



M. R A F . 9 1 2 3



UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

Faculté des sciences et sciences de l'ingénieur

DÉPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS

Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'Etat

Spécialité : Génie des procédés
Option : Raffinage

Présenté par : BOUCHEMAL Amina

Thème

Etude technico-économique de la
régénération du catalyseur dans le
reforming catalytique
RHM2

Soutenu publiquement le 20/06/2009 devant le jury composé de :

Mr. SKIRIFA Med Lamine
Mr. CHENNOUF Nasreddine
Mr. ZIGHMI SOUAD
Mr. SELLAMI Med Hassen

M.A.
M.A.
M.A.
M.C.

UKMO
UKMO
UKMO
UKMO

Président
Examineur
Examineur
Rapporteur

2008-2009

ملخص :

أن الدراسة الاقتصادية -التقنية لإعادة تنشيط الوسيط أحادي المعدن المستعمل في وحدة إعادة التشكيل الكيميائي في وحدة التكرير الجديدة بحاسي مسعود ، دلت على أن هذه العملية جد مكلفة و مصحوبة بدورة قصيرة المدى ، كما كشفت عن شيخوخة الوسيط المستعمل و الذي يجب استبداله بأخر ثنائي المعدن في أقرب الآجال بغية الرفع من مؤشر أوكتان البنزين المنتج وكذا تحسين مردودية الوحدة.

RESUME

L'étude technico-économique de la régénération du catalyseur monométallique (RG451) dans la section reforming catalytique dans la raffinerie (RHM2/HMD) à montré que l'opération est très couteuse avec une durée de cycle très courte, et a révélé un vieillissement du catalyseur qui doit être changé par un autre bimétallique (RG681) dans les brefs délais pour augmenter l'indice d'octane de l'essence produite , et la performance de l'unité.



2009

Pour vous ; mes très chers parents je dédie ce modeste travail

Ma mère qui était ma première école

Mon père qui était et qu'il sera pour toujours une vraie richesse de savoirs et d'intelligence.

A mon très cher oncle Elhadî(Dadi).

A mes très chers frères:Djou, Kimo, Nana.

A mes très chers soeres:Sabi, Souma, Toma.

Aussi je dédie ce travail à mes : cousins : Mani, Zahor, Couki, Didi, Michou, Sami, Mosa, Nounou, Soufa, Midou, Baki et le petit Dabdoub.

A mes très chères cousines :Illî, Doudî, Issousse et Mimi.

A mes oncles et tantes : Abdallah et Fella, Abdérazak et Souad, Abdelaziz et Fadila, Dada et Djamila, Hala, Nadjet et NADIA, Djamel et Nassira et sans oublier mon oncle Bouki et cheikh Ramdan.

Et à toute la famille BOUCHEMAL

Sans oublier mon cher ami : Hamza

Mes très chères amies, TAHANI, HAFIDA, ABIR, WARDA, SOUAD, HINDA, DALAL,

Et à mes copines de chambres : LAJFA, HALIMA, DJIHAD, ASSMA, AICHA

Et à l'ensemble des étudiants de 5^{me} Génies des procédés (2008-2009)

A ceux qui m'ont encouragé et soutenu pour réaliser mon rêve

Pour vous tous, je dédie ce travail.



AMMA

Remerciement

En premier lieu je remercie le grand Dieu pour ce que nous a donnée .

*Après je présente mes remerciements les plus sincères a **Mr Sellami Med Hassan** qui m' a beaucoup aidé pour réaliser ce travail .*

Aussi je tiens à remercier les membres du jury qui nous ont fait l'honneur de juger ce modeste travail.

*Je remercie également mon chef de département **Mr SIGNI LAJJAL** qui m' a facilité toutes les tâches liées a l'accomplissement de ce travail*

Je tiens aussi à remercier :

*Le chef du service de la (RHM 2) **Mr KRAMMA.***

*Le chef du centre de formation **Mr TALBI.***

*Grand remerciement pour les enseignants : **Melle ZERMI SOUAD et Mr SAIDA***

Pour leur soutien moral et leur appui scientifique.

*Aussi les employeurs de la base 24 /02 centre de formation, sans oublier **Mr ELHADJ.***

***Abdallah** pour son aide logistique.*

*Je tien a remercier spécialement le chef de département aire line : l'ingénieur **Mr Med SALAH ZEGHIDI** pour son aide précieuse ; c'est grâce a lui que j'ai pu effectuer mon stage pratique.*

A tous, je présente mes remerciements les plus sincères et mes sentiments les plus chaleureux

AMINA

Liste des nomenclatures :

- C : coefficient dépendant de la distribution des tubes
- F_i : surface extérieure totale d'un tube d'1m de longueur (m^2/m).
- G_i : débit massique du constituant
- M_i : masse molaire du constituant i
- M_m : masse molaire moyenne
- Pt : platine
- Rh : Rhyome
- T : température de condensation, $^{\circ}C$;
- X_i' : concentration molaire de constituants
- X_i : sa concentration massique
- τ : chaleur latente de condensation, Kcal/Kg.
- ρ_L : masse volumique du liquide, Kg/m^3 .
- λ_L : conductivité thermique du condensât, $Kcal/m.^{\circ}C.h$;
- μ_L : viscosité dynamique du condensât, $Kg/m.s$;
- θ_1 : température de la paroi du côté condensât, $^{\circ}C$;
- φ : dimension linéaire déterminante, m ;
- ζ : coefficient qui dépend du nombre de rangés des tubes ;
- δ_n : épaisseur moyenne de l'ailette m ;
- δ_1 : épaisseur de bas de l'ailette m ;
- δ_2 : épaisseur du sommet de l'ailette
- F_N : surface occupée par les ailettes d'un tube d'1m de longueur
- E : coefficient tenant compte de la forme de l'ailette.
- Φ : coefficient déterminé expérimentalement
- α_i : Coefficient de transfert de chaleur coté tube ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p$: Résistance thermique de la paroi ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i$: Résistance thermique de la couche d'encrassement ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_e$: Résistance thermique de la couche externe.

S_N : pas des tubes.

d_2 : diamètre extérieur des tubes

LISTE DES TABLEAUX

N°	Titre	Page
CHAPITRE II		
Tableau II.1	Production totale de Hassi Messaoud	9
Tableau II.2	Produits commerciaux	12
CHAPITRE VI		
Tableau VI.1	Principaux caractéristiques de catalyseurs monométalliques	16
Tableau VI.1	Les teneurs en deuxième métal	54
PARTIE Pratique		
Tableau.1	Les quantités de TCE injectées dans chaque réacteur	55
Tableau.2	Les quantités de DMDS injectées.	76
Tableau.3	Le % du catalyseur dans chaque réacteur	77
Tableau.4	La quantité de TCE injectée selon la formule	79
Tableau.5	Le cout de matériel	80
Tableau.6	Le cout de ENGT	81
Tableau.7	LE cout de ICM	81
Tableau .8	Les débits volumiques indiqués par les F.R.	82
Tableau.9	Les données des départs	84
Tableau.10	Les débits massiques	84
Tableau.11	Bilan de matière FA801	86
Tableau.12	Bilan de matière FA802	86
Tableau.13	Les débits massiques après la régénération	88
Tableau.14	Les données de départs après la régénération	89
Tableau.15	Les débits après la régénération	89
Tableau.17	Bilan de matière FA 801 après la régénération	91
Tableau.18	Bilan de matière FA802 après la régénération	91
Tableau.19	Poids du catalyseur dans chaque réacteur	92
Tableau. 20	Données de départ du reformat	97
Tableau. 21	Données de départ de l'air	97
Tableau. 22	dimensionnement du E.C804	97

LISTE DES FIGURES

Figure	Titre	Page
CHAPITRE II		
Fig. II.1.	Situation géographique de Hassi Messaoud	11
Fig. II.2.	Schéma synoptique de la raffinerie RHM2	12
Fig. II .3.	Schema de process Topping/rhm2	14
Fig. II.4.	Schéma de process reforming catalytique	15
Fig. II.5.	Présentation des produits commerciaux	17
Fig. II.6.	Présentation de la raffinerie de Hassi Massoud RHM2	18
CHAPITRE VI		
Fig. V.1.	Reforming catalytique semi régénératif classique	38
Fig. V.2.	Effet du coke sur la vitesse de déshydrogénation	47
Fig. VI.	La stabilité de la dispersion au cours de temps	55
Fig. VI.	La résistance au cokage	56
Fig. VI.3.	Changement de la sélectivité	56
Fig. VI.	Catalyseur RG 451	57
Fig. VI.5	Evolution des paramètres de reformation au cours du temps d'un catalyseur	58
Fig. VI.6	Échantillonnages des catalyseurs industriels	59
Fig.VII	Processus de la régénération	70

Sommaire

Introduction	01
Partie théorique	
Chapitre I : Le pétrole et le raffinage	
I- Généralités sur le pétrole et le raffinage	03
I-1- Origine du pétrole brut	03
I-2- Composition des pétroles bruts	03
I-2-1- Les principales familles d'hydrocarbures	03
I-2-2- Les différents composés contenus dans le brut	05
I-3- Généralité sur le raffinage	06
I-3-1- Le raffinage dans le monde	06
I-3-2- Le raffinage en Algérie	07
Chapitre II: présentation	09
II-1- Présentation du champ pétrolier de Hassi Messaoud et les Unités du complexe sud	09
II-1-2. Présentation du centre industriel sud (SUD)	10
II-1-3. Les unités du complexe sud	10
II-2- Historique et situation Géographique de la Raffinerie	11
II-2-1- Hassi –Messaoud	11
II-2-2- Composition de la raffinerie	12
Chapitre III : SECURITE	
Partie sécurité	20
III-1- Remarques générales	20
III-2- Cas du pétrole	20
III-3- Le risque en raffinerie	21
III-3-1- Risque due aux produits	21

