Wasserhaushalts - WHG, 12.11.1996

Irlande

Substance	Concentration (mg/m ³)	
	Raffinage du pétrole	Raffinage du gaz
Sulfure d'hydrogène	5	5
Fluorure d'hydrogène	5	-
Particules		-
- traitement	100	
- manipulation de matières	50	
COV (en tant que total de carbone) (à l'exception des particules)	Contrôle par minimisation de la charge	Contrôle par minimisation de la charge
NO _x	Contrôle par minimisation de la charge	350
SO ₂		
- combustible liquide de raffinerie		
- GPL vaporisé		
- autre combustible gazeux		

REMARQUE 1 : Il est interdit d'atteindre les concentrations VLE par l'introduction d'air de dilution

Remarques du tableau :

1. La toxicité de l'effluent devra être déterminée par rapport à une espèce aquatique appropriée. Le nombre d'unités de toxicité (UT) = 100/96 hr LC50 en % v/v de sorte que les plus fortes valeurs d'UT représentent les plus forts taux de toxicité. Pour chaque UT, au moins 20 dilutions du volume d'effluents devront être disponibles dans le système de réception.
2. Aucune substance ne doit être rejetée de sorte que, ou à une concentration telle que cette substance, suite à la dilution initiale, entraîne une altération des poissons ou des crustacés, interfère avec les schémas normaux de migration des poissons ou qu'elle s'accumule en sédiments ou en problèmes biologiques au détriment des poissons, de la faune et de leurs prédateurs.
3. Il est possible d'établir, avec les autorités d'agrément, des conditions d'agrément relatives à ces paramètres pour le rejet vers des stations d'épuration municipales. Différentes valeurs peuvent s'appliquer.

Tableau 10.14 : Valeurs limites d'émission appliquées en Irlande pour les émissions atmosphériques

Groupe constituant ou paramètre	Valeur limite
pH	6 – 9
Matières en suspension (mg/l)	30
DCO (mg/l)	100
Nombre d'unités de toxicité	5
Liste 1 de la CE	selon la directive 76/464/EC et ses amendements
Altération de poisson	Aucune altération
DBO (mg/l)	20
Total d'azote (mg/l en tant que N)*	10
Total phosphoreux (mg/l en tant que P)**	3
Hydrocarbures	5

Commentaires du tableau :

Ces valeurs s'appliquent avant toute dilution avec par exemple, des eaux de pluie non contaminées ou des eaux de refroidissement.

Lorsque cela est approprié, des eaux salines à rejeter dans la mer/l'estuaire en contrebas dans le respect des normes ci-dessus.

* Toutes les valeurs font référence à des moyennes quotidiennes, à moins que cela ne soit précisé autrement, et à l'exception du pH qui fait référence à des valeurs continues.

** Applicable à l'eau soumise à l'eutrophisation. Un des paramètres, ou les deux, peut être un facteur de limitation, selon le système de réception.

Tableau 10.15 : Valeurs limites d'émission appliquées en Irlande pour les déversements dans l'eau

Italie

La concentration d'émission de raffinerie de SO₂ (procédé global) maximum autorisée en 2000 s'élèvera à 1 700 mg/Nm³.

Norvège

Les normes d'émission ne sont généralement pas appliquées en Norvège. Les limites d'émission pour les raffineries sont définies selon chaque cas/au cas par cas ?. La Norvège a introduit une taxe spéciale pour minimiser les émissions de CO₂ et de SO₂. Le fioul lourd qui contient plus de 1,0 % de soufre est interdit dans les douze comtés du Sud et du Sud-ouest de la Norvège. Dans les régions du Nord de la Norvège, le fioul lourd est autorisé avec un maximum de 2,5 % de soufre. Mais en raison des impôts élevés sur le soufre, un fioul lourd avec une teneur en soufre de 2,5 % est plus cher qu'un fioul avec une teneur de 1,0 % et est donc peu utilisé. Le bruit est régulé à une limite de 46 dB(A).

Milieu	Polluant	Valeurs limites d'émission	Unités	Commentaires
SOL	Boues	-		Limite dépendante de la réglementation pour la décharge, les déchets dangereux et l'eau souterraine
	Déchets	-		Limite dépendante de la réglementation pour la décharge, les déchets dangereux et l'eau souterraine
EAU	pH	6 – 9		
	H ₂ S	0,5 – 1	mg/l	
	Huile	5	mg/l	
	Phénol	1	mg/l	
	NH ₄ ⁺	10 – 15	mg/l	
	CN (total)	1	mg/l	
	Matières en suspension	-	tonnes/an	1) Non régulé mais rapporté dans le rapport annuel
	DCO ¹⁾	-	tonnes/an	1)
	COT ¹⁾	-	tonnes/an	1)
	Métaux ¹⁾	-	Kg/jour	1)
	P (total)	-	tonnes/an	1)
AIR	H ₂ S	15	mg/l	
	CO ₂		tonnes/an	1) Non régulé mais rapporté dans le rapport annuel
	SO ₂	650 – 1350	kg/h	
	SO ₂	1 000 – 2 000	tonnes/an	
	NO _x	2 150	tonnes/an	
	(CN) (total)	5	mg/Nm ³	
	(catacraqueur)			
	Particules	50	mg/Nm ³	
	(catcraqueur)			
	Particules	25	kg/h	
	(catcraqueur)			
	Particules (unité de four de calcination)	30	mg/Nm ³	
	N ₂ O ¹⁾	-	tonnes/an	
	COVNM ¹⁾	-	tonnes/an	
	Méthane	-	tonnes/an	

Les valeurs autorisées varient d'une raffinerie à l'autre en fonction de la conception, de l'âge et des facteurs locaux. Les permis devraient être révisés en 2001 et en 2002.

Suède

Air

Les concentrations maximum d'émission de raffinerie pour le SO₂ (selon le droit à polluer) autorisées en 2000 étaient de 800 mg/Nm³. L'utilisation de combustibles à forte teneur en soufre (> 0,5 %) est interdite dans tout le pays. La récupération de soufre doit dépasser 99 %, y compris le torchage des gaz résiduels. Le NO_x et les particules doivent être réduits au niveau le plus faible possible.

Le niveau total de rejets autorisés pour la raffinerie Scanraff s'élève à 2 000 t/an de SO₂ et à 1 000 t/an de NO_x. La limite absolue de particules provenant de l'UFCC est fixée à 75 mg/Nm³ (la capacité de brut de la raffinerie s'élève à 10 Mt/an)

Les Pays-Bas

L'une des caractéristiques des réglementations et des autorisations néerlandaise est « l'auto-réglementation dans les frontières ». Cette caractéristique est issue d'un support important pour atteindre un consensus, et inclut également la politique environnementale, à la fois dans la manière dont elle a été produite et dans la manière dont elle a été mise en œuvre.

Emissions atmosphériques

Réglementation	Affectant
Décret sur les limites d'émission des installations de combustion (BEES)	SO ₂ , NO _x , particules
Instructions concernant les émissions dans l'air (NeR)	Installation de récupération de soufre
Programme hydrocarbures 2000 (KWS2000)	COV

Le plan national sur la politique environnementale (NEPP, 1997) indique comme objectif de sa politique que, d'ici 2010, les raffineries fonctionneront au gaz, ou que les installations qui fonctionnent toujours au pétrole seront équipées de FGD, de SCR et de dépoussiéreurs électrostatiques. Les mesures KWS2000 comprennent la maintenance préventive et la réduction des écoulements et des fuites. De plus, la récupération de vapeur au cours des opérations de chargement de barge au sol de l'essence et des joints mécaniques doubles sur les réservoirs à toit flottant est spécifiée ainsi qu'une meilleure étanchéité des pompes, des compresseurs, des valves et des brides, et une meilleure couverture des bassins ouverts. Les mesures relatives à la récupération de vapeur s'appliquent également au chargement et au déchargement du brut.

Le tableau 10.16 résume les valeurs limites d'émission appliquées aux différents polluants atmosphériques.

	Charge par an (an, lorsque la valeur est applicable)	Valeur limite d'émission ou performance (nouvelles installations)	Valeur limite d'émission ou performance (installations existantes)
SO ₂	53 ktonnes 36 ktonnes (2000) 18 ktonnes (2010)		1 500 mg de SO ₂ /Nm ³ 1000 mg de SO ₂ /Nm ³ (2000)
Installations de récupération de soufre		Récupération de 99,8 %	Récupération de 99 %
NO _x (1)	15 ktonnes (1997) 12 ktonnes (2000) 5 - 7 ktonnes (2010)	GN : 80 mg/Nm ³	GN : 150 – 500 mg/Nm ³ CL : 400 – 700 mg/Nm ³
Particules	5 ktonnes (1997) 0,5 – 1 ktonnes (2010)	Installations de combustion 50 mg/Nm ³	Catcraqueurs avec un ESP : 50 mg/Nm ³
COV	8,8 ktonnes en 2000 4,2 ktonnes en 2010		
CO ₂	11 000 ktonnes (2)		
GN : Gaz naturel CL : Combustible liquide (1) les facteurs de correction sont utilisés pour déterminer le niveau d'émission autorisé selon la qualité du combustible, la quantité de préchauffage de l'air et les températures régnantes du barrage fixe. (2) Objectif de réduction des émissions pour l'ensemble de l'économie hollandaise pour l'année 2010, sans spécifier les secteurs individuels			

Tableau 10.16 : Législation, réglementations et objectifs néerlandais

Effluents (émissions dans l'eau)

Les lois qui touchent les émissions dans l'eau sont : la loi sur la protection de l'eau de surface (Wvo), les plans nationaux néerlandais de politique environnementale (NEPP, NEPP-3), le troisième et le quatrième document sur la gestion de l'eau, le plan d'action du Rhin/le plan d'action de la mer du Nord (RAP/NAP) et la réglementation en matière d'environnement sur les métaux lourds et les composés interdits (benzène, toluène, éthylbenzène, xylènes, HAP et métaux lourds comme le Hg et le Cd). Des limites seront également établies pour d'autres composés, comme l'azote (azote total), le phénol, le cyanure, les sulfures et les paramètres généraux tels que la DCO, la DBO et le COT. Les recommandations PARCOM, ratifiées par les Pays-Bas, fournissent des directives sur le déversement de pétrole des raffineries :

Les permis imposent normalement aux raffineries les obligations suivantes :

- les eaux de refroidissement devraient être séparées des autres eaux et préservées de toute pollution par du pétrole
- les eaux de pluie provenant des zones polluées de l'installation devraient être récupérées et acheminées vers des installations de traitement
- les eaux usées devraient être soumises à un traitement biologique ou un traitement tout aussi efficace.

Les valeurs autorisées varient d'un lieu à l'autre en fonction des différences au niveau de la conception, de l'âge et d'autres facteurs locaux. L'autorité cherche à atteindre une certaine uniformité pour les révisions futures des permis. Voici certains des paramètres autorisés et des valeurs de conformité classiques pour les raffineries néerlandaises (1997) : pétrole 140 t/an ; benzène 9 t/an, phénol 5 t/an et N-total 540 t/an. Les paramètres et les valeurs de conformité font référence à la composition classique de l'effluent de raffinerie (fourchettes), ayant circulé dans les installations de traitement primaire de l'effluent, mais avant les traitements secondaires et/ou tertiaires.

Déchets

Les déchets dangereux dans les raffineries concernent principalement la gestion des boues huileuses, les catalyseurs usés et les agents corrosifs usés. Pour ces catégories de déchets, on fait de plus en plus appel aux entrepreneurs extérieurs spécialisés dans la gestion des déchets pour la récupération ou le rejet hors du site. La loi sur la gestion environnementale (Wm) régit le rejet légal et deux Directives de l'UE couvrent la classification, l'emballage et l'étiquetage des substances dangereuses. Concernant l'exportation des déchets dangereux, une procédure similaire existe et est établie dans la Convention de Bâle sur le contrôle des mouvements transfrontaliers de déchets dangereux et de leur élimination.

Sol et eau souterraine

Le sol contaminé et l'eau souterraine polluée sont des questions environnementales pertinentes pour les raffineries. La loi néerlandaise sur la protection du sol (Wbb) stipule l'absence de risque pour les hommes et l'environnement, la multi-fonctionnalité du sol, le devoir de précaution, la prévention de la migration de polluants au-delà des limites de la location (isoler, gérer et contrôler) en cas de pollution historique du sol. Le nettoyage du sol et de l'eau souterraine est obligatoire si ce que l'on appelle des valeurs d'intervention, telles que définies par composant et par type de sol, sont dépassées et si l'ampleur de la pollution indique la gravité de la pollution. Le taux de migration et le risque pour les objets menacés dans la situation réelle déterminent l'urgence du nettoyage. Le sol pollué constitue un problème croissant pour les raffineries. Dans toutes les raffineries, des mesures ont été prises pour réaliser au moins un inventaire de la pollution du sol et de l'eau souterraine et des mesures sont prises pour éviter la migration si nécessaire. Dans une raffinerie, les mesures de prévention de la pollution du sol ont été incluses dès l'étape de conception.

Bruit

Les Pays-Bas disposent d'une politique intégrée pour le bruit, dont l'objectif est de procéder à un bon inventaire des sources de bruit et à un programme de réduction planifié. L'Allemagne, la Suisse, l'Autriche, la France et la Scandinavie développent des politiques similaires sur le bruit.

De nos jours, les exigences d'autorisation des raffineries incluent les valeurs par niveau de bruit et les obligations de contrôle. Des limites maximum autorisées variant entre 55 et 73 dB(A) la journée et entre 45 et 66 dB(A) la nuit sont les limites classiques des exigences relatives au bruit industriel en zone urbaine dans la plupart des pays.

Royaume-Uni

Le RU ne dispose pas de valeurs limites d'émission standards pour les raffineries, mais leurs recommandations fournissent les niveaux des MTD prévus pour les nouvelles installations. Les exploitations existantes devraient satisfaire les normes BATNEEC (meilleures techniques disponibles n'entraînant pas de coûts excessifs).

10.1.3 Législation et valeurs limites d'émission des pays n'appartenant pas à l'UE+

Japon

Il y a trois niveaux de réglementation : l'Etat, la préfecture régionale et la municipalité. Les raffineries japonaises sont obligées d'utiliser comme combustible liquide un gasoil industriel (appelé fioul-A) contenant moins de 0,1 % de S. gasoil

Les réglementations nationales sur le NO_x sont : fours de raffinerie, 100 ppm ; chaudières, 15 ppm ; unité de production d'hydrogène, 150 ppm ; et FCC, 250 ppm. La valeur limite d'émission de la municipalité pour le NO_x est de 85 Nm³/h (égal à 1 396 t/an) [248, Ademe, 2001]

Etats-Unis

Air

L'agence de protection environnementale américaine a fixé une limite des particules dans les gaz d'échappement du générateur de FCC de 1,0 kg/1 000 kg de coke brûlé dans le régénérateur de catalyseur (équivalent à environ 75 mg/Nm³). Le taux de combustion du coke est déterminé à partir du débit volumétrique du gaz d'échappement du régénérateur et de la teneur en CO₂, en CO et en O₂. La limite d'émission du SO₂ pour les normes de performance de nouvelle source est fixée à 700 mg/Nm³.

Eau

Des limites strictes s'appliquent aux polluants toxiques et traditionnels pour les eaux usées, la DBO, la DCO, le COT, l'ammoniac, les sulfures et les phénoliques.