1. Risque incendie et explosion	21
2. Risque chimique	21
III-3-3- Le risque du a la nature des opérations	21
III-3-3-1- La pression	22
III-3-3-2- La température	22
III-4- Principaux risques chimiques en raffinerie	22
III-4-1- Produits pouvant occasionnés la mort	22
1. Hydrogène sulfure	22
2. Plomb tétra (éthyle ou méthyle)	23
3. Gaz de combustion	23
4. Azote	23
III-5-Méthodes passives	23
1. Protection de la tête & des yeux	23
2. Protection des mains	23
3. Protection des pieds	23
4. Protection du corps	24
5. Protection des voies respiratoires	24
5-1- Les appareils filtrants	24
5-2-Les appareils à air frais ou à adduction d'air	24
5-3- Les appareils autonomes	24

Partie théorique

Chapitre IV : LES ESSANCES

Les essences

IV-1- Définition	27
IV-2- Procédés d'obtention des essences	27
IV-2-1- La distillation initiale du pétrole brut	27

IV-2-2- Le reformage catalytique	27
IV-2-3- Le craquage catalytique	28
IV-2-4-Isomérisation des fractions légères	28
IV-2-5- Alkylation	28
IV-2-6- Polymérisation	28
IV-2-7- La cokéfaction	29
IV-2-8- Hydrocraquage	29
IV-3- Caractéristiques des essences	29
IV-3-1- Indice d'octane	29
IV-3-2- Tension de vapeur	30
IV-3-3-La densité	30
IV-3-4- Distillation ASTM	30
IV-3-5- Teneur en gommes des essences	31
IV-3-6- Teneur en soufre des essences	32
IV-3-7- Teneur en Plomb (PTE et PTM)	32
Chapitre V : ROFORMING CATALYTIQUE	
Reforming catalytique	36
V-1-Historique des procédés	36
V-2-1-Reforming catalytique semi régénératif classique	37
V-2-2-Reformage régénératif procédé U.O.P	38
V-2-3- Reformage régénératif procédé I.F.P	39
-V-5-Effets des variables opératoires	43
Chapitre VI Catalyseur	
Chapitre VII Procédé DE LA régénération	
VII-1- Généralités	61
VII-2-Arrêt normal de l'ensemble reforming-prétraitement	61
VII-3-1- Reforming	63

VII-3-2- Catalyseur de l'unité	63
VII-3.2-2-Phase de combustion	64
VII-3.2-2-1-Premier palier de combustion	64
VII-3.2.2.2. Deuxième palier de combustion	66
VII-3.2.2.3. Troisième palier de combustion	66
• Phase d'oxychloration	66
• Théorie sur le transfert de chaleur	72
La convection	72
Le rayonnement	72
Partie calcul	
Problématique	75
L'étude économique	76
Bilan de matière	83
Calcul de l'aéro-réfrigérant EC 804	97
Conclusion et recommandation	113
Références bibliographiques	115

PARTIE THÉORIQUE

INTRODUCTION GÉNÉRALE

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut à Hassi Messaoud.

Le pétrole brut, appelé aussi hydrocarbure, selon cette nomenclature, on distingue les deux mots hydrogène et carbone, qui sont les composants essentiels de tous les pétroles bruts; leurs teneurs sont de (83%-87%) pour le carbone et de (11%-14%) pour l'hydrogène .

Le raffinage du pétrole permet l'obtention de plusieurs sous produits essentiels citons comme exemple les carburants (essences , gasoil , kérosène, fuel-oil)

L'essence désigne les combustibles liquides et volatiles utilisés dans les moteurs à allumage par étincelle (essence moteur).

Elle n'est généralement pas une fraction simple obtenue en raffinerie ; mais un mélange de produits provenant de divers procédés auxquels on ajoute des additifs pour lui permettre de satisfaire les exigences du marché.

La production de l'essence passe par le reforming catalytique qui est l'opération la plus importante et qui nécessite des réactions parfois complexes en présence des catalyseurs bien choisis et bien étudiés.

Dans notre travail on va se pencher sur l'étude technico-économique de l'opération de la régénération du catalyseur utilisé dans le reforming catalytique dans la raffinerie RHM2 / Hassi messaoud en établissant des bilans de matière et en optimisant la durée convenable du cycle catalytique.

CHAPITRE I

LE PÉTROLE ET LE RAFFINAGE

I- Généralités sur le pétrole et le raffinage

I-1- Origine du pétrole brut :

Depuis sa découverte, ainsi que son importance, plusieurs savants se sont penchés sur le problème de l'origine de cette source d'énergie. Pour cela de nombreuses théories étaient émises, mais seules deux d'entre elles étaient prises en considération.

La première, celle de l'origine minérale défendue autrefois par de notables savants tels que MOISSAN et SABATIER.

Quant à la deuxième, la vraisemblable aujourd'hui, défendue autrefois par ENGLER et HOFER. En effet, ces deux savants ont réussi à obtenir au laboratoire des hydrocarbures à partir des végétaux et des poissons, ce qui a permis d'expliquer l'élaboration des immenses nappes de pétrole.

I-2 Composition des pétroles bruts :

Le pétrole brut, appelé aussi hydrocarbure, selon cette nomenclature, on distingue les deux mots hydrogène et carbone, qui sont les composants essentiels de tous les pétroles bruts; leurs teneurs sont (83%-87%) pour le carbone et (11%-14%) pour l'hydrogène. Ces deux éléments forment les trois grandes familles des hydrocarbures qui sont :

- a) Aliphatiques
- b) Cycliques
- c) Les hydrocarbures mixtes.

Mais, on trouve aussi d'autres éléments qui le compose, qui sont plus ou moins nocifs dans le traitement de brut ou lors de l'utilisation des fractions pétrolières finies. Ces éléments sont : l'oxygène, le soufre, et l'azote (au total jusqu'à 6% + 1%) sous forme de composés.

Aussi, on a pu détecter par l'analyse des cendres du pétrole la présence d'autres composés tels Cl, I, P, As, Si, Na, Fe...

I-2-1- Les principales familles d'hydrocarbures :

A) Hydrocarbures aliphatiques : se sont les hydrocarbures paraffiniques, les oléfines, et les acétyléniques à chaîne ouverte.

- **Saturés :** Ce sont les alcanes C_nH_{2n+2} qui sont soit à structure normale, soit ramifiée (isomérisé).

Les pétroles paraffiniques contiennent environ 50% de paraffine.

- *Non saturés* : Ils n'existent pas dans le brut, ils sont formés pendant le traitement du pétrole par les procédés de craquage thermique ou thermocatalytique. Ces non saturés sont appelés les oléfines dont la formule générale est C_nH_{2n} pour les alcènes et C_nH_{2n-2} pour les alcynes.

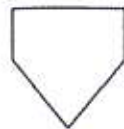
B) Hydrocarbures cycliques : Généralement le cycle comprend 05 ou 06 atomes de carbone.

-*Saturés* : Ce sont les hydrocarbures naphténiques ayant la formule C_nH_{2n} .

Ex : C_6H_{12} ou C_5H_{10}



Cyclohexane



cyclopentane

Ils sont divisés en naphténiques monocyclique, bicyclique et polycyclique.

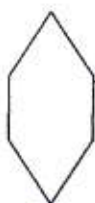
-*Non saturés* : Ce sont les aromatiques dont la formule chimique est C_nH_{2n-6} .

Ex : le benzène C_6H_6

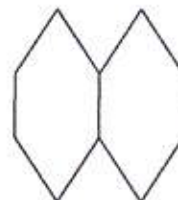


Les aromatiques se présentent dans le pétrole sous forme de BTX (Benzène, Toluène, Xylène), naphthalène, anthracène, pyrène, etc.

C) Les hydrocarbures mixtes : L'union des hydrocarbures cycliques et aliphatiques donne des molécules mixtes (cycle+chaîne). Les propriétés de ces molécules mixtes sont en fonction de l'importance du cycle ou des chaînes dans la structure.



$CH_2-CH_2-CH_2-CH_3$



tetra line

Remarque: La composition chimique du pétrole brut est donnée par la teneur en paraffine, oléfine, naphténe et en aromatique dite le PONA de la fraction pétrolière.

I-2-2- Les différents composés contenus dans le brut :

a) **Composés sulfurés** : pratiquement tous les pétroles contiennent du soufre. La teneur de ce dernier augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition de la fraction pétrolière.

Ces composés sulfurés sont divisés en 03 groupes

– **Le premier groupe** : comprend H_2S et $R-SH$ (mercaptans) qui ont des propriétés acides, corrosive et odeur désagréable.

– **Le deuxième groupe** : renferme les sulfures $R-S-R'$ et disulfures $R-S-S-R'$ qui sont neutres à froid et instables à une température élevée entre 130 à 160°C pour donner les mercaptans et H_2S .

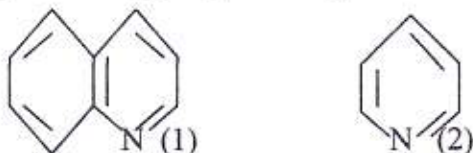
– **Le troisième groupe** : renferme les composés hétérocycliques, à savoir thiophène (1) et thiophane (2), instables à température élevée de l'ordre de 500 à 600°C pour donner les mercaptans et H_2S .



Les composés sulfurés sont indésirables, par ce qu'ils diminuent le nombre d'octane de l'essence, en agissant sur l'efficacité de l'action des additifs antidétonants, tels que le P.T.E (Plomb-tétraéthyle).

Ces composés empoisonnent aussi les catalyseurs des procédés catalytiques.

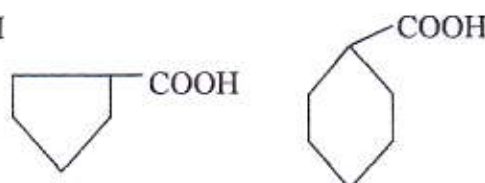
b) **Les composés azotés** : La teneur de l'azote varie de 0.02-2.5%, elle augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition des fractions, on le retrouve sous forme de quinoléine (1) et pyridine (2)



Tous les composés azotés sont des poisons pour les catalyseurs.

c) **Les composés oxygénés** : Dans le pétrole se trouve une petite quantité d'oxygène, dans les acides naphtéiques, les phénols et les gommes.

Ex : $C_nH_{2n-1}COOH$



d) Les composées métalliques : Ils existent sous forme de sels dissous dans l'eau mélangée avec le pétrole brut. Les métaux sont des poisons permanents pour les catalyseurs industriels. Pour ces composés on trouve le plomb, As, P, V, Hg, etc.

I-3-Généralité sur le raffinage:

I-3-1- Le raffinage dans le monde :

Au cours de l'année 2000, la capacité mondiale de raffinage est restée pratiquement stable avec un total de 4064 Mt/an. Cette stabilité résulte d'un équilibre entre une diminution de capacité de 65 Mt/an dans les pays de l'ancien bloc soviétique, et une augmentation de 55 Mt/an en Asie (26,1 Mt/an), Amérique du sud (11,4 Mt/an) et Afrique 11,0 Mt/an. L'année 2000 a vu plus précisément la mise en service de quatre nouvelles raffineries, correspondant à une augmentation de la capacité de traitement de 19,5 Mt/an : deux pour la zone Asie Pacifique, une en Afrique et la quatrième en Russie. Les fermetures les plus notables sont celles des trois raffineries de Groznyï en Russie à la suite de leur destruction partielle pendant la guerre en Tchétchène. La seule autre fermeture importante est celle de la raffinerie SHELL de Zola en Norvège (2,7 Mt/an) à la fin du premier trimestre 2002. Les dépenses mondiales de l'industrie du raffinage sont restées à un niveau stable ; les dépenses de maintenance et d'investissement sont au même niveau. Les capacités de conversion augmentent un peu par rapport à l'année 1999, avec une hausse notable de la capacité d'hydrocraquage de 32 à 42 Mt/an dans l'Union européenne et une augmentation de 5% (5 Mt/an) en craquage catalytique en Asie. Sur une plus longue période, on observe une remontée de la production d'essences à fort indice d'octane aux Etats-Unis depuis 1998, une tendance à l'augmentation des capacités d'hydrocraquage dans toutes les zones et des capacités de craquage catalytique aux Etats-Unis et dans la zone Asie-Pacifique. Les 20 premières sociétés ont totalisé, en 2000, 49 % des capacités mondiales de raffinage, soit 4% de plus qu'en 1999, avec 2000 Mt/an. Comme en 1999, plusieurs changements sont intervenus dans leur classement du fait de la poursuite des mouvements de concentration dans le secteur pétrolier. Le groupe Exxon-Mobil (272 Mt/an de capacités de raffinage) a ravi-la première place mondiale au groupe Royal Dutch. Shell 200 Mt/an. Le groupe TotalFinaElf (125 Mt/an) passe de la 11^{ème} à la 6^{ème} place. Enfin, le nouvel ensemble Chevron-Exxon est désormais le quatrième raffineur mondial, avec 136 Mt/an.

I-3-2-Le raffinage en Algérie :

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi Messaoud.

La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins excessifs des sociétés opérantes dans le cadre de la recherche et l'exploitation de brut.

Aussitôt l'indépendance acquise, l'Algérie s'est attachée à l'idée d'accéder au développement économique en avantageant la mise en place d'une industrie pétrolière par la transformation systématique de ses hydrocarbures.

C'est ainsi que vont être réalisées diverses unités industrielles et des expansions de celles déjà en place en vue d'accroître les capacités de première transformation.

Dans le domaine de raffinage, l'Algérie possède cinq raffineries d'une totale capacité de production de $22,3.10^6$ t/an soit 45% environ de sa production en pétrole brut.

A l'origine, ces raffineries étaient une partie intégrante dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers ERDP-NAFTAL. En 1988, le raffinage est à son tour, séparé de l'activité distribution et érigé en entreprise nationale de raffinage de pétrole NAFTEC. En avril 1998, l'entreprise devient une filiale dont les actions détenues à 100% par le holding raffinage et chimie de SONATRACH avec un capital social de 12 milliards de DA

Dénoté société nationale de raffinage de pétrole NAFTEC Spa;

Ces principaux objectifs sont :

- Améliorer la valeur de la société sur le marché national
- Continuer à assurer la couverture des besoins en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif, dont un programme de suppression du plomb des essences avec une réduction actuelle à 0.40g/l depuis 01/01/1999, à 0.15g/l à partir de 01/01/2002 et suppression totale en 2005.
- Intégration d'une unité isomérisation à partir de l'an 2005 pour la production de Eurosuper 95 (teneur en aromatique). Quant au gazole (gas-oil), une unité d'hydrodésulfuration (HDS) est nécessaire pour être au rendez-vous des nouvelles spécifications européennes.

II-1- Présentation du champ pétrolier de Hassi Messaoud et les

Unités du complexe sud :

1-1\ Aperçu sur le gisement de HASSI MASSAOUD est situe à 85Km au sud-est de la ville de OUARGLA, dans la province triasique (dont la superficie est plus de 280km). Cette dernière est la région pétrolière la plus riche en Algérie. Il compte plus de 1300 puits.

Historiquement le gisement de Hassi Messaoud a été exploité par les deux sociétés française S.N. REPAL et CFPA jusqu'à la nationalisations hydrocarbures le 24 février 1971.

Le champ de HMD dispose de deux complexes industriels:

- CIS : complexe industrielle sud ;
- CINA : complexe industrielle Nord ou NAILI Abdelhalim.

Ces deux complexes se composent de plusieurs unités :

- Unités de traitement de Brut.
- Unités de traitement de Gaz.
- Unités de ré injection de gaz et de l'eau.

Chaque complexe est relié à des unités de séparation et de compressions sur champs appelés « champ satellites ».

Un réseau de plus de 2800 Km tout diamètre confondu de pipe-line permet le transport des fluides entre les puits et les diverses unités.

La production Totale :

Produits	Productions
GPL	2 million tonnes/an
Brut	18 millions tonnes/an
Produits raffinés (gasoil, essence, kérosène)	1 million tonnes/an
GAS réinjectés (stations de compression)	18 milliards m/an

Tableau II.1: la production totale de Hassi Messaoud

II-1-2. Présentation du centre industriel sud (SUD) :

Situé au sud de Hassi Messaoud, le CIS est l'un des plus grands et anciens complexes de l'industrie pétrolière en Algérie, ses missions consistent à :

- Collecter les hydrocarbures produits par les puits,
- Traiter les produits
- Assurer l'alimentation de la région en produits finis : carburants et gaz.
- Expédier des hydrocarbures liquides et gazeux vers les unités de dispatching.

-Réinjecter les gaz pour le maintien de la pression de gisement.

II-1-3. Les unités du complexe sud :

La découverte du pétrole durant les années cinquante sur le sol Algérien et précisément à Hassi Messaoud a donné un aperçu sur la richesse du sous sol de cette région, d'où la question de son exploitation optimum et prioritaire.

Il a été décidé alors, de mettre en place une unité de traitement du brut pour faciliter son transport et son raffinage.

Au cours des années, il a été constaté l'augmentation de la production, et ceci suite au forage de nouveaux puits producteurs et par conséquent l'extension du centre par la réalisation de nouvelles unités.

Actuellement le complexe sud est composé de plusieurs unités :

- Traitement de brut.
- GPL1.
- GPL2 (1997);

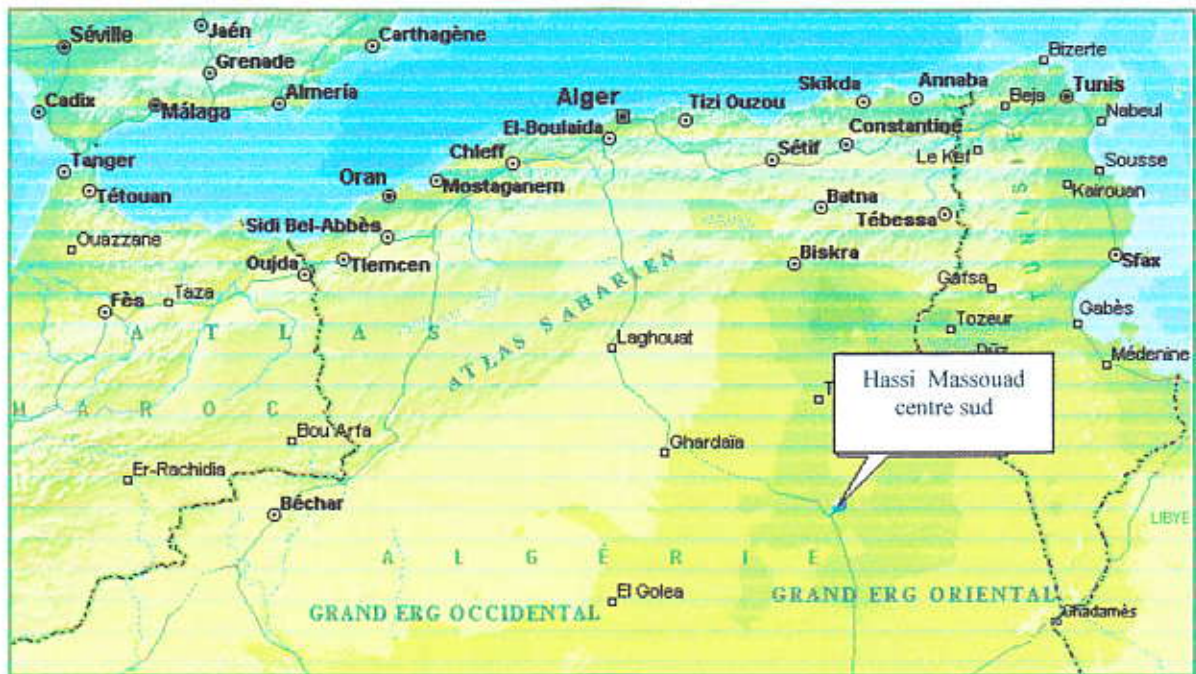


Fig II.1. Situation géographique de Hassi Messaoud

II-2-Historique et situation Géographique de la Raffinerie :

II-2-1-Hassi –Messaoud :

La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud se trouve au complexe industriel sud (CIS), elle est située à 03 km au sud ouest de Hassi Messaoud.

PMessaoud provenant du Centre de Production avec une capacité de 1.070.000T/an.