Banque Mondiale

Les directives suivantes présentent les niveaux d'émission normalement acceptables pour le Groupe Banque Mondiale pour la prise de décision concernant l'apport d'assistance par le Groupe Banque Mondiale ; tout écart par rapport à ces niveaux doit être décrit dans les documents de projet du Groupe Banque Mondiale. Les directives sont exprimées sous forme de concentrations pour faciliter le contrôle. La dilution des émissions atmosphérique ou des effluents pour atteindre ces recommandations est inacceptable. Tous les niveaux maximum devraient être atteints au moins 95 % du temps lors du fonctionnement de l'installation ou de l'unité, devant être calculés comme proportion d'heures de fonctionnement annuel. [101, World Bank, 1998]

Emissions atmosphériques

Paramètre	Valeur maximale (mg/Nm ³)
Matière particulaire (MP)	50
Oxyde d'azote (NO _x)* (en tant que NO ₂)	460
Oxyde de soufre (SO _x)* (en tant que SO ₂)	150 pour les unités de récupération de soufre et 500 pour les autres unités
Nickel et vanadium (combinés)	2
Sulfure d'hydrogène	15
* A l'exception des émissions de NO _x provenant des unités catalytiques	

Effluents liquides

Paramètre	Valeur maximale en milligrammes par litre (mg/l)
pH	6 – 9
BOD5	30
DCO	150
Totale de matières en suspension	30
Huile et graisse	10
Chrome (hexavalent)	0,1
Chrome (total)	0,5
Plomb	0,1
Phénol	0,5
Benzène	0,05
Benzo(a)pyrène	0,05
Sulfide	1
Azote (total) ⁽¹⁾	10
ΔT (°C)	Inférieur ou égal à 3 ⁽²⁾
<p>(1) La concentration maximale de l'effluent de l'azote (total) peut atteindre 40 mg/l dans les procédés qui comprennent de l'hydrogénation</p> <p>(2) L'effluent ne devrait pas entraîner une augmentation de température de plus de 3 °C au sommet de la zone où le mélange et la dilution initiaux ont lieu. Lorsque la zone n'est pas définie, utiliser les 100 mètres à partir du point de décharge fourni, il n'y a pas d'écosystème sensible dans cette fourchette.</p> <p>Remarque : Les exigences concernant l'effluent concernent les rejets directs dans les eaux de surface. Les rejets dans une station d'épuration des eaux hors-site devraient satisfaire les exigences applicables de prétraitement.</p>	

Boues et déchets solides

La génération de boues devrait, dans la mesure du possible, être réduite à 0,3 kg/tonne de pétrole brut traité avec un maximum de 0,5 kg/tonne de pétrole brut traité. Les boues doivent être traitées et stabilisées pour réduire les concentrations de produits toxiques (comme le benzène et le plomb) en lixiviat à des niveaux acceptables (comme des niveaux inférieurs à 0,05 mg/kg).

Bruit ambiant

Les mesures de réduction du bruit devraient permettre d'atteindre les niveaux suivants ou une augmentation maximum des niveaux de fond de 3 dB(A). Les mesures doivent être réalisées à partir de récepteurs sonores situés à l'extérieur des limites de la propriété du projet.

Récepteur	dB (A) maximal
Résidentiel ; institutionnel ; éducatif	Ldn 55
Industriel ; commercial	Leq (24) 70

Les exigences d'émission données ici peuvent être atteintes de manière régulière grâce à des systèmes de contrôle de la pollution bien exploités et bien entretenus.

10.2 Annexe II. Configurations de la raffinerie

On compte environ 700 raffineries dans le monde entier. Tous les ans, entre quatre et six raffineries totalement neuves sont, en moyenne, mises en service, essentiellement hors de l'Europe (Chine, Inde). D'un autre côté, l'origine de certaines des raffineries les plus anciennes qui sont toujours en fonctionnement remonte au siècle dernier. Bon nombre de ces raffineries ont depuis été agrandies et modernisées. Environ 25 procédés de raffinerie classiques (à l'exclusion du traitement) sont utilisés dans l'industrie de la raffinerie. Le type le plus simple, appelé raffinerie de distillation-reformage, se compose de cinq unités de traitement minimum. Certaines raffineries, de taille importante et complexe, peuvent compter jusqu'à quinze unités de traitement différentes ou plus.

Dans cette section, quatre des plans ou des configurations de raffinerie les plus courants seront abordés en détail. La classification des raffineries selon ces configurations est relativement arbitraire. Il existe d'autres approches, mais le principal objectif est d'illustrer l'importante diversité des types de raffinerie qui existent.

Configuration	Unités incluses
1	Unité de distillation-reformage (plan de base) + d'isomérisation
2	Plan de base + unité sous vide élevé + unité de craquage à lit fluidisé + unité MTBE + unité d'alkylation + viscoréducteur
3	Plan de base + unité sous vide élevé + unité d'hydrocraquage + unité d'isomérisation (+ unité de cokéfaction différée)
4	Grande raffinerie complexe comprenant le plan 2 + hydrocraqueur (+ unité de craquage de résidu d'hydrogène + CCGI + production de charge d'alimentation pétrochimique + flexicokeur)

Les diagrammes de flux de procédé en blocs généraux des quatre configurations ci-dessus sont présentés dans les Figures 10.1 à 10.4.

Le premier diagramme correspond à la raffinerie de type « distillation-reformage » dont il est question plus haut, comprenant une unité d'isomérisation. Une telle raffinerie produit uniquement des combustibles comme le gasoil, le kérosène (carburéacteur), les distillats moyens (le diesel et le combustible de chauffage léger) et le combustible, selon un rapport déterminé par la composition du pétrole brut. En ajoutant une unité de distillation sous vide et des unités de conversion, le résidu atmosphérique provenant de l'unité de distillation du pétrole brut peut être converti en combustibles à point d'ébullition réduit avec des valeurs de produit plus importantes. Deux plans seront discutés, pour couvrir les procédés de conversion les plus couramment utilisés, soit le craquage catalytique à lit fluidisé et l'hydrocraquage. La configuration du craquage catalytique à lit fluidisé (FCC) (n° 2) peut comprendre une unité MTBE et une unité d'alkylation pour augmenter la production et améliorer la qualité de l'essence. Une unité de craquage thermique ou de viscoréduction est souvent aussi intégrée à ce plan pour réduire la quantité de fioul lourd. La configuration de type hydrocraqueur (n° 3) peut comprendre une unité de cokéfaction différée pour réduire la production de fioul lourd et maximiser la production de fiouls légers. La dernière configuration inclue dans cette présentation est une raffinerie de grande dimension et très complexe. Hormis une unité d'hydrocraqueur et de FCC, ce plan de raffinerie inclut des unités de conversion du résidu sous vide, une unité d'hydroconversion du résidu et une unité de cycle combiné à gazéification.

La complexité des 4 configurations ci-dessus (simple, craquage catalytique complexe, hydrocraquage complexe et très complexe) peut être quantifiée et diverses approches prévalent dans l'industrie. Une approche consiste à exprimer chaque unité de traitement selon ce que l'on appelle sa « capacité de distillation équivalente » (CDE), et à calculer la somme de ces CDE comme CDE totale de raffinerie (l'unité de distillation du pétrole brut dispose, par définition, d'une CDE de 1). La complexité est alors la somme des CDE.

Une autre approche consiste à exprimer la conversion (du résidu en distillats) de chaque unité de conversion en son « équivalence de craquage catalytique », puis à définir la complexité de la raffinerie comme la somme de toutes les équivalences de craquage catalytique. En comparant les raffineries, chacune des configurations (quelles unités s'y trouvent) et la complexité (quelle est la capacité de ces unités) sont des éléments importants à prendre en compte.

Les besoins en énergie augmentent généralement de la configuration 1 à la configuration 4 et avec la complexité. Des généralisations similaires peuvent être faites par exemple par rapport aux besoins en eau de traitement, à la production de soufre (à apport de soufre identique), etc., mais il est souvent nécessaire de procéder à des qualifications. Dans les plans qui représentent les configurations aux pages suivantes, les unités de traitement sont simplifiées ; pour de plus amples informations sur ces unités de procédé, voir le Glossaire.

10.2.1 Configuration 1 : unité de distillation-reformage + isomérisation

Il s'agit du type de raffinerie le plus simple, produisant des combustibles grâce à des opérations directes (voir Figure 10.1). Ce type de raffinerie dispose d'un schéma de distribution du produit très strict ; les combustibles produits sont quasiment entièrement fixés par le type de pétrole brut traité. La production ne peut pas être fortement influencée par le changement des modes d'opération des diverses unités de traitement.

Un grand nombre de raffineries de distillation-reformage a été construit dans les années cinquante et dans les années soixante lorsque la demande pour tous les combustibles ont augmenté de manière significative, le coût du pétrole brut était relativement faible et la demande en fioul lourd était relativement élevée. Dans les années soixante-dix et quatre-vingt, la majorité des raffineries de distillation-reformage ont été agrandies pour intégrer un complexe de craquage, mais un certain nombre de raffineries de type distillation-reformage datant de cette période sont toujours en fonctionnement. Dans l'unité de distillation du pétrole brut, le pétrole brut est fractionné en distillat de tête de naphta lourd de première distillation, en kérosène, en produits de soutirage de gasoil et en produit de résidu atmosphérique depuis le bas de la colonne. Le naphta de première distillation non stabilisé est envoyé dans l'unité d'hydrotraitement du naphta pour en permettre le reformage catalytique. Le flux de naphta hydrotraité est séparé en une fraction légère et en une fraction lourde de naphta.

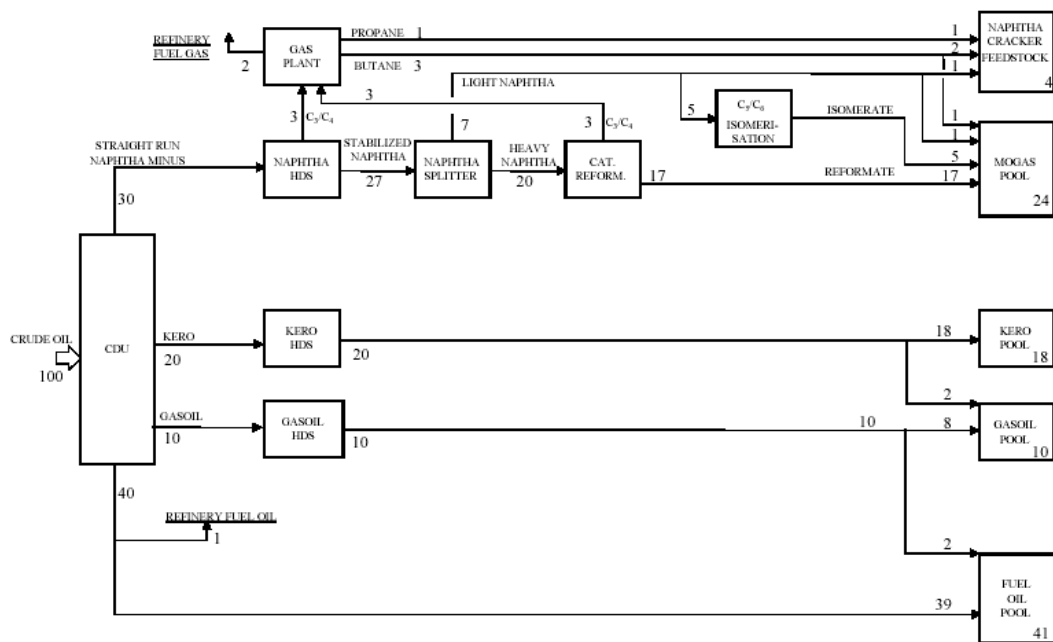


Figure 10.1 : Plan 1 : unité de distillation-reformage + isomérisation

Par le passé, la fraction légère du naphta était utilisée comme mélange de benzine (essence automobile), et le complément était vendu comme charge aux craqueurs de naphta. Plus récemment, suite au programme d'élimination progressive du plomb (tétraéthyl), un grand nombre d'unités d'isomérisation sont incluses dans les raffineries de distillation reformage pour isomériser le flux de naphta léger. L'isomère produit dispose d'un indice d'octane de 20 à 25 fois plus élevé que sa charge et compense la perte d'octane résultant de la réduction progressive du plomb. Ceci évite de vendre la totalité du flux de naphta léger comme charge d'alimentation de faible valeur aux craqueurs de naphta. La fraction lourde de naphta provenant de l'hydrotraitement du naphta est mise à niveau dans le reformeur catalytique sous forme de mélange d'essence à indice d'octane élevé. L'hydrogène provenant du reformeur catalytique est utilisé pour désulfurer le gasoil et le naphta. Normalement, deux grades d'essence sont produits dans une raffinerie, l'essence classique et les supercarburants. Ces grades d'essence sont produits en mélangeant différents rapports d'isomère, de reformat et de butane. Les hydrocarbures légers saturés provenant de l'unité de traitement du naphta CDU, l'unité d'isomérisation et l'unité de reformage catalytique sont

envoyés vers l'installation au gaz. Le propane provenant de l'installation au gaz est soit vendu directement comme produit de propane, soit mélangé à du butane pour être vendu sous forme de GPL. Une proportion des butanes produits dans l'installation au gaz est utilisée comme stock de mélange pour le pool de benzine, le reste des butanes est soit mélangé avec du propane pour être vendu sous forme de GPL, soit directement vendu comme produit de butane. Les composants plus légers que le propane sont envoyés dans le système de gaz combustible de la raffinerie. Le kérosène de première distillation est souvent hydrotraité dans l'unité d'hydrotraitement du kérosène (ou HDS kéro) et déchargé comme carburéacteur. Normalement, une portion du kérosène hydrotraité est utilisée comme mélange pour le pool de diesel automobile.

Le gasoil de première distillation est hydrotraité dans l'unité d'hydrotraitement du gasoil pour en réduire la teneur en soufre. Le diesel automobile est produit en mélangeant du kérosène désulfuré avec du gasoil désulfuré. Le combustible de chauffage et le diesel marin (MDO) sont produits en mélangeant du gasoil désulfuré avec du gasoil de première distillation. Chacun des produits a des teneurs en soufre maximum autorisées supérieures à celle du diesel. Le fioul lourd est produit à partir du résidu atmosphérique avec un ajustement de la viscosité et de la teneur en soufre par addition de gasoil désulfuré. Dans certains cas, le résidu atmosphérique subit un craquage thermique. Ceci n'est pas indiqué dans le plan de configuration. Les dégagements gazeux acides provenant de l'unité d'hydrotraitement du naphta et de l'unité d'hydrotraitement du gasoil (ou HDS du gasoil) sont traités dans l'unité de traitement aux amines pour retirer le H_2S et les autres composants acides présents avant de les envoyer dans le système de gaz combustible de raffinerie. Le flux de GPL acide provenant de l'hydrotraitement du naphta est également traité dans l'unité aux amines pour réduire la teneur en soufre avant de le combiner au flux de GPL doux provenant des reformeurs catalytiques. Les eaux usées acides provenant de toutes les unités de traitement sont strippées, avant leur utilisation comme eau de rinçage dans le dessaleur et purification finale dans les infrastructures de traitement de l'eau d'effluent. Le dégagement gazeux acide provenant du strippeur d'eau acide est combiné au dégagement gazeux riche en H_2S provenant de l'unité aux amines et est envoyé dans une unité de récupération du soufre (SRU), où le H_2S est converti en soufre élémentaire, et un dégagement gazeux quasiment dépourvu de soufre est relâché dans l'atmosphère.

10.2.2 Configuration 2 : configuration du craquage catalytique

Le plan 2 est une configuration dans laquelle la raffinerie de distillation-reformage est agrandie avec une unité à vide poussé (UVP), une unité de craquage catalytique à lit fluidisé (UFCC) et une unité de viscoréduction (UVR). Dans cette configuration de raffinerie, une partie considérable du résidu atmosphérique est convertie en composants de combustible plus légers (voir Figure 10.2). Par conséquent, la production de fioul résiduel et/ou l'exportation de résidu atmosphérique est considérablement réduite. Les unités de FCC sont spécifiquement conçues pour augmenter la production d'essence. En fonction du marché et de la stratégie de la raffinerie, une quantité significative de kérosène peut également être produite, où la fraction la plus lourde du naphta qui a subi un craquage catalytique est séparée et hydrotraitée avec le produit de kérosène de première distillation. Le rendement général des distillats moyens augmente également grâce à la production « d'huile de cycle légère ».