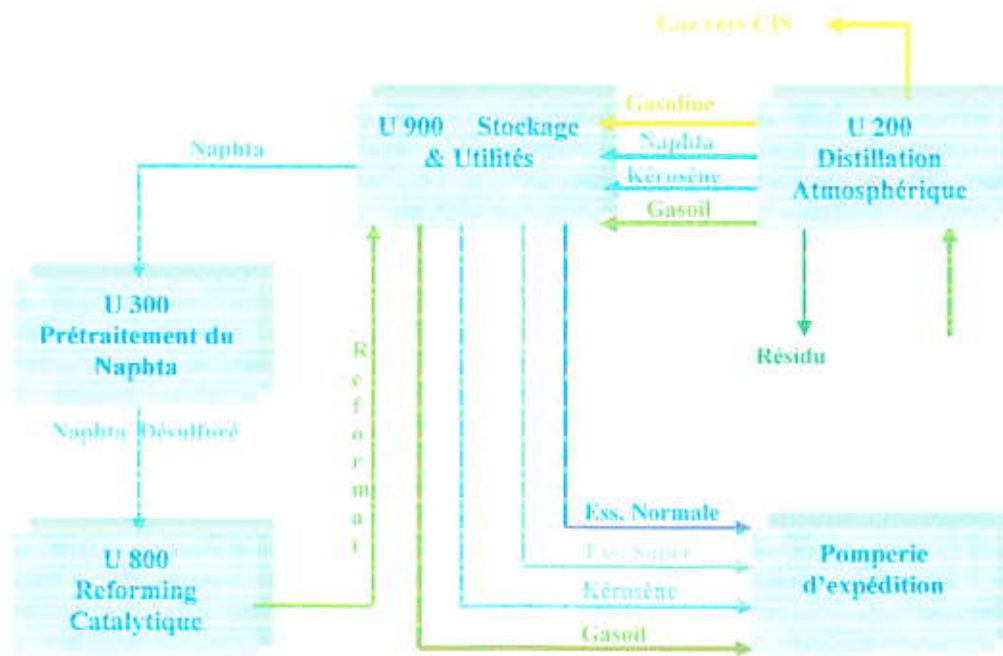


Fig. II.2. Schéma synoptique de la raffinerie RHM2

II-2-2-Composition de la raffinerie :

La nouvelle raffinerie se décompose de quatre sections:

1 ^{ère} Section 200	Distillation Atmosphérique
2 ^{ème} Section 300	Prétraitement du reforming
3 ^{ème} Section 800	Reforming Catalytique.
4 ^{ème} Section 900	Stockage, Transfer et utilisés.

II-2-2-1-Section 200:

L'alimentation de l'unité de distillation atmosphérique se fait à partir du but provenant des séparateurs du Centre de Production où il est dégagé à une tension de vapeur de 0,9 bars absolue maximum avec une teneur en sel de 110 mg/l maximum et expédié par la pompe d'expédition du Centre de stockage SONATRACH jusqu'à l'entrée de la nouvelle raffinerie à une pression de 1,3 bars effective.

La colonne de fractionnement produira :

- Une coupe gazoline utilisée après stabilisation dans une colonne pour la fabrication d'essence normale et super.
- Une coupe Naphta destinée à l'alimentation de l'unité de reforming.
- Une coupe Kérosène, qui après traitement, sera commercialisée comme carburant d'avion.
- Une coupe Gas-oil commercialisée.
- Un brut réduit qui sera retourné vers l'oléoduc.

II-2-2-2-Section 300:

L'unité de prétraitement est destinée à désulfurer le Naphta provenant de la colonne de fractionnement avant son envoi dans la section 800 pour être réformée.

La réaction de désulfuration s'effectue à l'aide du gaz hydrogène provenant de la section 800 dans un réacteur.

II-2-2-3-Section 800:

L'essence désulfurée provenant de la section 300 est réformée à l'aide de trois réacteurs.

La phase liquide après être stabilisée dans une colonne sera utilisée comme reformat pour la fabrication d'essence normale et super.

La phase Gazeuse est envoyée vers l'Unité de prétraitement.

Le reforming est destiné à produire 100.000 Tonnes/ an de reformat à 95 octane recherche –clair.