(insert figure)

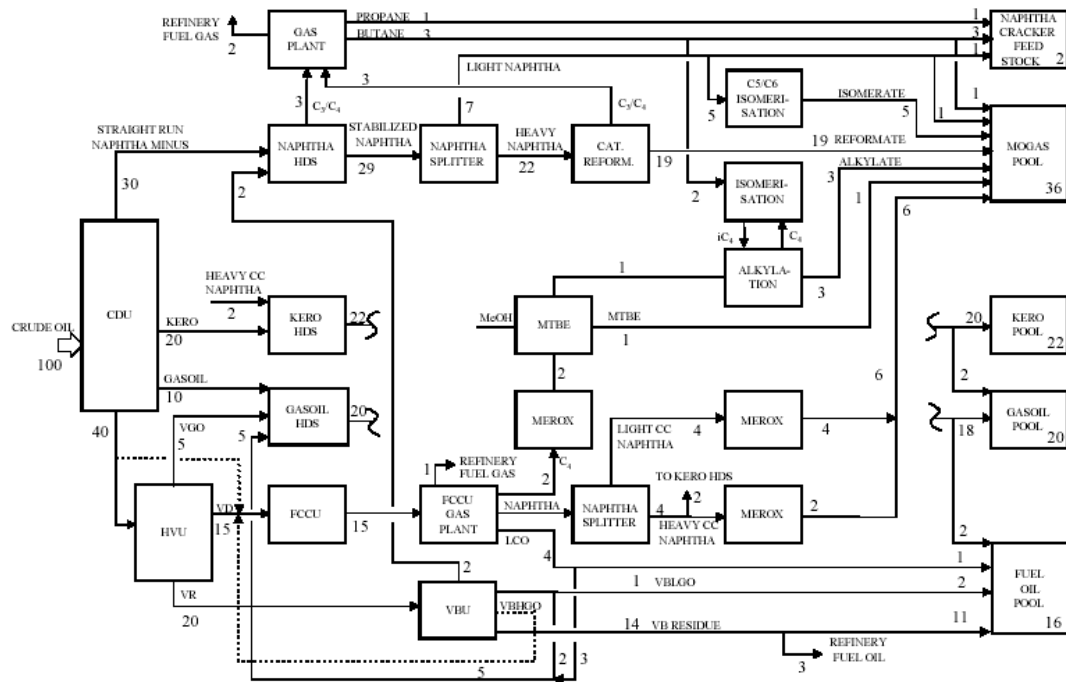


Figure 10.2 : Plan 2 : configuration du craqueur catalytique

Un grand nombre de raffineries à craquage catalytique en Europe comprennent une unité de viscoréduction pour réduire la production de fioul lourd. Si aucune UVR n'est appliquée, des quantités significatives de composants de gasoil de grande valeur devront être mélangées au produit de résidu sous vide, essentiellement pour satisfaire les spécifications en matière de viscosité du fioul lourd. L'UVR convertit le résidu sous vide en un résidu disposant d'une viscosité bien moindre et produit également du naphta et du gaz. Ce type de raffinerie dispose d'un schéma de distribution du produit flexible. Le slate du combustible peut être significativement influencé en changeant les modes d'opération des diverses unités de traitement et en mélangeant les produits. Ce type de configuration de raffinerie est celui qui prédomine en Europe. La majeure partie de ces raffineries à FCC ont été construites dans les années cinquante et soixante comme simple raffinerie de distillation-reformage. Dans les années soixante-dix et quatre-vingt, un complexe de craquage catalytique a été ajouté à ces raffineries.

10.2.3 Configuration 3 : configuration de type hydrocraqueur

Le plan 3 est une raffinerie de distillation-reformage agrandie avec une UVP, une unité hydrocraqueur (UHC) et par exemple une unité de cokéfaction différée (UCD, voir Figure 10.3). Dans cette configuration, une partie encore plus importante de résidu atmosphérique est convertie en composants de combustible plus léger avec une production réduite de combustible résiduaire. L'ajout d'une unité de cokéfaction permet à cette raffinerie d'éliminer totalement la production de combustible résiduaire. Les unités UVP sont spécifiquement utilisées pour maximiser la production d'essence et de distillats moyens. Un nombre limité de raffineries de type hydrocraqueur en Europe comprend une unité de cokéfaction différée (UCD) pour réduire la production de fioul lourd et maximiser la production de fiouls légers. L'UCD convertit les résidus lourds en fractions d'hydrocarbures plus légères et en coke de pétrole. En fonction de la qualité, le coke est utilisé dans l'industrie du ciment et de l'acier ou dans l'industrie de l'aluminium. L'hydrogène nécessaire à l'UVP est fournie par une installation de production d'hydrogène. Un reformeur catalytique ne produit normalement pas suffisamment d'hydrogène pour l'UVP. Alternativement, le besoin supplémentaire en hydrogène peut être fourni par oxydation partielle des hydrocarbures lourds suivie d'une séparation de l'hydrogène.

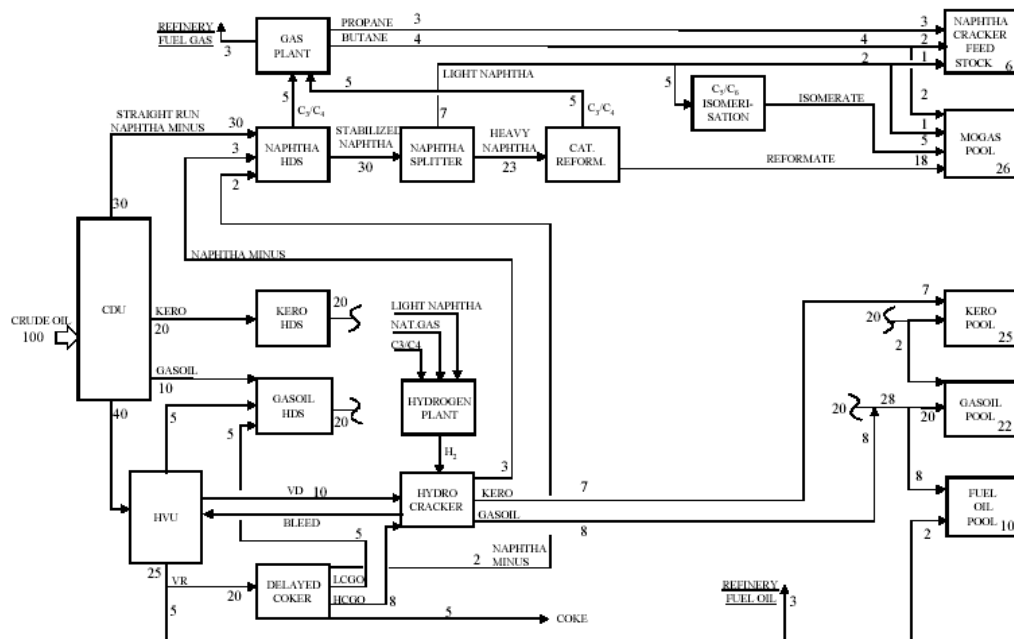


Figure 10.3 : Plan 3 : Configuration de l'hydrocraqueur

Ce type de raffinerie dispose d'un degré de flexibilité plus élevé par rapport à la production maximum d'essence ou de distillat moyen, alors qu'une configuration FCC se concentre essentiellement sur l'augmentation de la production d'essence. 15 % environ des complexes des raffineries existantes en Europe ont déjà été agrandis avec un Hydrocraqueur. Il faudrait noter que de telles extensions exigent un investissement en capital relativement élevé et une consommation importante d'énergie par rapport à l'installation d'un craqueur catalytique.

10.2.4 Configuration 4 : raffinerie complexe avec hydroconversion et CCGI

Le plan 4 correspond à une raffinerie avec un hydrocraqueur et une « conversion en profondeur » supplémentaire. Avec un hydrocraqueur de résidu et/ou une unité de gazéification (CCGI), de sorte à introduire une capacité de conversion encore plus importante des intermédiaires plus lourds (voir Figure 10.4). Il s'agit d'un exemple d'une grande raffinerie complexe, et qui intègre des options pour produire des intermédiaires pétrochimiques de valeur élevée. Cette gamme étendue de techniques de conversion du résidu lourd peut en principe éliminer la nécessité de mélanger le résidu lourd au pool combustible ou permettre de traiter davantage de pétroles bruts lourds. L'hydrocraqueur de résidu, par exemple Hycon, Unité pétrole-H ou d'autres types d'hydrocraqueurs de résidu, convertissent les résidus sous vide en combustibles de transport de grande valeur, comme les essences, le kérosène et le diesel. L'ajout d'un hydrocraqueur de résidu à une raffinerie apporte une flexibilité considérable et augmente la production d'essence et de combustibles de distillat moyen au détriment du fioul. Le CCGI convertit le résidu de viscoréduction en énergie, en vapeur, en hydrogène et en flux de déchets. Le principal avantage que constitue cet arrangement est la production d'hydrogène par utilisation du résidu sous vide à faible valeur, au lieu de naphta léger ou d'autres flux d'hydrocarbures légers ou de gaz naturels de plus grande valeur. De plus, cela permet de réduire la production de combustible et d'augmenter la production de GPL et de diesel.

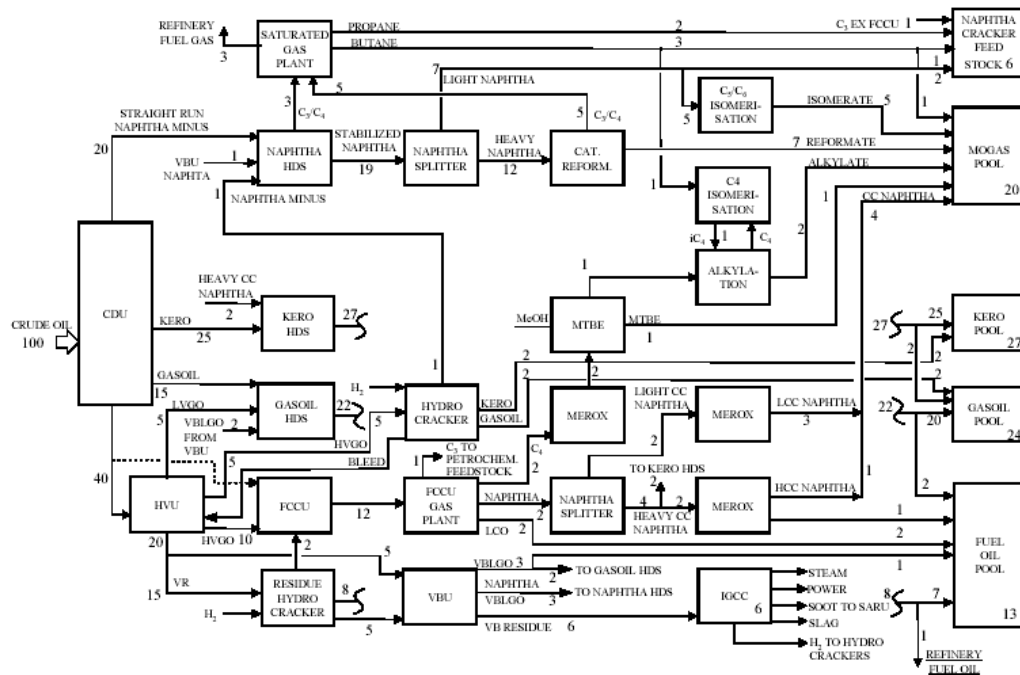


Figure 10.4 : Plan 4 : raffinerie complexe avec hydroconversion et CCGI

Le résidu viscoréduit est envoyé dans le CCGI où il est converti en gaz de synthèse (H_2/CO). L'hydrogène produit peut être partiellement utilisé dans l'hydrocraqueur et dans l'hydrocraqueur de résidu. Le gaz de synthèse restant peut être brûlé dans une turbine à gaz puis envoyé dans une turbine à vapeur pour produire de l'électricité et dans une chaudière pour produire de la vapeur. Il peut s'agir d'une alternative permettant d'économiser de l'énergie par rapport aux chaudières classiques fonctionnant au combustible lourd. Les flux de déchets provenant du CCGI sont du mâchefer et de la suie récupérée à partir de l'unité de préparation de la suie. La quantité et la qualité de la suie dépendent de la qualité de la charge du résidu viscoréduit et bien entendu du pétrole brut traité.

10.3 Annexe III. Charge d'alimentation, intermédiaires et produits de la raffinerie

Cette section contient une brève explication des propriétés chimiques et physiques de la charge d'alimentation, des intermédiaires et des produits disponibles dans une raffinerie. Etant donné que certains termes peuvent varier d'un pays à l'autre, cette annexe donne une rapide description de la manière dont ces noms sont utilisés dans ce document. Cette annexe donne également une présentation rapide pour les lecteurs qui ne sont pas experts en la matière.

10.3.1 Pétrole brut

Le pétrole brut est un mélange de composés d'hydrocarbures (95 – 99 % p/p) de compositions chimiques et de structures moléculaires différentes, contenant des impuretés. La majeure partie de ces impuretés, comme le soufre, l'azote, le vanadium et le nickel sont chimiquement fixées dans les structures de l'hydrocarbure. D'autres, comme le sable/l'argile, l'eau et les sels de zinc, de chrome et de sodium solubles dans l'eau sont présents sous forme de matériaux inorganiques.

Les hydrocarbures du pétrole brut sont un mélange de trois groupes chimiques : les paraffines (les chaînes droites et ramifiées sont appelées paraffines normales et iso-paraffines), les naphthènes (anneaux saturés ou cycloparaffines) et les aromatiques (un anneau insaturé ou plus). La distinction grossière la plus utilisée entre les types de pétrole bruts est douce ou acide. Le pétrole brut doux présente généralement une faible teneur en soufre et est légèrement paraffinique. Le pétrole brut acide présente généralement une teneur élevée en soufre et est fortement naphténiq.

La composition du pétrole brut est le paramètre le plus important dans le développement de la gamme et de la qualité de produits pouvant être produits par une raffinerie. Les impuretés du pétrole brut, qui représentent généralement 1 à 5 % du total, sont également très importantes pour établir la valeur du pétrole brut et les difficultés relatives à sa conversion en produits commercialisables. L'impureté la plus importante du pétrole brut est le soufre, qui est essentiellement présent sous forme de composés organiques comme les mercaptans et les sulfures. Du soufre élémentaire, sous forme de H_2S et de FeS , peut également être présent, mais uniquement en petites quantités. La teneur totale en soufre peut être aussi faible que 0,04 % p/p ou aussi élevée que 5 % p/p. Les pétroles bruts qui contiennent plus de 0,5 % p/p de S sont généralement qualifiés d'« acides », les autres sont qualifiés de « doux ». La teneur en soufre augmente généralement dans les fractions aux points d'ébullition plus élevés.

Le Tableau 10.17 contient des exemples de types de pétrole brut traités dans les raffineries européennes. Un changement distinct dans les pétroles bruts traités dans les raffineries européennes est survenu entre 1993 et 1997, passant des pétroles bruts du Moyen-Orient au pétrole brut de la « Mer du Nord ». Les forces du marché en sont les principales responsables, et cette tendance pourrait par conséquent facilement s'inverser. La CONCAWE a indiqué que la teneur moyenne en soufre traitée dans les raffineries européennes a diminué, pour passer de 1,45 % en 1979 à environ moins de 1,0 à 1,1 % à partir de 1985. La disponibilité et la commercialisation des pétroles bruts à faible teneur en soufre a aidé les raffineries européennes à réduire les émissions de SO_2 ainsi que, dans une certaine mesure, les émissions de NO_x .

Origine du brut	Pétrole brut	Densité kg/m^3	Viscosité cinétique mm^2/s	Soufre % p/p	Vanadium	Nickel mg/kg
Moyen Orient	Arabe léger	864	5,18	1,91	23,7	4,6
	Iranien lourd	870	7,85	1,67	68,2	21,4
	Arabe lourd	889	14,54	2,92	69,8	22,3
	Iranien léger	860	5,11	1,46	55,2	17,0
	Koweït	870	6,90	2,47	32,9	9,6
Mer du Nord	Statfjord	830	2,70	0,26	1,5	0,7
	Oseberg	845	3,47	0,24	1,6	0,8
Russie	Oural	864	5,41	1,55	37,1	12,2

Tableau 10.17 : Exemples de types de pétrole brut et compositions

Les deux tableaux suivants présentent la teneur en métal du pétrole brut. Le nickel et le vanadium sont présents sous forme de systèmes porphyrines dans le pétrole brut. Afin de déterminer les métaux lourds

dans le brut, l'échantillonnage présente une importance cruciale. Des informations supplémentaires se trouvent dans [43, Dekkers and Daane, 1999].

Teneur en métal de différents pétroles bruts

Source	Métaux, ppm			
	Fe	Ni	V	Cu
Est du Texas	3,2	1,7	12	0,4
Ouest du Texas	5,1	4,8	7,9	0,4
Mirando	7,6	1,9	1,4	0,5
Jackson	4,4	1,8	0,9	0,1
Scurry County	3,4	1,0	0,8	0,2
Wilmington	28	46,0	41,0	0,6
Santa Maria	17	97,0	223,0	0,3
Kettleman	24	35,0	34,0	0,4
Ventura	31	33,0	49,0	1,1
Tibu-Petrolea	1,6	9,0	60,0	0,9
Koweit	0,7	6,0	77,5	0,1
Avec paraffine et asphalte	3,8	4,2	7,9	0,3
Kansas	5,8	5,8	20,8	0,4
Maroc		0,8	0,6	0,1
Redwater	3,4	10,6	4,5	0,1

Source : Speight, J 0 - The Chemistry and Technology of Petroleum, Marcel Dekker Inc. 1980

Fourchettes de teneur en métaux rencontrées dans les pétroles bruts

Elément	Concentration (ppm)
V	5,0 – 1 500
Ni	3,0 – 120
Fe	0,04 – 120
Cu	0,2 – 12,0
Co	0,001 – 12
Si	01 – 5,0
Ca	1,0 – 2,5
Mg	1,0 – 2,5
Zn	0,5 – 1,0
Al	0,5 – 1,0
Ce	0,001 – 0,6
Zr	0,001 – 0,4
Ti	0,001 – 0,4
Sn	0,1 – 0,3
Pb	0,001 – 0,2
Hg	0,03 - 0,1
B	0,001 – 0,1
Ga	0,001 – 0,1
Ba	0,001 – 0,1
Sr	0,001 – 0,1

Un rapport récent [43, Dekkers and Daane, 1999] a indiqué que la quantité de cadmium, de zinc, de chrome, de cuivre et d'arsenic dans les pétroles bruts est en fait bien moins importante que ce que l'on pensait par le passé. Les raisons en sont, entre autres, les mauvaises techniques d'analyse et la contamination au cours de l'échantillonnage. Le tableau suivant présente les résultats obtenus dans le rapport mentionné ci-dessus.

Métal	Concentration (µg/kg)	
	[43, Dekkers and Daane, 1999]	Données publiées *
Arsenic	4 – 37	0,2 – 26 200
Cadmium	0,40 – 4,9	0,10 – 29,1
Chrome	12 – 240	1,5 – 3 170
Cuivre	10 – 195	30 – 7 180
Zinc	59 – 1 090	25 – 19 500

* Données publiées dans plusieurs sources présentées dans le rapport [43, Dekkers and Dane, 1999]

Tableau 10.18 : Teneur en certains métaux du pétrole brut par rapport à d'autres données publiées

Propriétés et caractéristiques physiques du pétrole brut

Le pétrole brut est un mélange d'un grand nombre de composés et, hormis les composants les plus légers, il est quasiment impossible de procéder à une caractérisation par analyse chimique complète. Par conséquent, les propriétés physiques générales sont exprimées en termes de paramètres simples, qui peuvent rapidement être estimés. La nature sous-jacente du pétrole brut est ensuite déduite de cette information par comparaison avec les paramètres correspondants pour les intermédiaires connus. La majorité de ces paramètres ne se limite pas aux pétroles bruts, mais peut aussi être utilisée pour la plupart des produits pétroliers. L'une des propriétés du pétrole brut les plus simples à mesurer est la gravité spécifique, généralement exprimée en °API. Les pétroles bruts sont souvent classés comme « lourds » ou « légers » selon leur °API, le lourd correspondant à moins de 28 – 32 °API et le léger à plus de 32 – 35 °API.

10.3.2 Intermédiaires et produits de la raffinerie

Il existe plus de cent produits de raffinerie, y compris les combustibles de raffinerie gazeux et liquides destinés à une utilisation domestique et industrielle, le combustible destiné à la majeure partie des formes de transport, les huiles lubrifiantes pour tous les types de machines et les matériaux bruts de base dans l'industrie pétrochimique. Les raffineries individuelles ne fournissent généralement pas la gamme complète de produits possibles, mais essaient de sélectionner ceux qui sont les plus adaptés à la qualité de la charge du pétrole brut, des équipements de traitement disponibles et des exigences du marché local. La composition d'un produit variera entre les raffineries, étant une fonction du type de pétrole brut et des procédés de raffinage utilisés, mais la qualité générale sera conforme aux spécifications du produit prévalant sur un marché donné. Les principaux groupes de produits de raffinerie sont présentés dans le Tableau 2.1 par unité de traitement de raffinerie. Une courte description des groupes de produit suit.

Gaz combustible de raffinerie (GCR)

Les raffineries utilisent la fraction de C₁/C₂ comme gaz de raffinerie pour couvrir une partie ou la totalité de leurs besoins en combustible. Le gaz de raffinerie peut également contenir de l'H₂. On utilise généralement un rinçage aux amines pour extraire le H₂S.

GPL

Les composants C₃ et C₄ sont parfois aussi utilisés comme combustible de raffinerie, mais la majeure partie des composants C₃ et C₄ sera vendue comme gaz de pétrole liquéfié (GPL), qui est utilisé comme combustible dans un grand nombre d'applications. Le GPL est vendu soit comme fraction de GPL mélangée, soit comme fractions C₃ et C₄ séparées. Le propane liquide contient normalement un minimum de 95 % p/p de composés de C₃, les 5 % restants étant constitués de C₂ et de C₄. Les butanes et les butènes sont également utilisés comme charge d'intermédiaire pétrochimique pour la fabrication de MTBE, d'acide acétique, de solvants, de polybutylènes et de caoutchouc.

Naphta et naphta chimique

Le naphta correspond à la fraction de la fourchette d'essence brute de la distillation du pétrole brut. De même que pour la production d'essence, le naphta est dans certains cas utilisé comme charge d'intermédiaire dans la production pétrochimique.

Essence

L'essence, qui correspond au combustible pour les voitures et les avions légers, représente le volume le plus élevé et l'un des produits de raffinerie présentant le plus de valeur. L'essence automobile, qui est de loin le type d'essence le plus important, consiste en un mélange complexe d'hydrocarbures allant de C₄ à C₁₀, et dont les points d'ébullition varient de 38 °C à 205 °C. La plupart des raffineurs produisent de

l'essence avec un indice d'octane de trois ou quatre, la différence principale étant la performance antidétonante. Benzine est un terme normalement utilisé pour désigner l'essence moteur.

Carburéacteur (kérosène, carburant pour moteur à réaction)

Carburéacteur est le nom donné au kérosène ou aux mélanges de kérosène utilisés comme combustible dans les turbines d'aviation par l'aviation commerciale comme pour les appareils militaires. Pour la plupart des raffineries, la source primaire de stocks de mélange de carburéacteur est la fraction de kérosène de première distillation ($C_8 - C_{12}$) provenant de l'unité de brut atmosphérique. Pour une raffinerie équipée d'un hydrocraqueur, les hydrocarbures dans les fourchettes de distillation du kérosène provenant de cette unité peuvent aussi respecter les spécifications du carburéacteur, et constituent un contributeur majeur de la production de carburéacteur. Du gasoil léger hydrotraité de l'unité de cokéfaction et du gasoil de craquage thermique peuvent aussi être utilisés comme stock de mélange. Dans certains pays en développement, le kérosène est toujours le principal combustible utilisé pour la cuisine et le chauffage domestique.

Diesel / huile de chauffe / gasoil

Les carburants diesel sont produits en mélangeant des fractions kérosène et gasoil provenant de l'unité de distillation du pétrole brut et des fractions de gasoil de l'unité à vide poussé et provenant des unités de conversion. Un plan de traitement amélioré et flexible pour la désulfuration des composants de mélange est nécessaire dans la plupart des raffineries pour respecter les spécifications actuellement requises et futures concernant le soufre (500 ppm à l'heure actuelle, 350 ppm à partir de 2000 et 50 ppm à partir de 2005). Les huiles de chauffe légères (kérosène /fraction diesel) sont généralement utilisées pour de petites applications domestiques.

Distillats moyens / distillats

Noms alternatifs des combustibles dans les fourchettes d'ébullition du kérosène et du gasoil.

Combustibles

Les combustibles couvrent une très large gamme d'applications et sont produits dans une diversité de teneurs. Le terme « combustibles » fait parfois référence aux gasoils, mais, en Europe, ce terme est généralement utilisé pour décrire les fiouls lourds (résidu atmosphérique) qui sont utilisés pour l'électricité, etc. Les fiouls lourds sont utilisés pour la production d'électricité et d'énergie par les sociétés d'électricité ou vendus comme mazout lourd aux navires de haute mer. Les raffineries utilisent des fractions plus lourdes provenant de la distillation du pétrole brut, provenant de la distillation sous vide ou de la viscoréduction pour la régénération de chaleur, d'électricité et de vapeur dans leurs fours et leurs chaudières.

Les fiouls lourds se composent pour l'essentiel du résidu restant de la distillation des pétroles bruts. Ces résidus se composent de grandes structures d'hydrocarbure contenant des composants qui requièrent un traitement supplémentaire pour les convertir en des produits présentant une plus grande valeur et plus légers pour les utiliser dans les moteurs essence et diesel. Ces résidus disposent généralement d'une teneur en soufre et en cendres élevée, sont pour l'essentiel très visqueux et seront par conséquent mélangés à des gasoils plus légers afin de les vendre comme combustible commercial pour les bateaux et les utilités.

Huiles lubrifiantes, paraffine et graisses

Les intermédiaires d'huile lubrifiante sont produits à partir du résidu atmosphérique par fractionnement sous vide. Les coupes d'huile produites à partir de la colonne de distillation sous vide sont encore traitées pour en retirer les impuretés dont on veut se débarrasser (par extraction par solvant et déparaffinage) et sont mélangées avec divers additifs (de nature à la fois organique et non organique) pour produire des huiles lubrifiantes de divers grades. Les huiles lubrifiantes peuvent être modifiées en les mélangeant à des agents épaississants comme du savon, de l'argile ou du gel de silice pour produire des graisses lubrifiantes. Le déparaffinage produit une cire paraffinique ou microcristalline qui est généralement soumise à un hydrofinissage pour en retirer les couleurs, les odeurs, et les hydrocarbures potentiellement carcinogènes pour des applications domestiques.

Bitume

Le bitume (auquel on fait référence par le terme d'asphalte aux Etats-Unis) est principalement utilisé pour revêtir les routes, mais aussi pour un certain nombre d'autres applications, comme les matériaux de toiture. La source de base du bitume est le résidu qui subsiste après distillation sous vide du brut. Le résidu peut également être traité en soufflant de l'air à haute température (procédé de soufflage du bitume) pour augmenter la teneur en asphaltène.

Coke de pétrole

Le coke de pétrole est le résidu qui subsiste après distillation destructive du résidu de pétrole dans une unité de cokéfaction différée. Il est largement utilisé comme combustible dans l'industrie du ciment et de l'acier. Il peut également être utilisé comme combustible dans les centrales si la teneur en soufre est suffisamment faible. Le coke a également des applications non combustibles comme matériau brut pour un grand nombre de produits carbone et graphite.

Analyse du coke de pétrole utilisé dans la gazéification par soufflage d'oxygène [166, Meyers, 1997]	
Analyse finale	% p/p
Carbone	87,1 – 90,3
Hydrogène	3,8 – 4,0
Oxygène	1,5 – 2,0
Azote	1,6 – 2,5
Soufre	2,1 – 2,3
Analyse immédiate	% p/p
Volatiles	9,0 – 9,7
C fixé	80,4 – 89,2
Humidité	0,9 – 10,2
Cendres	0,2 – 0,4

Soufre

Le soufre est un dérivé du raffinage, résultant de l'élimination des composés de soufre des principaux flux de produit d'hydrocarbure. La quantité de soufre produite par une raffinerie dépend de la quantité présente dans le pétrole brut et de la désulfuration et de la capacité de récupération du soufre installée. Il s'agit d'un produit de grande valeur qui est principalement utilisé comme matériau brut dans la fabrication d'acide sulfurique.

Relations entre la charge (généralement du pétrole brut) et les produits

Pour généraliser, on peut dire à juste titre que tout pétrole brut peut être traité en toute sélection raisonnable de produits par un choix adapté d'opérations d'unité de raffinerie. Le coût de production dépendra des unités de raffinage requises, qui dépendront à leur tour du pétrole brut sélectionné. En théorie, le coût de production peut être réduit par sélection soignée du brut. Cependant, dans la pratique, les conceptions de raffinerie sont souvent compromises par des facteurs tels que : la disponibilité, le prix et la composition changeantes des pétroles bruts et les demandes du marché pour le **slate** de produit et les spécifications changeantes. Quelques propriétés relativement simples du pétrole peuvent indiquer la faisabilité du traitement d'un pétrole brut (mélange) particulier dans un complexe de raffinerie donné.

En général, on s'aperçoit que plus le pétrole brut est lourd, plus les quantités de soufre, de carbone Conradson et de métaux lourds sont élevées, et plus la teneur en hydrogène est faible. Les pétroles bruts lourds sont aussi plus difficiles à traiter. Le pétrole brut lourd entraîne habituellement une production de combustible à teneur élevée alors que le brut léger est davantage approprié à la production de gasoil et de distillat moyen à teneur élevée. D'autres indicateurs de propriété simples sont la teneur en soufre et le point d'écoulement.

Afin d'évaluer les propriétés des divers produits éventuels comme l'indice d'octane du gasoil, la teneur en aromatiques du kérosène, etc., il est nécessaire de distiller le pétrole brut et d'analyser les fractions en ébullition dans les différentes fourchettes d'ébullition. Ceci donnera des informations sur les unités de traitement qui pourraient être requises pour améliorer la qualité, comme les infrastructures de désulfuration, une unité de reformage ou une installation d'extraction des aromatiques. Les fractions de résidu peuvent être analysées de manière similaire pour donner des informations plus détaillées sur les unités de conversions qui pourraient être appropriées.

10.4 Annexe IV. Exemples fournis sur la rentabilité de la mise en œuvre des techniques environnementales.

Références : [115, CONCAWE, 1999], [268, Sema and Sofres, 2001], [248, Foster Wheeler Energy, 2001], [348, Janson, 2001], [, Ashworth Leining Group,]

Cette partie suit certains exemples fournis par le GTT sur le calcul de la rentabilité de la mise en œuvre des techniques environnementales dans le secteur de la raffinerie. Une étude de faisabilité (Section 10.4.4) fournie par un membre du GTT a indiqué que le coût et la solution technique pour atteindre le même objectif environnemental (par exemple le concept du « droit à polluer ») dépendait de la situation locale.

10.4.1 Calcul de la rentabilité de la mise en œuvre d'une technique dans une situation hypothétique

Un aspect important à prendre en compte dans le coût des techniques environnementales concerne la rentabilité changeante qui en résulte pour une technique donnée, en fonction du point de contrôle à partir duquel on commence le calcul de la rentabilité. La plupart des études sur les techniques environnementales présente le coût et le rendement (pourcentage de réduction des émissions ou tonnes d'émissions réduites) liés à la mise en place d'une technique ou à la mise en œuvre d'une technique par rapport à une opération de base non contrôlée. Dans ce cas, le calcul de la rentabilité d'une technique environnementale est simple par rapport à une infrastructure autrement contrôlée en divisant simplement le coût de la technique par la réduction des émissions obtenue. Le Tableau 10.19 présente une série de plusieurs contrôles hypothétiques capables d'atteindre différentes réductions du pourcentage d'émissions. Par exemple, la technique C permettrait d'obtenir une réduction de 50 % pour un coût de 2 000 000 EUR alors que la technique G permettrait d'obtenir une réduction de 99 % pour une réduction de 12 000 000 EUR.