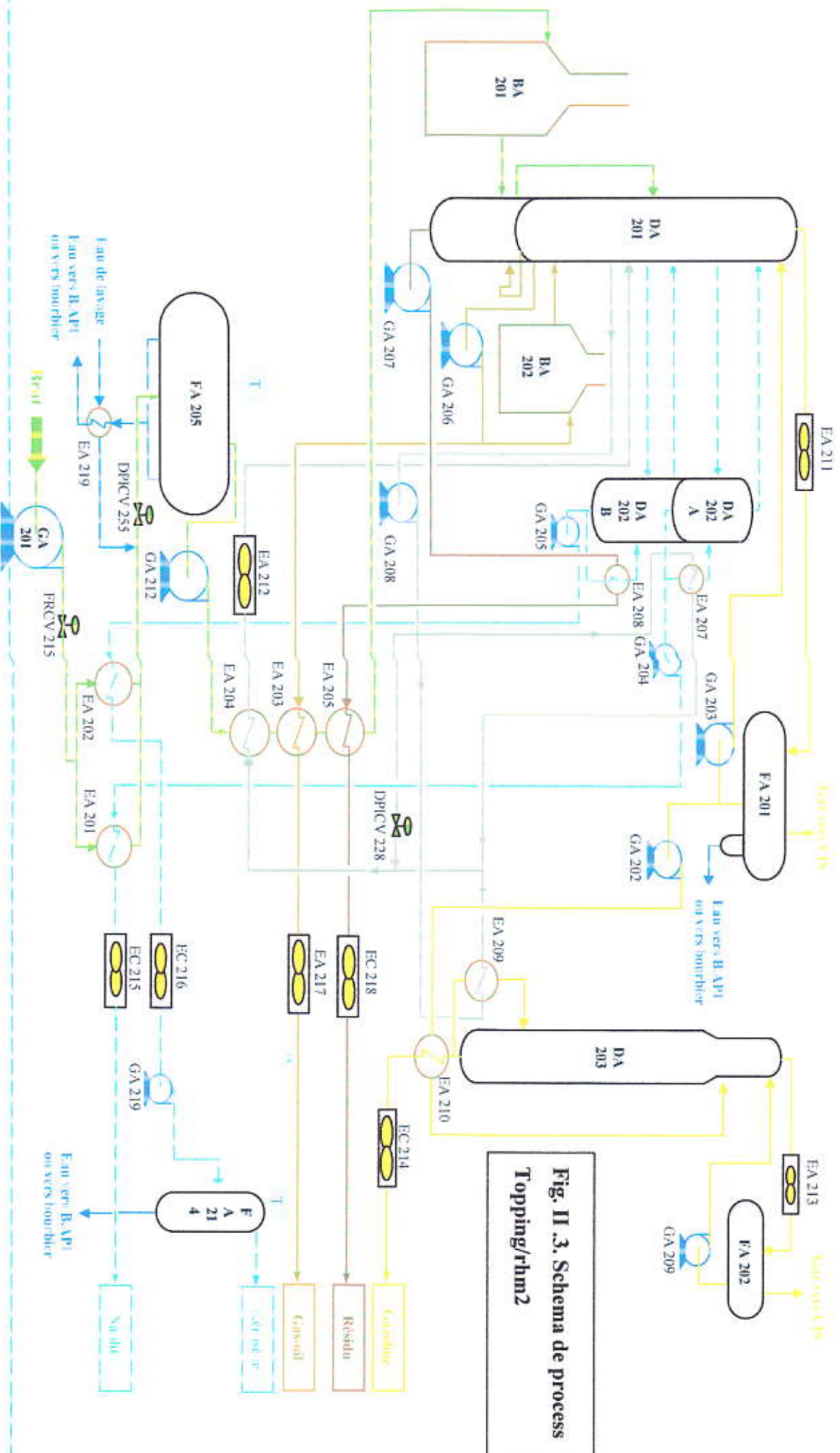


Fig. II .3. Schema de process Topping/rhm2

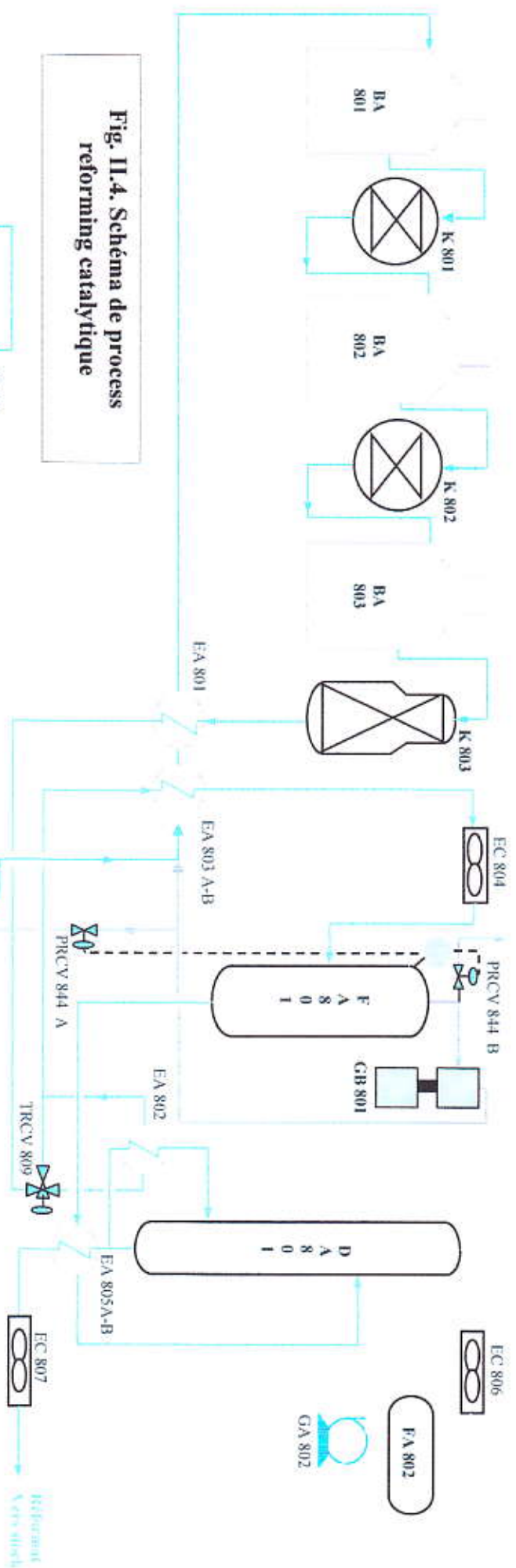
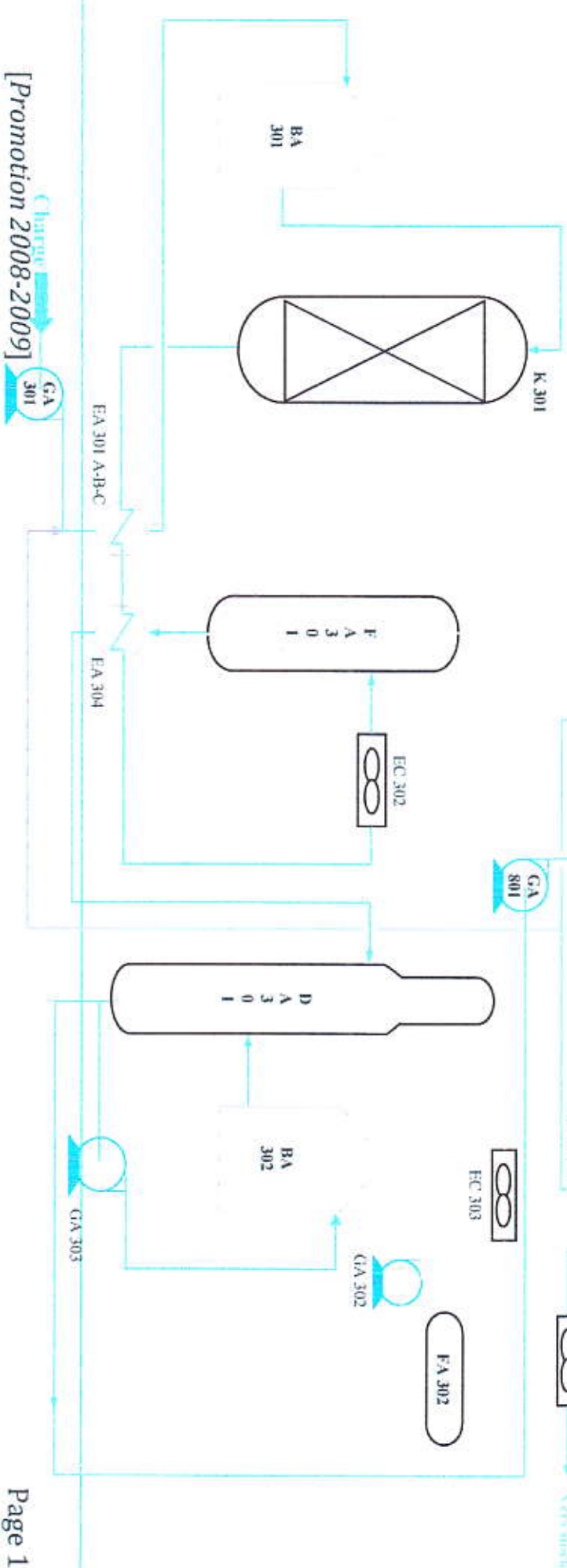


Fig. II.4. Schéma de process reforming catalytique



II-2-2-4-Section 900:**Stockage et transfert:**

La raffinerie comprend un stockage de 30 jours de produits commerciaux et un stockage également pour les produits intermédiaires.

L'installation comprend également la pomperie nécessaire au transfert, à la recirculation et au changement des produits et un poste d'éthylation pour la fabrication des essences normales et supers.

Tableau. II.2: Produits commerciaux:

Produits	Capacités t/an
Gaz –oil	412,000
Jet A1	40,500
Essence normale	42,000
Essence super	42,000
Reformat	100,000

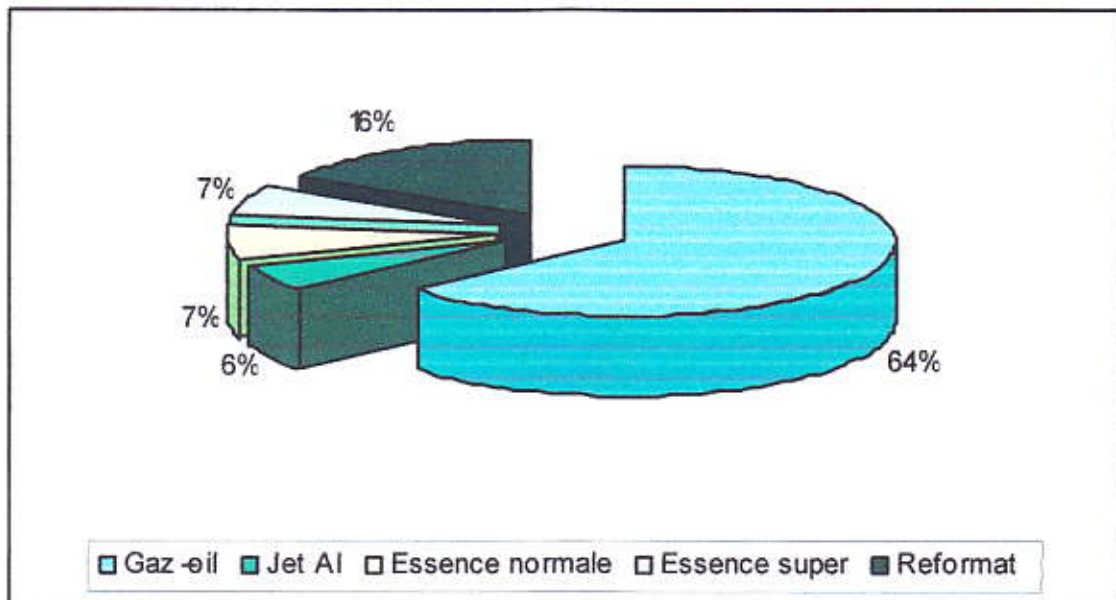


Fig. II.5. Représente le pourcentage des produits commerciaux

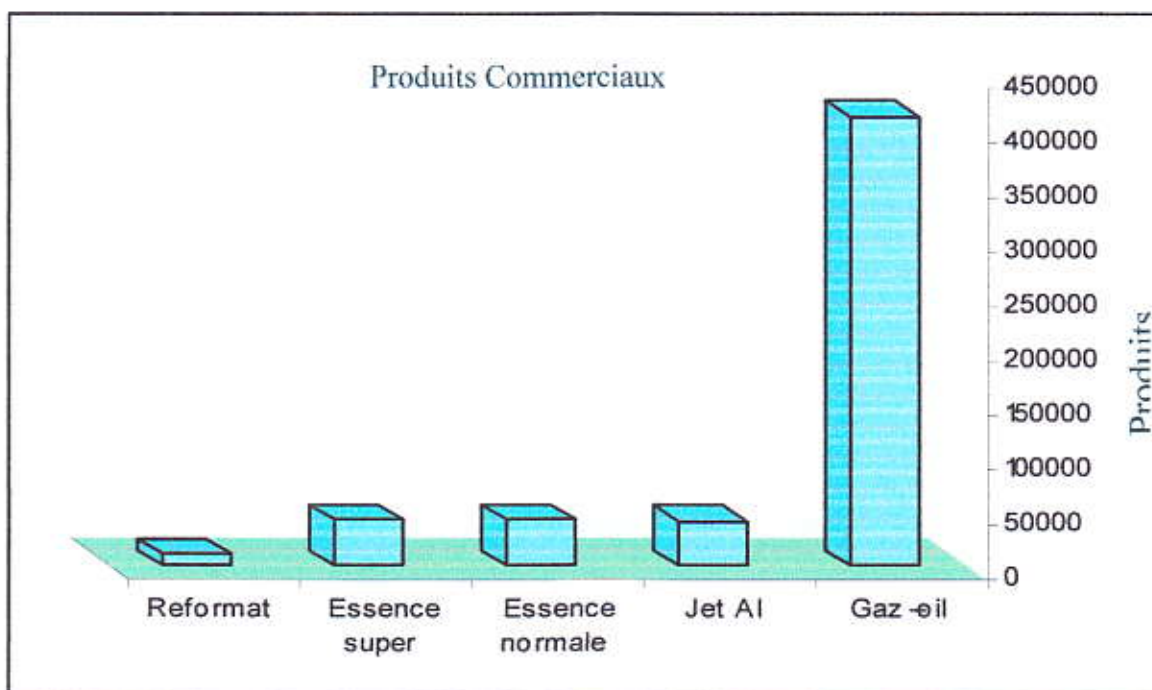


Fig. II.6. Représente des produits commerciaux



Fig. II.7. Représente la raffinerie de Hassi Massoud RHM2

CHAPITRE III
PARTIE SÉCURITÉ

III-1- Remarques générales :

Les incendies et les explosions comme les accidents sont l'un des plus grands fléaux de la vie moderne. Que l'on pense seulement que chaque année le coût des accidents du travail représentent sensiblement la facture pétrolière de l'Algérie !

Chaque incendie, explosion ou incident a un coût suffisamment élevé (et sensiblement en augmentation depuis des années) pour causer selon le cas un risque grave pour « l'outil de travail ».

Il faut ajouter au PREJUDICE matériel, un préjudice MORAL qui peut avoir pour cause la perte du travail et par voie de conséquence la perte des marchés de l'entreprise.

III-2-Cas du pétrole :

Dans notre industrie la sécurité revêt un aspect particulier du fait que les produits utilisés, transformés sont tous **INFLAMMABLES**. Voire toxiques, corrosifs etc. Ce risque souvent être aggravé par le procédé (pression, température, etc...), Les fluides mis en jeu, etc...

A ces risques spécifiques s'ajoutent les risques communs à toute activité industrielle.