Technologie	Pourcentage de réduction (%)	Emissions restantes (tonnes)	Coût de la technologie pour une nouvelle installation (kEUR)
A	0	10 000	0
B	20	8 000	1 000
C	50	5 000	2 000
D	60	4 000	3 000
E	90	1 000	4 500
F	95	500	7 000
G	99	100	12 000

Tableau 10.19 : Exemple du coût de la technique de réduction pour une nouvelle installation, de la réduction de l'émission et des émissions restantes après l'application de la technique.

En raison des réglementations locales et/ou des politiques d'entreprise, il existe un grand nombre de situations dans lesquelles certains niveaux de contrôle existent déjà sur des sites spécifiques. Dans ces cas, le coût d'atteinte d'une cible de pourcentage donné de réduction de l'émission augmente significativement en comparaison des aux valeurs de rentabilité initiales. Ceci doit être pris en compte pour déterminer la rentabilité d'une technique. Comme on peut le voir à partir du Tableau 10.19, si la technique C est déjà en place dans un lieu, la réduction supplémentaire des émissions pour passer à la technique G ne serait que de 49 %. Le coût de la mise en œuvre de la technique G passe par conséquent à 2,45 kEUR/tonne pour les réductions d'émissions supplémentaires, au lieu de 1,21 kEUR/tonne lors du passage d'un contrôle de 99 % à 0 %. Si l'on devait passer à la technique G dans un lieu où la technique E est en place, le coût marginal s'élèverait à 13,3 kEUR/tonne. Dans tous ces cas, la situation finale est d'obtenir un contrôle des émissions à hauteur de 99 %. Le coût réel pour atteindre le niveau des 99 % dans ces situations, si cela est fait progressivement, correspondrait effectivement au coût de la mise en œuvre des techniques C plus E plus G, pour obtenir une réduction de 99 %. Le Tableau 10.20 présente le coût résultant de l'application de diverses techniques, en commençant à partir des différents niveaux du contrôle existant.

Niveau de contrôle actuel Niveau de contrôle visé	0 %	20 %	50 %	60 %	90 %	95 %
20 %	0,5	-	-	-	-	-
50 %	0,4	0,67	-	-	-	-
60 %	0,5	0,75	3	-	-	-
90 %	0,5	0,64	1,12	1,5	-	-
95 %	0,74	0,93	1,55	2	14	-
99 %	1,21	1,52	2,45	3,07	13,3	30

Tableau 10.20 : Rentabilité (kEUR/tonne réduite) en commençant à partir des pourcentages de réduction différents et en prenant en compte le fait que la technique précédente devrait être remplacée à 100 %.

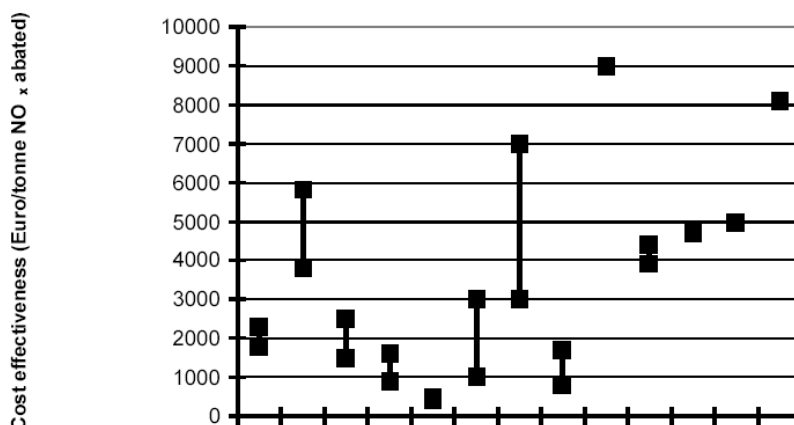
10.4.2 Données de rentabilité de la SRU

Le tableau suivant fournit les données sur la rentabilité de l'application de plusieurs techniques propres à l'unité de récupération du soufre.

Nom de la technique	Coût spécifique (1) EUR/tonne SO ₂	Coût spécifique (2) EUR/tonne SO ₂
3ème réacteur		32
Scot autonome	321 - 538	32
Régénérateur commun Scot en cascade		32
Super Claus	155 – 228	32 – 161
Super Claus + Etage Claus		32 – 160
Clauspol	198 – 330	32
Sulfreen	174 – 288	32 – 160
Hydro-sulfreen	253 – 417	32 – 160
Absorption réelle froide de CBA/AMOCO	169 – 300	-
(1) [268, TWG, 2001]		
<p>Les calculs pour cette colonne ont été réalisés sur la base des hypothèses suivantes :</p> <ul style="list-style-type: none"> les coûts de vente du TGCU incluent les frais de licence, les premières charges de catalyseur et de produits chimiques. Ces investissements sont financés par un prêt totalement remboursable. Ce prêt est basé sur 10 ans, avec un taux d'intérêt de 6 % par an. la durée de vie du catalyseur est de 3 ans (cela fait partie des coûts de fonctionnement)/ L'investissement associé tous les 3 ans est financé par un prêt totalement remboursable. Ce prêt est basé sur 3 ans, avec un taux d'intérêt de 6 % par an. l'appoint de solvants et de produits chimiques (cela fait partie des coûts de fonctionnement) a été calculé sur une base annuelle comme charge dépense comptante. la consommation et la production des utilités ainsi que les coûts du personnel de supervision ont été considérés comme constants dans le temps. le prix de vente du soufre a aussi été considéré comme constant dans le temps. 		
(2) [115, CONCAWE, 1999]		
<p>Une installation Claus à la capacité de production de soufre de 30 000 t/an (rendement de la récupération du soufre de 94 à 96 % pour une unité à deux étages), un volume de gaz traité de 60 millions de m³/an, et une concentration initiale de polluant de 34 000 mg de SO₂/m³</p>		

10.4.3 Recueil des données de rentabilité des techniques de réduction du NO_x

Le graphique suivant présente le coût de la réduction d'une tonne de NO_x dans des secteurs de l'industrie ainsi que des valeurs de référence utilisées dans certains pays [248, Ademe, 2001].



Industry sectors and reference values used in some countries

Figure 10.5 : Valeurs sur le coût de la réduction du NO_x dans différents secteurs industriels

Les tableaux suivants présentent des données relatives à la rentabilité des techniques de réduction du NO_x.

	Recirculation du gaz de combustion plus le brûleur de NO _x à faible concentration ⁽⁴⁾	Brûleurs de concentrations très faibles de NO _x	RSNC	SCR	Brûleur de concentrations très faibles de NO _x plus un SCR
Rentabilité EUR/tonne de NO _x éliminé (y compris la charge de capital à 15 %)	2 000 – 4 300 ⁽³⁾	650 ⁽¹⁾ 600 – 700 ⁽²⁾ 1 700 – 5 000 ⁽⁴⁾	2 000 – 2 500 ⁽²⁾ 1 800 – 4 300 ⁽⁴⁾	8 300 – 9 800 ⁽²⁾ 12 000 ⁽³⁾ 4 200 – 9 000 ⁽⁴⁾	9 100 – 10 500 ⁽²⁾ 9 000 ⁽³⁾
<p>(1) La liste du centre d'information RBLC de l'agence américaine de protection de l'environnement et la liste BACT du comité californien de ressources de l'air. Ces listes fournissent les niveaux d'émission permis pour les permis délivrés aux Etats-Unis et dans l'état de Californie pour que les technologies alternatives de contrôle satisfassent le RACT, le BACT (meilleure technologie disponible de contrôle de mise à niveau) et le LAER (exigences d'émissions réalisables les plus basses). Les listes couvrent la période de 1996.</p> <p>(2) Document de techniques alternatives de contrôle – contrôle des émissions de NO_x provenant des réchauffeurs de procédé, aux Etats-Unis. Agence de protection de l'environnement, EPA-453/R-93-015, février, 1993</p> <p>(3) Etudes industrielles propriétaires</p> <p>(4) informations sur la société membre de CONCAWE</p> <p>Taux de change de 1 EUR = 1,25 dollar US, et une augmentation de coûts de fonctionnement et de capital de 4%/an ont été utilisés dans cette analyse.</p>					

Contrôle du NO_x pour les réchauffeurs et les chaudières fonctionnant avec un mélange de gaz de raffinerie

Base : Installation de 100 giga joules/h

Mise en conformité rétroactive de l'unité existante

Chauffage du mélange de gaz de raffinerie

Emissions de NO_x non contrôlées de 150 ppm à 3 % d'oxygène (300 mg/Nm³)

	Chaudières			Réchauffeurs
	Brûleurs de bas NO _x ⁽³⁾	RSNC	SCR	Brûleurs de bas NO _x ⁽¹⁾
Rentabilité en EUR/tonne de NO _x retiré (inclut la charge de capital de 15 %)	500 – 1 800	1 500 – 2 800 1 500 – 4 300	5 000 – 8 000 4 500 – 10 200 ⁽²⁾	500 – 1 800
Taux de change de 1 EUR = 1,25 dollar US, et une augmentation de coûts de fonctionnement et de capital de 4%/an ont été utilisés dans cette analyse. (1) ULNB ne sont pas disponibles pour les réchauffeurs et les chaudières à huile. (2) Recommandation du Clean Air Act de Californie, détermination du RACT et du BARCT (meilleures technologie disponible de contrôle de mise à niveau), comité californien des ressources de l'air, juillet 1991 (3) ULNB ne sont pas disponibles pour les réchauffeurs et les chaudières à huile.				

Contrôle des NO_x pour les turbines à gaz brûlant du gaz naturel ou des mélanges de gaz de raffinerie

Base : turbine de sortie de 85 MW (représentative d'une unité de cadre GE de taille 7) (intran électrique) Chauffage au gaz naturel ou au mélange de raffinerie Émissions de NO_x non contrôlées de 250 ppm à 15 % d'oxygène (350 g/GJ)

	Chambres de combustion de NO _x sec en faible concentration	Injection de vapeur d'eau	SCR	Injection de vapeur d'eau plus un SCR	Chambres de combustion de NO _x sec en faible concentration plus un SCR
Rentabilité en EUR/tonne de NO _x retiré (inclut la charge de capital de 15 %)	350 ⁽¹⁾	1 500 ⁽¹⁾	1 700 – 8 000 ⁽²⁾	3 800 ⁽³⁾ 3 600 ⁽²⁾	7 600 ⁽⁴⁾
(1) Document de techniques alternatives de contrôle - contrôle des émissions de NO _x provenant des turbines à gaz de Statoil, aux États-Unis. Agence de protection de l'environnement, EPA-453/R-93-007, janvier, 1993 (2) Etudes industrielles propriétaires (3) Coûts de la référence (1) ci-dessus pour l'ajout du SCR seulement, avec une entrée de NO _x dans le SCR suivant la chambre de combustion de NO _x en faible concentration, de 25 ppm. (4) Les chambres de combustion de NO _x sec en faible concentration pour le mélange de gaz de raffinerie contenant plus de 5 à 10 % d'hydrogène Taux de change de 1 EUR = 1,25 dollar US, et une augmentation de coûts de fonctionnement et de capital de 4%/an ont été utilisés dans cette analyse.					

Contrôle du NO_x pour les unités de craquage catalytique à lit fluidisé

Base : UFCC de 30 k bbl/jour avec chaudière au CO

Emissions de NO_x non contrôlées à 800 mg/Nm³ (1)

	RSNC	SCR	Hydrotraitement de la charge d'alimentation
Rentabilité en EUR/tonne de NO _x retiré (inclut la charge de capital de 15 %)	1 900	2 800 – 3 300	28 000 ⁽²⁾
(1) Elimination du NO _x provenant des gaz de ventilation du régénérateur de l'UFCC, raffinage, PTQ printemps 1997. (2) Assigne tous les coûts d'hydrotraitement de la charge d'alimentation au contrôle du NO _x . Taux de change de 1 EUR = 1,25 dollar US, et une augmentation de coûts de fonctionnement et de capital de 4%/an ont été utilisés dans cette analyse.			

Rentabilité des techniques de réduction du NO_x déjà appliquées dans des raffineries américaines.

	Brûleurs de NO_x en faible concentration	Réaction sélective catalytique (SCR)	Réduction sélective non catalytique (RSNC)
Rentabilité en EUR/tonne de NO _x retiré	1 260 – 4 500	6 300 – 21 600 (pour les réchauffeurs du procédé et les chaudières) Environ 5 940 pour l'UFCC décrite dans le rapport	2 070 – 6 030 (pour les réchauffeurs du procédé)

10.4.4 Etude de faisabilité sur l'applicabilité des mesures environnementales relatives au NO_x dans deux sites de raffinerie différents

Une étude française, réalisée par un ingénieur-conseil et commanditée par l'ADME / le ministère de l'Environnement et l'institut français du pétrole a évalué le coût « avant ingénierie » de la mise en œuvre des MTD par mise en conformité rétroactive pour la réduction du NO_x dans deux sites de raffinerie existants. L'étude portait sur le mécanisme de choix pour mettre en œuvre la directive IPPC.

Pour chacun des sites, toutes les unités majeures existantes qui contribuent pour plus de 80 % des émissions de NO_x sur le site ont été prises en compte : les fours, les chaudières, les régénérateurs, etc. Les candidats aux MTD listés dans le [115, CONCAWE, 1999] ont été pris en compte pour chaque élément aux niveaux technique, économique et de la maintenance.

Des graphiques de conclusion sont présentés, illustrant l'efficacité variable des techniques envisagées et validées sur différentes unités : les brûleurs bas NO_x, la recirculation du gaz de combustion, la RSNC, la RSC, la recombustion, etc. Un coût estimé (environ 30 %) est exprimé pour la mise en œuvre de chaque candidat aux MTD en termes de coût par tonne de NO_x réduite par an. On observe une variation importante du coût sur différentes unités, pour diverses techniques et avec des impacts différents sur les réductions des émissions globales de NO_x sur les deux sites respectivement.

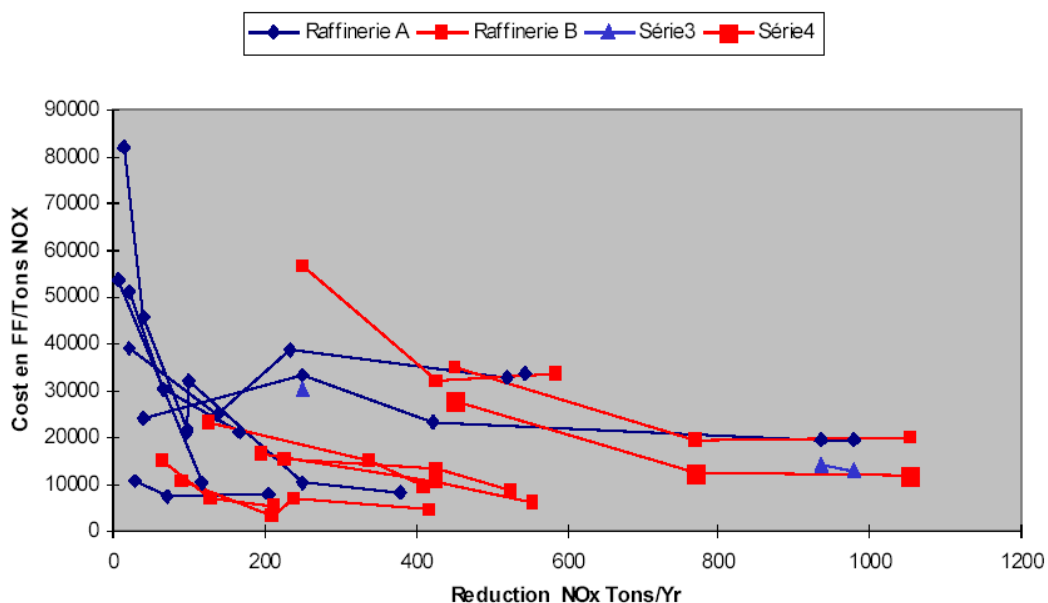


Figure 10.6 : Efficacité variable et coût de la mise en conformité rétroactive des unités existantes (FRF/tonne de NO_x réduit)

Note : En utilisant la faisabilité de l'étude sur les candidats au MTD relatives au NO_x sur deux sites de raffinerie (1 Euro = 6,56 FRF)

Enfin, des scénarios combinés de l'applicabilité potentielle de ces MTD sont présentés pour les deux sites et pour des objectifs environnementaux similaires sur la base d'une concentration globale de NO_x à l'intérieur de la « bulle ». L'impact sur le coût est différent pour chaque site existant devant subir une mise en conformité rétroactive et est très coûteux selon les objectifs environnementaux à atteindre.