En fait pour ce qui concerne les accidents, on constate que le risque GENERAL est de l'ordre de 90% alors que le risque spécifiquement **PETROLIER** ne couvre que 10% du nombre des accidents annuels.

C'est ce qui fait que par le sens du risque que chacun connaît à l'état latent, des mesures de prévention mise en place dès la conception des installations (SECURITE INTEGREE), des moyens de protection employés ;

L'industrie pétrolière est, comparativement à d'autres secteurs d'activités, l'ou des plus surs.

Ceci peut sembler paradoxal. Ce n'est pas le fait du hasard mais cela s'exprime par le fait que la sécurité est l'une sinon la notion de base de la vie de la

raffinerie. Ceci veut dire qu'elle doit être INTEGREE dans tous les actes de la vie professionnelle.

Elle doit être réalisée par toute personne car il y va de sa sécurité propre, de celle de ses camarades du travail, de la conservation en bon état de l'outil de travail.

Ceci nécessite un ETAT D'ESPRIT, cet état d'esprit c'est L'ESPRIT de SECURITE.

III-3-Le risque en raffinerie :

III-3-2- Risque due aux produits :

1. Risque incendie et explosion :

La plupart des produits utilisés en raffinerie sont des hydrocarbures donc des produits inflammables, les autres produits chimiques peuvent réagir avec les hydrocarbures ou entre eux et augmenter ou modifier le risque explosion.

2. Risque chimique :

Ce sont les risques dus à la toxicité et à la corrosivité des produits.

On peut déjà dire que ce risque existe du fait :

- ❖ Des impuretés contenues dans les hydrocarbures.
- ❖ Des produits chimiques utilisés.
- ❖ Des produits issus de la transformation des produits.

III-3-3- Le risque due à la nature des opérations :

III-3-3-1- La pression :

Les hydrocarbures, les produits chimiques et les fluides utilisés sont rarement à pression quasi-nulle. Le plus souvent ils sont soumis à des pressions plus ou moins élevées et créent ainsi des risques de fuites sous pression voire en cas de pression élevée des fuites pulvérisées qui sous certaines conditions peuvent s'auto enflammer ou même exploser.

Dans certains cas la pression peut créer des déchirures ou des ruptures de piquage, des déchirures des robes ou même des éclatements.

La principale mesure de prévention consiste à n'utiliser que du matériel adapté aux pressions calculées en service, à limiter les piquages et autres éléments de petits calibres, à en soigner la réalisation.

Attention un piquage ou une ligne de purge n'est pas un escabeau.

Ne pas utiliser à titre provisoire « permanent » des dispositifs temporaires tels que des flexibles. C'est en outre interdit par la réglementation. Le matériel est en outre protégé par des SOUPAPES dimensionnées pour évacuer les surpressions soit en service soit dans le cas d'un feu.

III-3-3-2- La température :

C'est à dire une variation constante de température aux divers stades du traitement. De plus certains procédés, utilisent des hautes températures et parfois une association température – pression qui augmente le risque. Ou à vu l'effet de la température sur le risque feu des hydrocarbures et ci-dessus les risques divers dus à la pression.

Si certains procédés utilisent des basses températures (inférieure à 0°C) le risque est légèrement différent mais dans ce cas on a toujours à faire à des produits gazeux liquéfiés ou liquéfiables.

Dans les deux cas les risques sont :

- Des brûlures chaudes ou froides.
- Des fuites inflammables, des nuages pouvant se propager à distance et dégénérant éventuellement en feu ou en explosion.

III-4- Principaux risques chimiques en raffinerie :

III-4-1- Produits pouvant occasionner la mort :

1. Hydrogène sulfure :

Les lésions ne sont pas irréversibles, mais dès le seuil olfactif c'est-à-dire décelable à l'odeur le risque existe. L'H₂S est un anesthésique puissant et à doses relativement élevées paralyse l'odorat.

2. Plomb tétra (éthyle ou méthyle):

Le risque n'est pas immédiat mais décalé dans le temps. Un agent contaminé par le plomb en ressentira l'effet plusieurs heures après. Il est donc important de respecter scrupuleusement les règles fixées par OCTEL, ou ETHYL.

3. Gaz de combustion :

Ils agissent principalement par remplacement de l'oxygène donc de l'air respirable par un gaz fortement chargé en CO et CO₂, gaz toxiques et qui sont irrespirable.

4. Azote :

Utilisé pour l'inertage ou le dégazage des capacités et bien que composant de l'air atmosphérique, l'azote est un gaz irrespirable.

ATTENTION : ABSENCE D'ODEUR NE VEUT PAS DIRE ABSENCE DE GAZ NOCIF.

III-5-Méthodes passives :

Les méthodes **ACTIVES** agissent directement sur l'équipement et le produit. Elles doivent être le plus souvent complétées par des méthodes **PASSIVES** qui concernent LA PROTECTION DU PERSONNEL, en particulier par des équipements individuels de protection.

1. Protection de la tête & des yeux :

- Casque. Cagoule faisant partie d'un équipement complet.
- lunettes, visière ou écrans protecteurs.
- cagoule simple ou à adduction d'air.

2. Protection des mains :

- Gants d'un type approprié à l'opération
- Pâtes spéciales anti dermatoses pour certains travaux. (atelier- travaux avec certaines huiles de coupe)

3. Protection des pieds :

- Chaussures de sécurité (coquilles anti choc, semelles anti clous etc.

- Bottes. (Ne jamais mettre le pantalon dans les bottes).

4. Protection du corps :

- Tout d'abord, des tenues de travail courantes (pas de manches retroussées) en bon état et propres.
- Quitter immédiatement tout vêtement souillé d'hydrocarbure, ou le risque "chimique" il y a grand risque de feu.
- Vêtements spéciaux (tabliers etc.) pour certains travaux
- Combinaisons étanches adaptées aux produits (acides plomb)

5. Protection des voies respiratoires :

5-1- Les appareils filtrants :

Le masque est relié à une cartouche filtrante qui épure l'air en retenant et en fixant les particules ou le produit toxique. Il y a donc accumulation du toxique dans le filtre au bout d'un certain temps et alors on respire ce toxique. Les cartouches sont PARTICULIERES à chaque toxique présume présent.

On ne doit les employer que dans les cas suivants :

- Surveillance « SANS OPERATION » d'une zone dangereuse.
- Fuite ou sortie d'une zone polluée.
- L'atmosphère contient au moins 18% d'oxygène.
- La concentration en polluant est inférieure à 2% de l'atmosphère.

5-2-Les appareils à air frais ou à adduction d'air :

Le masque ou la cagoule est alimenté par un flexible avec filtre à partir d'une source D'AIR .Attention aux erreurs possibles lorsque plusieurs réseaux sont disponibles en unités (air service instruments, azote).

5-3- Les appareils autonomes :

Le masque ou la cagoule est alimenté en AIR ou en OXYGENE selon le type, soit par une bouteille dorsale soit par une batterie de bouteille sur chariot.

IV- Les essences

IV-1- Définition :

L'essence désigne les carburants, les combustibles liquides et volatiles utilisés dans les moteurs à allumage par étincelle (essence moteur). Elle n'est généralement pas une fraction simple obtenue en raffinerie ; mais un mélange de produits provenant de divers procédés auxquels on ajoute des additifs pour leur permettre de satisfaire les exigences du marché. Les essences produites en raffineries sont des liquides incolores fortement inflammables. Ce sont des fractions du pétrole de température d'ébullition comprise entre 30°C et 200°C allant de C₄ à C₁₀. Elles sont obtenues à partir de divers procédés qui en donnent différentes qualités.

IV-2- Procédés d'obtention des essences :

IV-2-1- La distillation initiale du pétrole brut :

La première opération subie par le pétrole brut est la distillation initiale. Ce procédé permet d'obtenir des fractions pétrolières constituant la matière première des installations ultérieures.

Elle fournit :

- l'essence légère ;
- solvant léger et lourd ;
- kérosène ;
- le gas-oil ;
- le résidu atmosphérique.

IV-2-2- Le reformage catalytique :

Il sert à produire à partir des coupes « naphta » constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour carburants à haut indice

d'octane. Par ailleurs il fournit l'hydrogène nécessaire dans la raffinerie pour les hydrotraitements des autres coupes.

IV-2-3- Le craquage catalytique :

Le craquage catalytique est une opération qui consiste à fragmenter sur un catalyseur acide à une température voisine de 500°C et basse pression, des hydrocarbures de masse moléculaire élevée situés dans une fraction distillant au dessus de 350°C environ, en hydrocarbures de masse moléculaire plus faible dont la plus grande partie est constituée de par une coupe essence allant de C₅+ à 200 ou 220°C.

IV-2-4-Isomérisation des fractions légères :

La gazoline stabilisée provenant du procédé de topping à des limites d'ébullition généralement comprise entre 35 et 80°C et contenant que de très petites quantités de naphènes susceptibles d'être transformés en aromatiques. L'objectif de l'isomérisation catalytique est de transformer les hydrocarbures à chaînes linéaires (n-paraffines) à 5 et 6 atomes de carbone, présentant de faibles indices d'octane, en isomère (iso paraffines) présentant des indices d'octane plus élevés.

IV-2-5- Alkylation :

Le procédé d'alkylation consiste à traiter les charges oléfiniques provenant surtout du procédé de craquage catalytique, pour maximiser la production des essences automobiles.

IV-2-6- Polymérisation :

Les réactions d'addition des oléfines sont connues depuis fort longtemps et exploitées industriellement pour la production des polymères liquide essentiellement. Ce procédé a beaucoup contribué à la fabrication de quantité massive de carburant d'aviation pendant la 2^{ème} guerre mondiale.

De nos jours, ce procédé a été délaissé à d'autres. Toutefois en pétrochimie il est devenu un des points clés de la fabrication des polymères solides : caoutchoucs, plastique...

IV-2-7- La cokéfaction :

L'objectif principal de procédé est la conversion des résidus lourds en produits blancs, le coke est alors utilisé comme combustible. Les unités de cokéfaction sont généralement alimentées par des résidus lourds, tels que :

- résidu sous vide ;
- résidu de craquage catalytique ;
- résidu de viscoréduction ;
- asphalte ou extraits d'huiles lubrifiantes.