Il faut garder à l'esprit cette étude de faisabilité technique et ces considérations économiques dans le contexte des niveaux d'émissions associés aux MTD à proposer, en prenant en compte la complexité de la mise en conformité rétroactive en raison de la différence dans les sites de raffinerie existants en Europe.

	Objectifs	400 mg/Nm ³	300 mg/Nm ³	200 mg/Nm ³
Site A				
Investissement	kEuro	3 000	6 800	13 000
Coût annuel	kEuro	1 070	2 150	4 150
Coût/t de NO _x réduit/an	Euro	1 170	1 680	1 860
	Techniques	LNB - RSNC	LNB – 1 SCR	LNB – 3 SCR
	Objectifs	400 mg/Nm ³	300 mg/Nm ³	200 mg/Nm ³
Site B				
Investissement	kEuro	3 800	8 620	17 900
Coût annuel	kEuro	930	2 600	5 350
Coût/t de NO _x réduit/an	Euro	1 100	1 770	2 350
	Techniques	LNB – recirc	Recombustion - SCR	SCR avec échangeur

10.5 Annexe V : Informations générales fournies par les membres du GTT pour les différentes propositions des émissions de SO₂ et de NO_x selon le droit à polluer

Le calcul des niveaux d'émission pour le droit à polluer qui peut être associé à l'application des MTD intègre les divers aspects présentés dans la Section 4.15.2 (description du droit à polluer) et les éléments

décrits dans le Chapitre 5. Les éléments suivants doivent être pris en compte, en considérant l'applicabilité de chacun des éléments ou des options dans une situation spécifique :

- rendement énergétique accru des divers procédés intégrés au système de gestion du combustible de raffinerie ;
- utilisation réduite de combustibles liquides grâce à une utilisation plus importante de combustibles gazeux provenant de la raffinerie ou, lorsque cela s'applique, à un traitement et à une conversion supplémentaire dans la raffinerie, la FCC, le CCGI, l'unité de cokéfaction, etc. ;
- diminuer la teneur en soufre des combustibles liquides (par exemple par hydrotraitement) utilisés dans la raffinerie ;
- utilisation de combustibles gazeux propres (gaz naturel ou gaz de raffinerie nettoyé) ;
- utilisation de combustibles liquides avec des techniques de contrôle pour nettoyer les gaz de combustion, réduisant ainsi les émissions de SO₂ et de NO_x ;
- appliquer les MTD à des installations uniques, en particulier à l'unité de récupération du soufre (SRU).

Ceci découle de calculs et de justifications pour les propositions fournies par des membres du GTT.

10.5.1 Calculs basés sur des hypothèses MTD fournies par les Pays-Bas

Pour illustrer l'utilisation du droit à polluer dans une raffinerie, un certain nombre de cas et leurs émissions pertinentes sont calculées selon les lignes indiquées ci-dessous. On utilise les hypothèses suivantes.

Raffinerie fonctionnant au gaz :

Il existe quelques raffineries ayant subi une conversion complète en Europe et qui fonctionnent intégralement au gaz. La principale source d'énergie est, dans ces cas précis, du gaz de raffinerie nettoyé. Dans certains cas, du gaz naturel est également utilisé comme combustible supplémentaire.

Hypothèses pour le calcul du droit à polluer: Conversion complète, raffinerie fonctionnant intégralement au gaz, traitement de 10 millions de tonnes de pétrole brut avec une consommation annuelle de combustible de 700 000 tonnes (7 % de l'apport). La SRU applique la MTD avec une efficacité de 99,8 % et dispose d'une production annuelle de 100 000 tonnes de soufre élémentaire. L'unité de FCC présente un débit annuel de 1,5 millions de tonnes (consommant quelques 12 % de la consommation totale en combustible de raffinerie). Le cas où l'installation fonctionne intégralement au gaz est présenté dans les Tableaux 10.21 à 24 .

Raffineries fonctionnant au gaz et au combustible liquide utilisant du pétrole à faible teneur en soufre (0,5 % de S)

La majeure partie des raffineries européennes utilise une combinaison de combustibles gazeux et liquides provenant de la raffinerie. Le calcul des valeurs d'émissions qu'il est techniquement possible d'atteindre dans une telle raffinerie se base a) sur l'existence d'un système de gestion combiné du combustible dans la raffinerie et b) sur les valeurs d'émission du système combiné du combustible avec des combustibles qui sont soit intrinsèquement propres (certains gaz de raffineries ou du gaz naturel), soit des combustibles de raffinerie gazeux ou liquides qui peuvent être nettoyés relativement facilement. Ceci peut également couvrir la situation du nettoyage des gaz de combustion provenant des combustibles qui entraîneront une pollution dans l'air s'ils ne sont pas traités.

Hypothèses pour le calcul : Conversion moyenne, raffinerie fonctionnant partiellement au gaz, traitement de 10 millions de tonnes de pétrole brut avec une consommation annuelle de combustible de 400 000 tonnes (4 % de l'apport). La SRU applique la MTD avec une efficacité de 99,8 % et dispose d'une production annuelle de 50 000 tonnes de soufre élémentaire. L'unité de FCC présente d'un débit annuel de 1,5 millions de tonnes (consommant quelques 20 % de la consommation totale en combustible de raffinerie). Plusieurs cas sont présentés (70% de gaz, 50% de gaz et 30% de gaz).

Raffineries fonctionnant au gaz et au combustible liquide utilisant une désulfuration du gaz de combustion

Les calculs suivants sont basés sur des données réelles provenant d'une raffinerie complexe brûlant des résidus lourds dans la centrale, par laquelle toute la combustion de combustible liquide de la raffinerie est concentrée et l'installation est équipée d'une désulfuration du gaz de combustion. Les installations restantes fonctionnent au gaz.

Hypothèses pour le calcul : Conversion moyenne, raffinerie fonctionnant partiellement au gaz, traitement de 10 millions de tonnes de pétrole brut avec une consommation annuelle de combustible de 400 000 tonnes (4 % de l'apport). La SRU applique la MTD avec une efficacité de 99,8 % et dispose d'une production annuelle de 50 000 tonnes de soufre élémentaire. La FCC dispose d'un débit annuel de 1,5 millions de tonnes (consommant quelques 20 % de la consommation totale en combustible de raffinerie). Le résidu lourd (3,5 wt % de S) est brûlé dans la centrale qui est équipée d'une désulfuration du gaz de combustion. Deux cas d'efficacité de désulfurisation sont présentés, DeSO_x de 90 % et DeSO_x de 95 %.

Les résultats des calculs sont résumés dans le Tableau 10.21. Les cas sont présentés plus en détail dans les Tableaux 10.22 à 24. Il faudrait explicitement noter que ces droits à polluer sont calculés à partir d'une base technique et en adoptant l'approche « ascendante ». Ceci ne prend pas en compte les bouleversements ou les indisponibilités du procédé.

Cas	SO _x	SO _x	NO _x	NO _x
	« Bulle » de concentration mg/Nm ³	« Bulle » de charge Tonne/Mtonne de brut	« Bulle » de concentration mg/Nm ³	« Bulle » de charge Tonne/Mtonne de brut
100 % de gaz	58 – 109	49 – 91	100 – 150	84 – 126
70 % de gaz	258 – 334	124 – 160	105 – 162	50 – 78
50 % de gaz	394 – 468	189 – 224	108 – 170	52 – 82
30 % de gaz	529 – 601	254 – 289	111 – 178	53 – 85
DeSox-90	353 – 426	169 – 204	110 – 175	53 – 84
DeSox-95	203 – 276	97 – 133	110 – 175	53 – 84

Tableau 10.21 : Résumé des droits à polluer pour le SO_x et le NO_x calculés à partir des cas décrits dans cette section et présentés dans les tableaux suivants

Il faut noter que le cas à 100 % au gaz est le seul cas qui constitue une conversion totale de raffinerie. Les autres cas font référence aux raffineries à conversion moyenne, qui a un effet considérable sur la consommation de combustible et ainsi sur les « bulles » de charge également.

Description	Unité	100 % de gaz	70 % de gaz	50 % de gaz	30 % de gaz	DeSOx-90	DeSOx-95
Type de raffinerie	Conversion	totale	intermédiaire	intermédiaire	intermédiaire	intermédiaire	intermédiaire
Débit de brut	Million de tonnes/an	10	10	10	10	10	10
Consommation de combustible	% d'entrée de charge d'alimentation	7	4	4	4	4	4
Consommation de combustible	Tonnes par an	700 000	400 000	400 000	400 000	400 000	400 000
Consommation de combustible FCC	%	12	20	20	20	20	20
Autre réservoir de combustible	%	88	80	80	80	80	80
• Gaz dans le réservoir de combustible	%	100	70	50	30	37	37
• Huile dans le réservoir de combustible	%	0	30	50	70	63	63
Gaz de combustion provenant du FCC *	10 ³ m ³ , ISO, sec, 3% de O ₂	1 008 000	960 000	960 000	960 000	960 000	960 000
Gaz de combustion provenant de la combustion de gaz*	10 ³ m ³ , ISO, sec, 3% O ₂	7 392 000	2 688 000	1 920 000	1 152 000	1 420 800	1 420 800
Gaz de combustion provenant de la combustion de l'huile*	10 ³ m ³ , ISO, sec, 3% O ₂	0	1 152 000	1 920 000	2 688 000	2 419 200	2 419 200
Teneur en S du fioul	Wt. %	0,5	0,5	0,5	0,5	3,5	3,5
Désulfuration des Gaz de Combustion	%	0	0	0	0	90	95
Réf. Désulfuration du produit	%	80	50	50	50	50	50
Delta S retiré du produit	Wt.%	1,25	1	1	1	1	1
Rendement de la SRU	%	99,8	99,8	99,8	99,8	99,8	99,8
Récupération du soufre	Tonnes par an	100 000	50 000	50 000	50 000	50 000	50 000

Tableau 10.22 : Description de 6 cas de combustion de raffinerie et de traitement du gaz de combustion différents

* Le flux de gaz de combustion est calculé à partir de l'hypothèse selon laquelle la combustion d'une tonne de pétrole ou de 1 000 m³ de gaz génère un flux de gaz de combustion de 12 000 Nm³ (à 3 % d'O₂)

SO _x * Description	FCC mg/Nm ³	Chauffage au gaz mg/Nm ³	Chauffage à l'huile mg/Nm ³	FCC tonne/an	Chauffage au gaz tonne/an	Chauffage à l'huile tonne/an	SRU tonne/an	Total tonne/an	« Bulle » de concentration mg/Nm ³	« Bulle » de charge, tonne/Mtonne de brut
100 % de gaz	50 - 400	5 - 15	-	50 - 403	37 - 111	0	400	487 - 914	58 - 109	49 - 91
70 % de gaz	50 - 400	5 - 15	850	48 - 384	13 - 40	979	200	1241 - 1604	258 - 334	124 - 160
50 % de gaz	50 - 400	5 - 15	850	48 - 384	10 - 29	1632	200	1890 - 2245	394 - 468	189 - 224
30 % de gaz	50 - 400	5 - 15	850	48 - 384	6 - 17	2285	200	2539 - 2886	529 - 601	254 - 289
DeSox-90	50 - 400	5 - 15	595	48 - 384	7 - 21	1439	200	1695 - 2045	353 - 426	169 - 204
DeSox-95	50 - 400	5 - 15	298	48 - 384	7 - 21	720	200	975 - 1325	203 - 276	97 - 133

* Ces concentrations sont déduites l'application de la MTD. Les charges et « bulles » sont calculées en fonction de cela.

Tableau 10.23 : Emissions de SO₂ et « bulles » estimées et calculées pour les différents cas décrits dans le Tableau 10.22

SO _x * Description	FCC mg/Nm ³	Chauffage au gaz mg/Nm ³	Chauffage à l'huile mg/Nm ³	FCC tonne/an	Chauffage au gaz tonne/an	Chauffage à l'huile tonne/an	Total tonne/an	Bulle de concentration mg/Nm ³	Bulle de charge, tonne/Mtonne de brut
100 % de gaz	100 - 150	100 - 150	-	101-151	739-1101	0	840 - 1262	100 - 150	84 - 126
70 % de gaz	100 - 150	100 - 150	120 - 200	96 - 144	269 - 403	138 - 230	503 - 778	105 - 162	50 - 78
50 % de gaz	100 - 150	100 - 150	120 - 200	96 - 144	192 - 288	230 - 384	518 - 816	108 - 170	52 - 82
30 % de gaz	100 - 150	100 - 150	120 - 200	96 - 144	115 - 173	323 - 538	534 - 854	111 - 178	53 - 85
DeSox-90	100 - 150	100 - 150	120 - 200	96 - 144	142 - 213	290 - 484	528 - 841	110 - 175	53 - 85
DeSox-95	100 - 150	100 - 150	120 - 200	96 - 144	142 - 213	290 - 484	528 - 841	110 - 175	53 - 84

* Les concentrations sont déduites à partir de l'application de la MTD. Les charges et les « bulles » sont calculées en conséquence.

Tableau 10.24 : Emissions de NO_x et approches globales adoptées et calculées pour les différents cas décrits dans le Tableau 10.22

10.5.2 Exemple de l'Autriche

Hypothèse

Les calculs suivants sont basés sur une raffinerie complexe brûlant des résidus lourds dans la centrale, qui est équipée d'une désulfuration du gaz de combustion. Pour permettre une certaine flexibilité, on part de l'hypothèse d'un rapport de combustible gazeux/liquide entre 1 et 2, ce qui signifie qu'entre 50 % et 33 % de l'énergie totale utilisée par la raffinerie provient de la combustion des combustibles liquides (il existe des raffineries fonctionnant 100 % au gaz). On suppose que la teneur moyenne en S des combustibles liquides est adoptée comme variant entre 2,8 et 3,5 %. Les mesures permettant d'augmenter l'efficacité énergétique ne sont pas incluses dans ces calculs.

- Fourchette d'apport en combustibles liquides :
 - a) 303 000 t avec une teneur en S de 2,8 % ; apport en soufre dans la centrale : 8 484 t
 - b) 500 000 t avec une teneur en S de 3,5 % ; apport de S dans la centrale : 17 500 t
- Fourchette d'efficacité de la FGD : 90 – 95 %
- Concentration en SO₂ la plus élevée dans le dégagement gazeux de l'installation Claus : 1 350 mg/m³

Calculs

En adoptant les paramètres fournis ci-dessus, les concentrations mesurées à l'intérieur de la « bulle » (comprenant toutes les installations, à l'exception des torchères) pour le SO₂ sont de l'ordre de 109 mg/Nm³ (cas a : efficacité de 95 % de la FGD) et de 338 mg/Nm³ (cas b : efficacité de 90 % de la FGD). Le cas b, associé à un rendement de la FGD de 95 %, entraîne une concentration à l'intérieur de la « bulle » de 175 mg/Nm³ (correspondant à un débit de 235 t/Mt de brut).

Les charges correspondantes varient entre 126 t de SO₂/Mt à 455 t de SO₂/Mt de débit de brut.

10.5.3 Deux exemples fournis par un membre du GTT

CAS A : Scénario de réduction développé dans une raffinerie existante

Caractéristiques de la raffinerie

Une raffinerie complexe traitant 15 Mt/an de pétrole brut. 15 % de combustible à une teneur en soufre moyenne de 1,3 %. 160 000 tonnes de combustible et 840 000 tonnes de gaz (GCR + gaz naturel)

Hypothèses MTD

Réduction de 50 % des émissions de combustible en remplaçant le combustible par un combustible à faible teneur en soufre ou en installant une FGD sur des cheminées avec des émissions de combustible à la teneur la plus élevée en SO₂.