IV-2-8- Hydrocraquage :

C'est un procédé de craquage catalytique sous pression d'hydrogène des hydrocarbures lourds en composés plus valorisables de poids moléculaire plus faible. Il permet la conversion de distillats moyens en naphta et gaz de pétrole liquéfié.

IV-3- Caractéristiques des essences :

IV-3-1- Indice d'octane :

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui, augmente quand le taux de compression augmente. Mais ce rendement a une limite au-delà de laquelle il y'a apparition d'un cognement appelé cliquetis « Knock ».

Il caractérise les propriétés antidétonantes d'une essence. La détermination de l'indice d'octane est obtenue avec un moteur d'essai monocylindrique (CFR) dans lequel le carburant de référence est un mélange d'isooctane et de n-heptane.

- l'isooctane (2,2, 4- triméthylpentane) : pas détonant NO=100.
- n-heptane : très détonant NO =0.

On dira qu'une essence à un NO=X si dans ce moteur elle se comporte au point de vue détonation comme un mélange étalon composé de X% volumique d'isooctane et de (100-X%) de n-heptane.

IV-3-2- Tension de vapeur :

Elle caractérise la volatilité de l'essence et par conséquent la teneur en éléments légers.

Ces derniers favorisent le démarrage en hiver mais risque en été de provoquer la formation de bouchon de vapeur, et donc l'arrêt du moteur.

TVR= 0.650 kg / cm² en été.

TVR= 0.800 kg / cm² en hiver.

La TVR conditionne directement les fuites et les pertes pendant le stockage.

IV-3-3-La densité :

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température T°C au poids du même volume d'eau à une température standard.

Elle caractérise dans une certaine mesure la puissance du moteur et la consommation en carburant. Si la densité diminue, la consommation spécifique augmente inversement. Pour l'essence super on prend la densité de 0.77 et pour la normale 0.73 ; hors de ces limites la puissance diminue.

IV-3-4- Distillation ASTM :

La distillation ASTM s'effectue au laboratoire. La température à laquelle distille un certain volume d'essence, nous permet d'obtenir des points qui se réunissent entre eux en donnant la courbe de distillation ASTM.

La courbe de distillation ASTM donne une idée suffisante des proportions relatives d'hydrocarbures légers, moyen, et lourds contenus dans un produit.

La courbe ASTM de l'essence caractérise la composition de ce dernier à savoir les facilités du démarrage du moteur et la dilution de l'huile de carter et

l'usure des chemises. Le mélange carburant composé de 15 à 16 parties d'air et une partie de vapeur d'essence est injecté dans le cylindre du moteur. Pour former ce mélange, l'essence doit être vaporisée dans les conditions de température qui existent dans le carburateur. Mais ces conditions sont différentes au moment du démarrage et au moment du plein régime du moteur.

Au démarrage du moteur, la température de l'air dans le carburateur est très basse en hiver, mais l'essence doit avoir une bonne vaporisation.

Pour assurer la formation du mélange carburé :

- Le Point 10% distillé d'essence d'après l'ASTM, varie entre 50 et 70°C, ce qui correspond à une teneur minimale en fraction léger ayant une bonne vaporisation qui doit assurer le démarrage à froid du moteur.

Si le point 10% distillé est plus bas, la formation des bouchons tampons à lieu dans le circuit d'alimentation et l'essence n'est pas injectée dans le carburateur et le moteur s'arrête.

Si le point 10% est plus élevé, l'essence se vaporise insuffisamment, et le moteur ne démarre pas (l'essence risque de ne pas se vaporiser et elle n'est pas injecté dans le carburateur.

- Le point 50% distillé assure une bonne combustion permettant de tirer le maximum de puissance. Ce point de 50% varie entre 100 et 140°C.

- Le point 95% à distillé est avant 195°C, le PF \leq 205°C et le résidu doit être \leq 3% (2,5%), si non, on aura une mauvaise vaporisation de la queue de l'essence, une combustion donnant lieu à un important dépôt carbonneux et une dilution de l'huile de carter.

IV-3-5- Teneur en gommages des essences :

On distingue :

- les gommages actuelles ;
- les gommages potentielles.

L'opération d'un échantillon d'essence à 160°C sous un courant d'air chauffé, laisse un résidu d'aspect verni. Le poids de ce résidu rapporté au volume de l'échantillon représente la teneur en gommes actuelles qui doit être inférieure à 10mg/100cm² (inférieure à 4 mg pour essence d'aviation et inférieure à 5 mg pour l'essence auto).

Ce sont des molécules condensées par oxydation des oléfines. La conséquence serait la formation d'un point chaud des tubulures d'admission et sur les tiges de soupape. Le réservoir peut se tapisser d'une pellicule plus ou moins importante qui, en se détachant risque de boucher les conduites d'essence. La mesure de la teneur en gommes actuelle s'effectue juste avant l'emploi.

Dans le cas où on envisage de stocker l'essence pendant plusieurs mois on détermine la teneur en gommes potentielle (teneur en produits de polymérisation et oxydation susceptible de s'y former en stockage prolongé).

IV-3-6- Teneur en soufre des essences :

Elle se détermine par brûlage de l'essence dans une petite lampe ou dans un tube à combustion. On dose l'anhydride sulfureux formé par oxydation en anhydride sulfurique et précipitation à l'état de sel de baryum.

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le H₂SO₄ qui est très corrosif. Pendant le fonctionnement du moteur, les fumées acides et nocives polluent l'atmosphère. A l'arrêt du moteur quand la température diminue, et par condensation, les produits acides attaquent le métal (chemise). Enfin le soufre diminue la susceptibilité du PTE (Plomb Tétra Ethyle : (Pb (C₂H₅)₄) qui améliore l'indice d'octane de l'essence.

IV-3-7- Teneur en Plomb (PTE et PTM) :

Les agents chimiques PTE et PTM ou le mélange des deux ont la propriété d'inhiber la formation des peroxydes et de retarder la détonation du carburant sa combustion dans le cylindre du moteur. Ces additifs ont la détonation.

- Le PTE est un liquide toxique et polluant, insoluble dans l'eau avec une $T^{\circ}\text{C eb} = 200^{\circ}\text{C}$ et densité = 1,6. il est ajouté sous forme de mélange fabriqué et distribué par ethylfluide.

- Le PTM : la $T \text{ eb} = 100^{\circ}\text{C}$, est un composé plus léger dont l'action est plus sensible sur les parties légères de l'essence ce qui permet un meilleur équilibrage de NO le long de la ASTM.

- La densité de l'éthylfluide pour autos est de 1,585 pour les avions elle est de 1,745. Tout d'abord, nous étudierons le mécanisme de l'oxydation des HC dans le moteur :

1) Action de la température et de la pression (Formation des radicaux) :



2) Formation des radicaux peroxyde :



3) Formation des hydroperoxydes et de nouveaux radicaux :

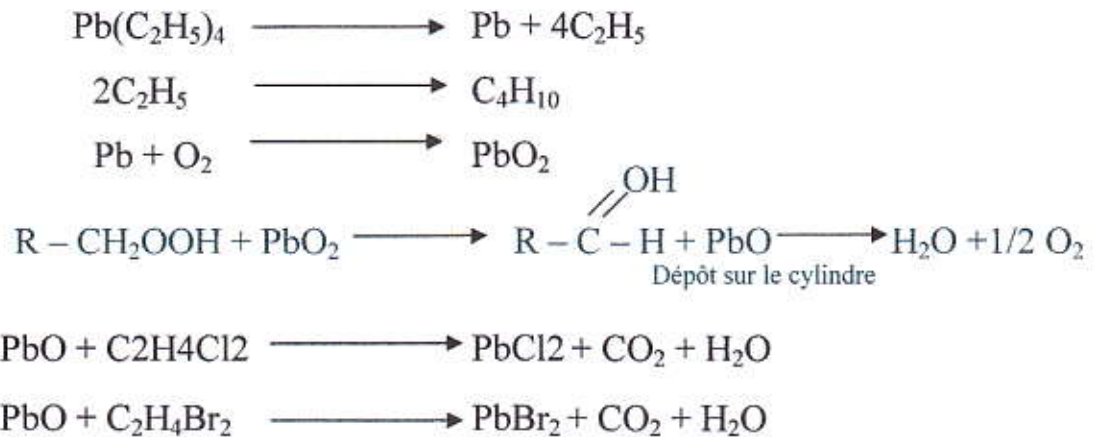


4) Décomposition des radicaux et les hydroperoxydes :



Les hydroperoxydes s'accumulent dans le mélange carburant et catalysent les réactions d'oxydation. La décomposition de ces hydroperoxydes donne beaucoup de chaleur. C'est pourquoi, la $T^{\circ}\text{C}$ de la partie non brûlée augmente vite et provoque une forte explosion.

Le mécanisme de la réaction du PTE sur la détonation dans le moteur se produit comme suit :



Le PbO non volatile qui se forme toujours donne un dépôt qui provoque l'autoallumage du mélange carburé et risque de bloquer les soupapes et les détruites. Il est éliminé par $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$ et $\text{C}_2\text{H}_4\text{Br}_2$.

Remarque :

La teneur en PTE est limitée par la pollution de l'atmosphère en ville $\leq 0,63\text{g}$ de PTE par 1l d'essence : $\leq 0,8\text{g/Kg}$ d'essence-auto.

$\leq 3,2\text{g/Kg}$ d'essence-avion.

$\leq 0,6\%$ de PTE par 1l d'essence.

L'augmentation de NO par le PTE est en fonction de NO initial, nature chimique de l'essence et teneur en soufre dans l'essence.

Chapitre V

Reforming catalytique

V-1-Historique des procédés :

Avec le développement rapide de l'utilisation de l'automobile, dans les années 1930, la demande en essence augmente autant en quantité qu'en qualité.

Le craquage catalytique se développa et des procédés de reformage thermique des coupes d'essence furent mise en place. Dès, avant la seconde guerre mondiale, de nombreux procédés de reformage catalytique étaient opérationnels et comme éléments actifs des oxydes de chrome ou de molybdène ; ce dernier pouvait être dopé au cobalt il fonctionnait dans des réacteurs à lit fixe ou mobile.