Réduction de 50 % des émissions de craquage catalytique par réduction de l'apport en soufre dans le craqueur catalytique et/ou en installant un FGD sur les cheminées du craqueur catalytique

SRU de grande efficacité > 99,5 % de récupération de soufre

Conclusions

Concentration à l'intérieur de la « bulle » de 200 mg de SO₂/Nm³

CAS B : Scénario de réduction développé dans une raffinerie existante

Caractéristiques de la raffinerie

Une raffinerie complexe traitant environ 12 Mt/an de pétrole brut.

Consommation de combustible : 156 000 t/an de combustible liquide à 3 % de S
400 000 t/an de combustibles de raffinerie + gaz naturel

SRU à une concentration de 99 % de SO₂ 20 000 mg/Nm³

Hypothèses MTD

Améliorer la SRU aux niveaux MTD

Dénitification dans les principales cheminées

Conclusions

Concentration de SO_x à l'intérieur de la « bulle » de 50 mg/Nm³

Concentration de NO_x à l'intérieur de la « bulle » supérieure à 100 mg/Nm³.

10.5.4 Propositions et justification italienne pour les données fournies concernant la « bulle »

Par rapport aux avantages environnementaux, l'Italie ainsi que d'autres pays méditerranéens se caractérisent par une conformité quasi totale aux objectifs relatifs à l'acidification et une pollution transfrontalière très marginale. En d'autres termes, nous n'avons pas besoin de fourchettes d'émission très strictes pour le SO₂ et le NO_x.

D'un point de vue technique et économique, il faut prendre en compte que le secteur du raffinage dans la région méditerranéenne se caractérise ainsi :

- 70 % de la demande du marché du combustible européen se trouve dans la région méditerranéenne ;
- la configuration actuelle des raffineries existantes dans cette région dérive de la demande réelle en produits pétroliers qui diffère beaucoup de la demande de Europe du Nord ;
- le **slate** de pétrole brut traité est le principal dérivé des pétroles bruts du Moyen-Orient qui représente le meilleur choix pour s'adapter à la fois à la demande du marché et à la configuration des raffineries. Le fioul lourd produit dans ces conditions doit être utilisé en interne car les autres options (conversion en profondeur, désulfuration, gazéification, etc) ne sont pas viables d'un point de vue économique

En conclusion, nous pensons que le niveau associé aux MTD devrait prendre en compte le coût et les avantages associés aux différentes fourchettes d'émission et, de plus, les MTD devraient être des techniques généralement applicables, sans quoi la concurrence dans le secteur du raffinage en Europe sera déformée.

En se basant sur ces considérations, les fourchettes d'émission à l'intérieur de la « bulle » suivantes sont proposées :

- SO₂ : 800 – 1 200 mg/Nm³ (moyenne mensuelle, toutes installations comprises)
- NO_x : 250 - 450 mg/Nm³ (moyenne mensuelle, toutes installations comprises)
- Poussière : 30 - 50 mg/Nm³ (moyenne mensuelle, toutes installations comprises)

Les fourchettes proposées ici pour le SO₂ et le NO_x sont tirées des valeurs d'émission associées aux MTD prises en compte pour la révision de la Directive sur les Grandes Installations de Combustion, récemment approuvée au niveau européen. Les MTD adoptées pour cette révision constituent les techniques les plus strictes applicables aux grandes installations de combustion récentes et existantes.

Dans la révision de la Directive sur les Grandes Installations de Combustion, les valeurs limites d'émission de SO₂ pour les raffineries récentes existantes sont respectivement de 600 et de 1 000 mg/Nm³. Ayant pris en compte le fait que les niveaux d'émission à l'intérieur de la « bulle » dans le BREF font référence à toutes les installations, ces valeurs limites d'émission sont légèrement augmentées pour inclure les émissions de SO₂ provenant des installations Claus et de craquage catalytique.

Les valeurs limites d'émission du NO_x dans la révision de la Directive sur les grandes installations de combustion sont définies dans la même fourchette que celle proposée pour la « bulle » autour de la raffinerie et ceci semble suffire pour justifier cette proposition.

Les fourchettes de valeur d'émission ci-dessus sont cohérentes par rapport à la définition générale des MTD, des exigences de fourchettes plus strictes ne se justifient donc pas.

D'ailleurs, les techniques qui doivent être adoptées pour respecter des fourchettes les plus strictes, augmenteront la consommation énergétique de la raffinerie et les émissions de CO₂ associées.

10.5.5 Propositions et justifications de la Concauwe par rapport aux données fournies concernant la « bulle »

Calculs de de la concentration de SO₂ dans la « bulle » et scénarios

Paramètres	Rapport d'utilisation d'OL	Teneur en S d'OL	« Bulle » de combustion	« Bulle » globale
Cas de base	30 %	1,7 %	1000	1200
Scénario 1	30 %	1 %	590	880
Scénario 2	30 %	0,5 %	295	650
Scénario 3	100 %	1 %	1960	1950
Scénario 4	100 %	0,5 %	980	1190
Scénario 5 ° FGD sur toutes les unités	100 %	3 %	294	650
Scénario 6 + FGD sur 75 % des émissions ou des émetteurs principaux	100 %	2 %	1130	1300
Scénario 7 + FGD sur 75 % des émissions ou des émetteurs principaux	100 %	1,7 %	960	1170
Scénario 8 + FGD sur 50 % des émissions ou des émetteurs principaux	100 %	1 %	1030	1225

Tableau 10.25 : Variation des résultats de à l'intérieur de la « bulle » par l'utilisation de combustibles avec une teneur en soufre variable avec ou sans FGD

CAS D'UNE RAFFINERIE DE SO₂ – données journalières

Du point de vue de la réglementation ou des conditions d'exploitation d'un site unique, la limite imposée ou atteignable dans la « bulle » doit prendre en compte les conditions fortement variables de l'exploitation d'un site de raffinerie au quotidien, en particulier pour ce qui est des ations relatives au temps d'intégration.

La Figure 2 présente la variation journalière rapportée d'une « bulle » globale de SO₂ calculée d'une raffinerie représentative, toutes unités comprises, et l'utilisation quotidienne correspondante de combustibles potentiels sur le site. La « bulle » moyenne globale annuelle est de 1200 mg/Nm³, variant entre 500 et 2 000 mg/Nm³, la variation quotidienne est fournie pour chaque type de combustibles utilisés (combustible à faible teneur en soufre, combustible à teneur élevée en soufre, résidu sous vide, gaz combustible de raffinerie).

Pour éviter que le graphique ne devienne trop complexe, il ne reflète pas la teneur en soufre du combustible qui varie également en fonction de la teneur en soufre initiale dans la charge d'alimentation de pétrole brut, nous observons respectivement :

- pour l'OL LS, pourcentage moyen de soufre de 0,7 %, variant de 0,4 à 1 % par mois
- pour HS FO, pourcentage moyen de soufre de 1,87 %, variant de 1,1 à 2,3 % par mois
- RSV, pourcentage moyen de soufre de 1,94 %, variant de 0,9 à 2,7 % par mois
- combustible (pourcentage moyen de soufre de 0,05 %)

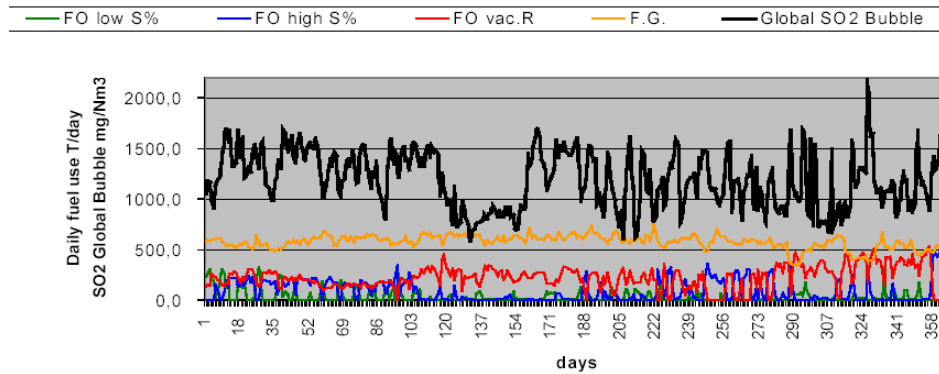


Figure 10.7 : Variation quotidienne de la « bulle » de SO₂ et décomposition des combustibles - cas d'une raffinerie réelle (moyenne annuelle globale de 1 200 mg/Nm³)

Chiffres recommandés par la Concawe pour le SO₂

Il est recommandé de tenir compte de la valeur moyenne annuelle de la « bulle » de SO₂ afin de conserver la flexibilité du procédé.

Nous pensons que les « bulles » globales et annuelles pour le SO₂ dans le futur pourraient, sur la base des conditions locales et en prenant en compte les émissions de SO₂ émanant de toutes les unités, varier de 1 000 à 1 400 mg/Nm³. Ceci permet une certaine flexibilité pour pouvoir continuer à réagir face aux contraintes et aux opportunités du marché relatives au pétrole brut, à la situation de l'offre/la demande en produits pétroliers et continuer à fonctionner de manière efficace dans un environnement très compétitif. Les raffineries individuelles qui ont la possibilité localement de brûler uniquement du gaz tout en restant compétitives peuvent atteindre des valeurs inférieures à celles-ci.

Pour éviter tout impact local négatif sur les communautés voisines, cette variation quotidienne peut être contrôlée localement par des procédures d'alerte basées sur des conditions de prévisions météorologiques défavorables, résultant sur des contraintes d'exploitation spécifiques temporaires pour les sites.

Niveaux d'émission de NO_x atteints

La CONCAWE ne dispose pas de données de sondage disponibles sur les émissions de NO_x. Ces valeurs dépendent non seulement de la gestion des combustibles mais aussi des conditions d'exploitation (excédent d'air, température, etc.) et des procédés.

a) CAS RÉEL D'UNE NOUVELLE RAFFINERIE – Variation journalière de VLE avec cheminée unique

Comme cela est observé pour une « bulle » de SO₂, des variations importantes similaires sont observées sur le court terme pour une cheminée unique : la variation est très sensible, même sur une raffinerie nouvellement construite, dans laquelle la charge d'alimentation ne varie cependant pas énormément.

Cheminé e No	Unité	Equipement	Performanc e maximale de chaleur (MW)	Emissions de NO _x par an (mg/m ³) en tant que NO ₂			Fourchette d'émissions de NO _x en tant que NO ₂	
				Limite quotidienn e	(moyenn e en 1999)	(moyenn e en 2000)	Fourchette de valeurs quotidiennes (mg/Nm ³)	Fourchette de valeurs semi- horaires
1A	Distillation (atm.)	Cheminée	130	100	56	44	35,5 – 98,7	10 – 130
1B	(Distillatio n (sous vide)	Cheminée	73	100	6	61	13,6 – 91,1	20 – 180
3A	Reformeur	Cheminée	86	100	85	66	47,1 – 152,5	20 – 220
5	VGO	Cheminée	66,5	100	72	52	18,0 – 198,2	20 – 220
6	FCC	Régénérateur	-	500	89	53	20,3-250,2	70 - 420

Tableau 10.26 : Emissions réelles et limites légales d'une raffinerie de l'UE+
Source : [248, Ademe, 2001]

Chiffres recommandés pour le NO_x

Nous pensons que la « bulle » annuelle de NO_x pour une raffinerie existante fonctionnant correctement (fonctionnant avec un mélange de gaz/combustible liquide) pourrait varier entre 350 et 500 (selon les brûleurs à bas NO_x) du combustible responsable du préchauffage de l'air de combustion). Les émissions de NO_x pour une nouvelle raffinerie (fonctionnant au gaz) peuvent atteindre 200.

Paramètres	Rapport d'utilisation d'OL	Teneur en S de l'OL	« Bulle » de combustion	« Bulle » globale
Cas de base	30 %	1,7 %	1000	1200
Scénario1	30 %	1 %	590	880
Scénario2	30 %	0,5 %	295	650
Scénario3	100 %	1 %	1960	1950
Scénario4	100 %	0,5 %	980	1190
Scénario5 ° FGD sur toutes les unité	100 %	3 %	294	650
Scénario6 + FGD sur 75 % des émissions ou des émetteurs principaux	100 %	2 %	1130	1300
Scénario7 + FGD sur 75 % des émissions ou des émetteurs principaux	100 %	1,7 %	960	1170
Scénario8 + FGD sur 50 % des émissions ou des émetteurs principaux	100 %	1 %	1030	1225

**Tableau 10.27 : Variation des résultats à l'intérieur de la « bulle » par l'utilisation de combustibles
avec une teneur en soufre variable avec ou sans FGD**

10.6 Annexe VI. Propositions de deux Etats membres sur la mise en œuvre des MTD dans le secteur de la raffinerie

Il s'agit de propositions alternatives fournies par la délégation française et par la délégation italienne pour certaines parties du chapitre 5 relatives aux émissions de SO₂ et de NO_x. La conclusion principale, comme on peut le voir, est que les sections des MTD sur ces deux polluants devraient être motivées par le droit à polluer. Et par conséquent, les MTD liées à ces polluants ne devraient être que des propositions permettant d'atteindre ces objectifs environnementaux.

10.6.1 Propositions françaises sur la structure de certaines parties du Chapitre 5

MTD GÉNÉRALE DE RÉDUCTION DES ÉMISSIONS DE SO₂

La délégation française propose de réduire les émissions d'oxyde de soufre en suivant les étapes suivantes :

13. le bilan massique du soufre, dans la raffinerie complète, pour identifier les principaux flux de soufre (indiqués dans le graphique de la Figure 10.9 (voir à la fin de cette Section)) et le pourcentage général de soufre récupéré (PGSR) sous forme inerte ou piégé dans les produits sous forme inerte (PGSR : outil méthodologique utilisé pour apprécier l'impact d'une mesure technique sur le bilan du soufre)
14. la quantification des émissions de soufre des différentes sources de raffinerie faisant partie de S2 et de S4 afin d'éclaircir le droit à polluer et d'identifier les principaux émetteurs dans chaque cas particulier
15. la sélection, parmi les différentes options techniques indiquées ci-dessous (décrites plus en détail dans la MTD spécifique), des mesures techniques permettant d'atteindre les valeurs de référence indicatives globales suivantes (évaluation comparative des droits à polluer)
 - 600 mg/Nm³ (moyenne mensuelle) ;
 - 850 mg/Nm³ (moyenne journalière) ;
 - en prenant en compte les effets croisés possibles (consommation d'énergie supplémentaire, production de déchets et d'effluents d'eau, émissions atmosphériques hors de la raffinerie, augmentation de la production de résidus, etc.) et la rentabilité.
 - Les mesures techniques possibles qui pourraient être mises en œuvre pour atteindre l'objectif environnemental global sont :
 - le passage à des combustibles gazeux si aucune autre option raisonnable ne peut garantir une meilleure évolution du PGSR
 - l'amélioration des combustibles gazeux et liquides et caractéristiques de la charge d'alimentation,
 - l'utilisation de la désulfuration du gaz de combustion en faisant la promotion des techniques régénératives ou des techniques permettant d'obtenir des produits qui peuvent être valorisés et de piéger le soufre sous une forme inerte (cette quantité de soufre doit être prise en compte dans l'évaluation PGSR)
 - l'utilisation d'un catalyseur DeSO_x pour la FCC
 - la maximisation du flux de soufre S6
 - l'optimisation du torchage
 - le traitement de gaz non condensables provenant des éjecteurs sous vide

En raison des caractéristiques spécifiques des unités de récupération du soufre par rapport aux gaz de combustion, il est également déterminé que la MTD consiste aussi à appliquer la MTD spécifique définie pour ce type d'unité (voir la Section 5.2.23).

La stratégie générale pour le soufre devrait également conduire à minimiser le S7 en augmentant la conversion des produits sans spécifications avec des procédés comme les unités de cokéfaction, l'hydrocraquage, la gazéification, etc., en améliorant les caractéristiques de ces produits ou en disposant d'une utilisation extérieure, garantissant que l'impact environnemental est minimisé (installations de ciment, conversion en une autre raffinerie par exemple). Ce type d'utilisation extérieure doit également être pris en compte dans le calcul du PGSR.

MTD GÉNÉRALE DE RÉDUCTION DES ÉMISSIONS DE NO_x

Le processus de mise en œuvre des MTD se rapportant au NO_x nécessite tout d'abord de quantifier et de caractériser les sources d'émission. Ceci en découle, en gardant à l'esprit un objectif environnemental pour la raffinerie entière (150 mg/Nm³ (moyenne mensuelle), 200 mg/Nm³ (moyenne journalière)), une définition des priorités pour réduire le niveau d'émission global en prenant en compte les avantages environnementaux, la rentabilité et les effets croisés.

Les mesures primaires sont généralement celles qui présentent la rentabilité la plus élevée, mais aussi des performances limitées, en particulier pour les combustibles liquides. Ces mesures peuvent facilement être mises en œuvre dans les nouvelles unités mais pourraient donner naissance à des problèmes d'intégration importants pour les unités existantes. Etant donné le coût limité de ce type de mesure, sa promotion devrait être encouragée lorsque cela est possible.

La performance limitée des mesures primaires fait qu'il est nécessaire de prendre en compte des mesures secondaires, dont les considérations de rentabilité présentent une grande importance. Sa mise en œuvre devrait se limiter aux sources principales, c'est-à-dire celles qui représentent environ 80 % des émissions de la raffinerie entière. Les mesures secondaires consistent en trois techniques de réduction principales : la recombustion, la RNSC (réduction non catalytique sélective) et la RSC (réduction catalytique sélective) avec une fourchette de rendement (50 à 60 %, 50 à 70 % et 80 à 90 %) et des coûts par tonne de polluant réduite.

La MTD peut être jugée comme correspondant à un taux de réduction moyen de 70 % pour les sources qui représentent 80 % des émissions totales de la raffinerie. Selon les principes décrits ci-dessus, la combinaison des mesures primaires et secondaires permet de réduire le niveau d'émission global d'une raffinerie de 60 à 80 % et d'atteindre des niveaux d'émissions moyens de l'ordre de 100 – 150 mg/Nm³ sur le long terme.

D'autres techniques, comme la combustion catalytique ou la combustion à l'oxygène pur, peuvent également devoir être prises en compte et pourraient représenter des mesures techniques pertinentes pour atteindre le niveau d'émission de MTD global mentionné ci-dessus.

D'autres options techniques ont été mises en œuvre dans certaines parties du monde pour atteindre des niveaux d'émission plus faibles. Dans une raffinerie californienne, on est passé de combustibles liquides à des combustibles gazeux et des mesures secondaires ont été mises en œuvre sur les unités fonctionnant au gaz, permettant d'atteindre 20 à 30 mg/Nm³. Au Japon, l'hydrotraitement de combustibles et de charges liquides a été appliqué, et cette technique a été mise en œuvre sur un grand nombre d'unités RSC, atteignant 60 à 65 mg/Nm³.

Cependant, bien que ce type d'objectif environnemental soit localement justifié, il n'est pas estimé que ces expériences représentent, au moment de la rédaction de ce document, un niveau général de MTD dans le cadre de l'UE en raison du coût direct de ces mesures et des autres investissements requis pour gérer la quantité importante de résidus produits ou pour en améliorer les caractéristiques.

NOUVELLE STRUCTURE DU CRAQUAGE CATALYTIQUE

Dans la plupart des cas, le craquage catalytique est une source qui contribue dans une large mesure aux émissions de SO_x, de NO_x, de poussière, de métaux, de CO et de SO₂ dans une raffinerie. Certaines mesures sur cette unité spécifique pourraient être jugées comme étant totalement justifiées d'un point de vue environnemental dans tous les cas, mais d'autres doivent être évaluées dans le cadre global de la raffinerie. C'est pour cette raison que cette section a été répartie en MTD spécifiques et en options techniques à prendre en compte dans le cadre global de la raffinerie.

Les MTD spécifiques sont :

1. un four/une chaudière à CO pour des conditions d'oxydation partielle. Les niveaux d'émission associés sont inférieurs à 50 mg/Nm³ pour le CO et varient entre 100 et 300 mg/Nm³ pour le NO_x (voir Section 4.5.3)
2. un suivi et un contrôle de l'excédent d'oxygène (environ 2 %) pour le mode de combustion complet. Les niveaux d'émission associés varient entre 50 et 100 mg/Nm³ pour le CO et entre 300 et 600 mg/Nm³ pour le NO_x (voir Section 4.5.1)

3. une réduction de l'émission de particules entre 10 et 30 mg/Nm³ (métaux (Ni, V, etc.) moins de 5 mg/Nm³) par une combinaison convenable des techniques suivantes :
 - MTD sur les émissions de particules
 - MTD sur la conservation d'énergie
 - MTD sur la réduction des déversements dans l'eau
 - MTD sur la réduction de la production de déchets
 - un contrôle annuel des émissions de N₂O du régénérateur.

De plus, l'unité de FCC pourrait constituer une source majeure de NO_x et de SO_x. Dans ce cas, plusieurs options techniques envisagées ci-dessus doivent être prises en compte et évaluées seules ou en combinaison :

- l'hydrotraitement de la charge (les viabilités économique et technique sont décrites dans la Section 4.5.4). Le principal objet de cette technique est de réduire la teneur en soufre de la charge mais cette option a également une influence positive sur le NO_x, les métaux et la qualité du produit. La plupart des unités d'hydrotraitement dans le monde (en Californie par exemple) est conçue pour atteindre 300 à 500 ppm dans intermédiaire.
- la désulfuration du gaz de combustion ; en fonction du procédé pris en compte et des conditions de fonctionnement, le taux de réduction peut varier entre 50 et 90 %. Ces techniques peuvent produire de grandes quantités de résidus et d'effluents d'eau,
- catalyseur de dénoxydation. Cette technique peut présenter une efficacité limitée et implique une consommation importante de catalyseur. Cette option est probablement plus adaptée pour résoudre les problèmes de pollution importants.
- des mesures de dénoxydation comme la RSC (taux de réduction de 80 – 90 %) et la RNSC (taux de réduction de 50 à 70 %) (ces techniques ont été associées à l'émission d'ammoniac qui peut être limitée à 10 mg/Nm³ et il faut noter que la RSC est bien plus courante pour les unités de FCC que la RNSC) ou les modifications concernant la conception de l'unité qui peuvent induire un compromis entre les émissions de NO_x et de CO.

Ces options techniques permettent ainsi d'atteindre des fourchettes aussi basses que 50 – 200 mg/Nm³ pour le SO_x sous forme de SO₂ et que 50 – 100 mg/Nm³ pour le NO_x sous forme de NO₂. Leur combinaison doit être optimisée concernant les performances au regard des différents paramètres, de la consommation d'énergie, des déchets, des effluents d'eau et de la rentabilité. Elles pourraient ne pas être justifiées dans tous les cadres de raffinerie, mais doivent être prises en compte pour satisfaire l'objectif environnemental total d'une raffinerie.

PROCÉDÉ MTD PAR SYSTÈME D'ÉNERGIE DE PROCÉDÉ

Le système énergétique constitue la principale source de pollution atmosphérique d'une raffinerie, cependant, en raison de la diversité des unités utilisées (chaudières, fours, turbines), de leurs caractéristiques (dimension, âge, type de brûleurs, objet) et de leurs conditions de fonctionnement (préchauffage de l'air, combustibles utilisés, excédent d'oxygène et type de contrôle), la stratégie pour réduire l'impact environnemental de ces unités ne peut être donnée que par les directives générales décrites ci-dessous.

Tout d'abord, il est nécessaire de disposer d'une vue d'ensemble des combustibles utilisés par la raffinerie, des types d'unités de combustion, et des caractéristiques et des émissions atmosphériques (concentration et débit massique) pour les principaux polluants (SO_x, NO_x, poussière, métaux, oxydes de carbone).

Sur ces bases, **la première étape** consiste à prendre en compte les options techniques qui semblent totalement justifiées d'un point de vue économique. Cette catégorie inclut des MTD spécifiques telles que :

- l'utilisation de combustibles gazeux de raffinerie propres (teneur en H₂S entre 20 et 100 mg/Nm³),
- la réduction des émissions de CO au-dessous de 50 mg/Nm³ avec des techniques de combustion efficaces, la réduction des émissions de poussière entre 10 – 20 mg/Nm³ (teneur en métal (Ni, V, etc. à moins de 5 mg/Nm³) en appliquant la combinaison de techniques suivante adaptée (amélioration des caractéristiques du combustible, pulvérisation de la vapeur, DE ou filtres à sac),
- l'utilisation de mesures de dénoxydation primaires pour les nouvelles unités, des mesures existantes lorsque ces mesures peuvent être mises en œuvre relativement facilement et, dans les autres cas, pendant la reconstruction majeure de ces unités. Les niveaux d'émission qu'il est possible

d'atteindre avec les techniques de dénitrification sont les suivantes : les combustibles gazeux (30 à 100 mg/Nm³ pour les chaudières et les réchauffeurs, 50 à 100 mg/Nm³ à 15 % de O₂ pour les turbines à gaz – les valeurs les plus basses sont plus susceptibles d'être atteintes avec du gaz naturel et les plus élevées avec du gaz de combustible de raffinerie, mais de nombreux autres paramètres pourraient influencer le niveau de performance), les combustibles liquides (200 à 400 mg/Nm³ pour les chaudières et les fours – le niveau de performance est principalement influencé par la teneur en azote du combustible, même si d'autres paramètres doivent aussi être pris en compte.

- cette étape est également abordée dans cette catégorie (ajouter Section 101).

La **seconde étape** consiste en l'analyse de la pertinence du panier de techniques suivant dans le cadre global d'une raffinerie par rapport au NO_x et au SO_x pour les sources principales (voir les sections consacrées au SO_x et au NO_x dans la MTD générale) :

- amélioration des combustibles liquides et caractéristiques de la charge,
- utilisation de la désulfuration du gaz de combustion en faisant la promotion des techniques régénératives ou des techniques permettant d'obtenir des produits qui peuvent être valorisés et de piéger le soufre sous une forme inerte.
- passage à des combustibles gazeux si aucune autre option raisonnable ne peut garantir une meilleure évolution du pourcentage général de la récupération du soufre (PGRS), de la quantité de résidu produite et des taux de réduction du SO_x, du NO_x et de la poussière. Il faut garder à l'esprit que les combustibles gazeux qui ont un rapport H/C plus élevé contribuent à réduire les émissions de SO₂,
- la recombustion (pour les chaudières et les fours), la RNSC (réduction non catalytique sélective) et la RSC (réduction catalytique sélective) avec diverses fourchettes de rendement (50 à 60%, 50 à 70 % et 80 à 90 %) et les coûts par tonne de polluant évitée,

Ces deux dernières techniques incluent les émissions de NH₃ qui peuvent être conservées au-dessous de 10 mg/Nm³. L'application de ces techniques ou d'une combinaison de ces techniques pourrait permettre d'atteindre des niveaux d'émission inférieurs à 50 mg/Nm³ pour le NO_x (sous forme de NO₂) et à 100 mg/Nm³ pour le SO_x (sous forme de SO₂) pour tout type de sources de système énergétique, mais la mise en œuvre partielle ou complète de ces options sur une unité spécifique doit être étudiée dans le cadre global de la raffinerie.

L'analyse technico-économique peut mener à sélectionner une option moins ambitieuse concernant les performances, permettant néanmoins d'atteindre la cible environnementale globale au niveau de la raffinerie. Au contraire, de meilleures performances peuvent être autorisées par des options techniques comme la combustion catalytique pour les turbines (niveau de NO_x inférieur à 2,5 ppm).

MTD POUR LE STOCKAGE

La première proposition consiste à définir une limite supérieure (volume et pression) pour stocker un liquide d'une autre manière que dans un réservoir sous pression pour éviter toute perte de vapeur organique directe dans l'atmosphère (connexion à une unité de récupération de la vapeur avec une efficacité de plus de 95 %). Cette limite pourrait être fixée à 70 kPa pour la pression dans des conditions de stockage et à 150 m³ pour le volume.

Puis une seconde limite (volume : 150 m³ et pression dans des conditions de stockage : 3,5 kPa) pourrait être indiquée pour les choix techniques suivants : réservoir sous pression conçu pour éviter toute perte de vapeur organique directe dans l'atmosphère (connexion à une unité de récupération de la vapeur avec un rendement supérieur à 95 %) ou toit flottant externe avec deux joints (l'un au-dessus de l'autre) ou, pour les nouveaux stockages à toit fixe, une connexion à une unité de récupération de la vapeur avec un rendement supérieur à 95 %, et pour les stockages à toit fixe existants, l'installation d'une couverture interne de type flottante avec deux joints ou une connexion à une unité de récupération de la vapeur avec un rendement supérieur à 95 %.

Pour les stockages non connectés à une unité de récupération de la vapeur, la MTD consiste également à peindre les parois extérieures et le toit avec un matériau disposant d'un indice de réflexion de la chaleur radiante d'au moins 70 %. Cette MTD pourrait s'appliquer aux infrastructures qui chargent les liquides organiques avec une pression de vapeur supérieure à 10 500 Pa dans des conditions de chargement. Il faudrait également prendre en compte un contrôle continu des émissions de l'unité de récupération de la vapeur.

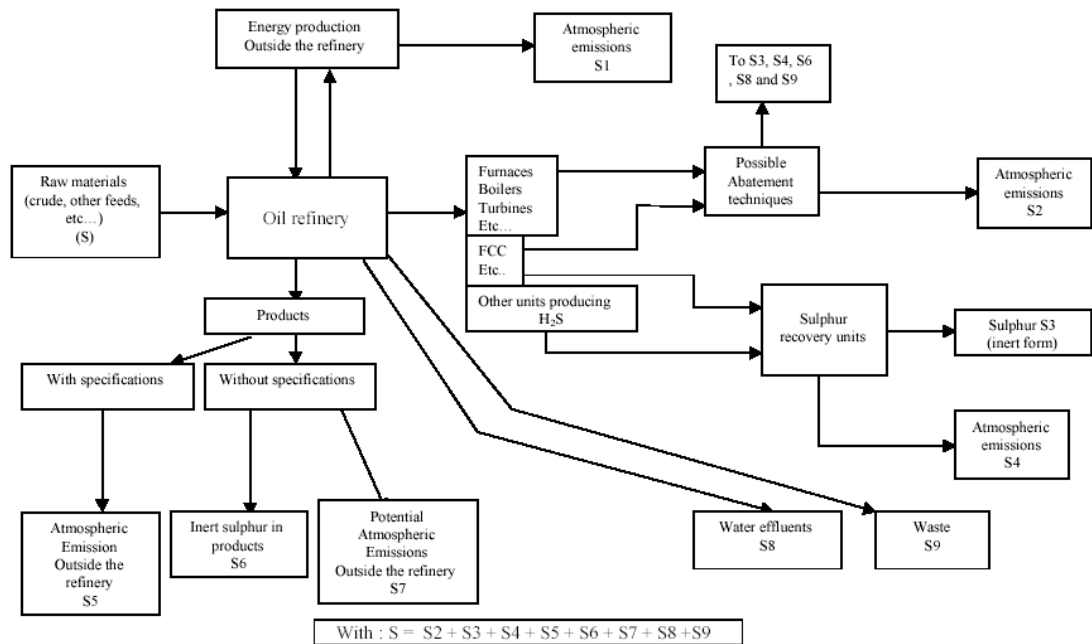


Figure 10.8 : Bilan global du soufre dans une raffinerie

10.6.2 Propositions italiennes pour la structure de certaines parties du Chapitre 5

MTD pour le système énergétique :

- La désulfuration du gaz de combustion, la RSC, la RNSC, les dépoussiéreurs électrostatiques devraient être considérés comme les seules options pouvant être utilisées pour respecter les limites de la « bulle », et non les techniques qui doivent en tout état de cause être utilisées en conjonction avec le combustible à forte teneur en soufre.
- Dans la mesure où les limites de la « bulle » sont respectées, un combustible à forte teneur en soufre (3 % de teneur en soufre maximum) peut être utilisé sans autre limite (FGD). Les émissions à teneur élevée provenant d'une cheminée, peuvent être équilibrées par des émissions à faible teneur provenant d'autres fourneaux. Il faudrait se pencher sur la question des préoccupations de santé possibles pour les ouvriers de la raffinerie au niveau local.