Il en existait une bonne cinquantaine, en 1950 lorsque le premier grand tournât de la technologie de ce procédé fut prise par **U.O.P** (Universel Oil Product), qui en 1949 avait développé le procédé « platforming » basé sur un catalyseur platine sur alumine chloré fonctionnant à des pressions de 70 bar. Le catalyseur, était régénéré dans l'unité au bout de quelques mois ; c'est pourquoi ce procédé est appelé semi régénératif. Divers procédés basées sur le même type de catalyseur ((Pt /Al₂O₃) chloré ou Pt sur silice alumine). Apparurent par la suite.

La régénération cyclique avec des réactions en swing fut développée par **EXXON**.

Les catalyseurs s'améliorent dans les années 1950 à 1960, et les pressions opératoires diminuent jusqu'à 30 bar avant l'apparition, vers la fin des années 1960, des catalyseurs bimétalliques ; un nouveau palier fut franchi et on s'approcha progressivement des 10 bars de pression d'opération au début des années 1970, on assista à la troisième modification majeure.

L'introduction de la régénération continue avec des reformages fonctionnant à des pressions d'une dizaine de bar. Vers la fin des années 1980, on a évolué des pressions encore plus faibles allant jusqu'à 3 bar.

Naturellement, cette évolution a été accompagnée d'une sévèrisation de l'opération, **NOR** et vitesse spatiale (**VVH**). Plus élevées et de la recherche de rendements meilleures. Aujourd'hui

V.1.2-Les différents procédés de reforming catalytique :

Parmi les nombreux procédés actuels, on distingue les techniques de reformage proprement dites :

- Ultraforming (**Standard Oil**).
- Houdriforming (**Houdry**).
- Powerforming (**ESSO**).
- Platforming (**U.O.P**).
- Magnaforming (**Angle hard, Atlantic Richfield**).
- Reforming catalytique (**I.F.P, Engel hard, Kellog, Asahi, Amoco...etc**).

Soient des variantes obtenues par combinaison avec d'auteurs procédés ou destinées à des applications spécifiques :

Iso plus Houdriforming (Houdry), **Selectoforming** (mobile commercialisé par **U.O.P, CHEROM** et **I.F.P**), **aromizing (I.F.P)**. [4]

V-2-1-Reforming catalytique semi régénératif classique :

En première analyse le schéma de principe des divers type de reformage semi régénératifs ou régénératif cyclique est sensiblement le même. (**Fig-II-1**)

Il comporte une série de trois ou quatre réacteurs et des fours alternés. le plus souvent, la charge est préchauffée tout d'abord par échange thermique avec l'effluent, celui-ci est ensuite refroidi, puis détende, afin de permettre la récupération et en fin stabilisé par l'élimination des constituants légères (C_2 , C_3) qu'il contient pour les systèmes régénératifs cycliques, un réacteur supplémentaire dit « **SWING** » est prévu. Le principe des technologies régénératives introduites par **U.O.P** et **I.F.P** est totalement différent.

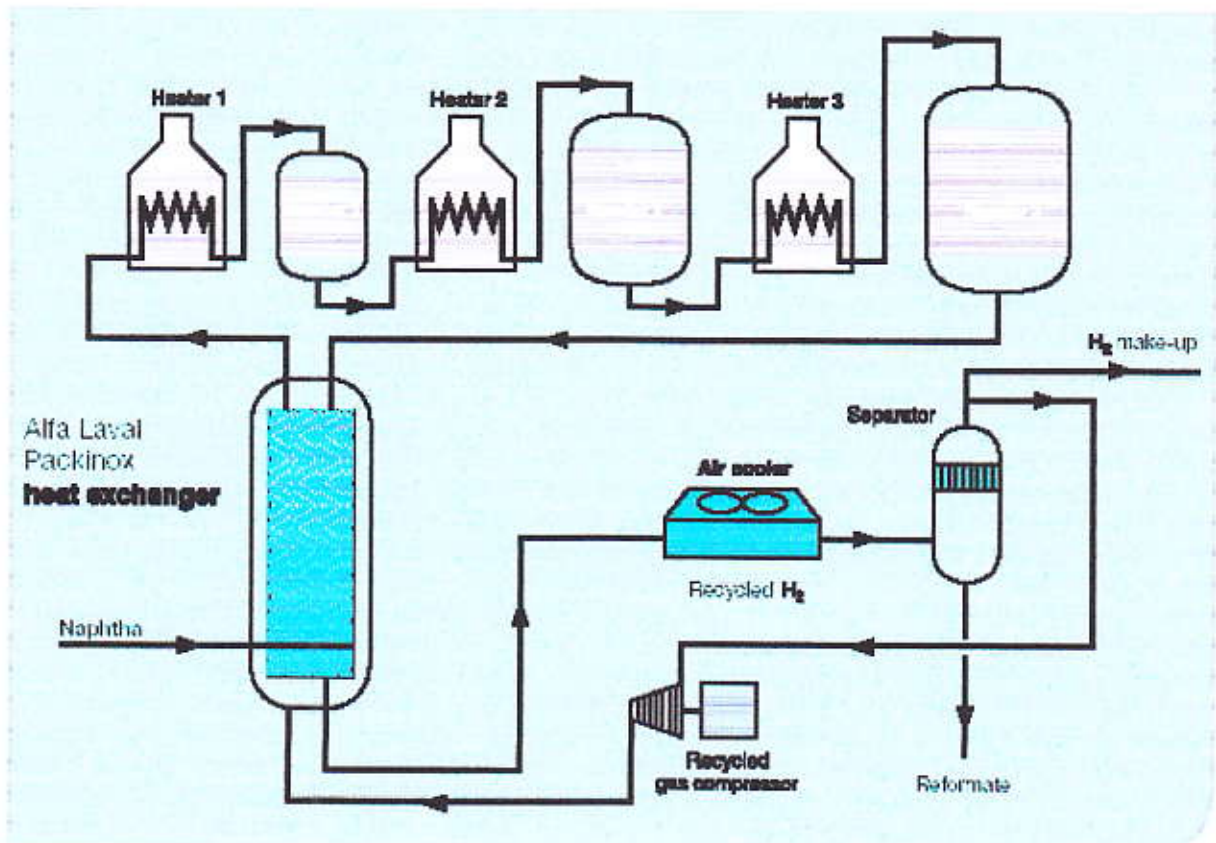


Fig.-V-1-Reforming catalytique semi régénératif classique

V-2-2-Reformage régénératif procédé U.O.P (platforming continu) :

Dans le cas du procédé U.O.P (Fig-V-1), la section réaction est constituée par quatre réacteurs à écoulement radial, disposés en série ; les trois premiers sont empilés le dernier, qui contient la moitié de la quantité globale de catalyseur de l'unité est part :

- Les fours agencés de façon particulière assurent une perte de charge minimale.
- Le système catalytique, introduit en tête des éléments 1 et 4 s'écoule par gravité, il est soutiré en fond des réacteurs 3 et 4, purgé des hydrocarbures qu'il retient et envoyé à l'aide de deux lit de gaz inerte a la section régénération celle-ci comporte une trémie d'engagement, le régénérateur est un ballon de stockage avec une circulation par gravité.

Le catalyseur est renvoyé à l'aide de deux nouveaux lifts à la section réaction. Un dispositif électronique très élaboré permet un contrôle précis du déroulement des différentes phases de l'opération.

V-2-3- Reformage régénératif procédé I.F.P :

Le procédé I.F.P (Fig. II.4) s'apparente plus aux schémas conventionnels avec quatre réacteurs séparés et intermédiairement le passage de charge au travers d'un four ; la circulation du catalyseur dans chacun des ces éléments s'effectue par gravité, il passe de l'un à l'autre à l'aide de lifts, dont le gaz moteur est prélevé au refoulement du compresseur d'hydrogène de recyclage.

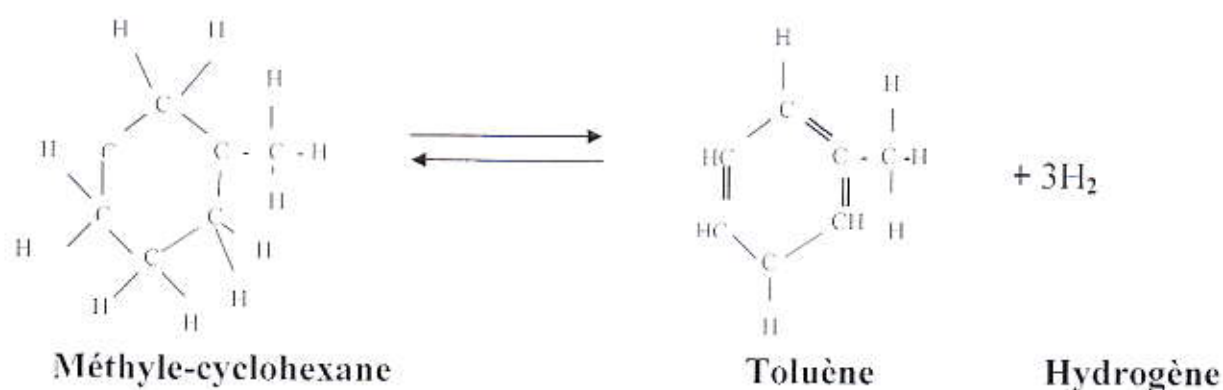
En fond du dernier il est repris par un nouveau lift est envoyé à la section régénération. Celle-ci se compose de deux ballons de stockage situés en dessus et an dessous du régénérateur proprement dit et d'un système approprié de vannes. Le catalyseur régénéré est envoyé toujours par lift en tête du premier réacteur.

- Les différents séquences de l'opération sont programmées et entièrement automatisées.

- Dans le cas de la production d'aromatiques, on effectue a la suite du reformage un fractionnement (dépentaniseur en particulier), de façon à ne conserver que la coupe qui contient les hydrocarbures recherchés. [4]

• Les déférentes réactions chimiques

1-Déshydrogénéraient de naphènes en aromatiques :

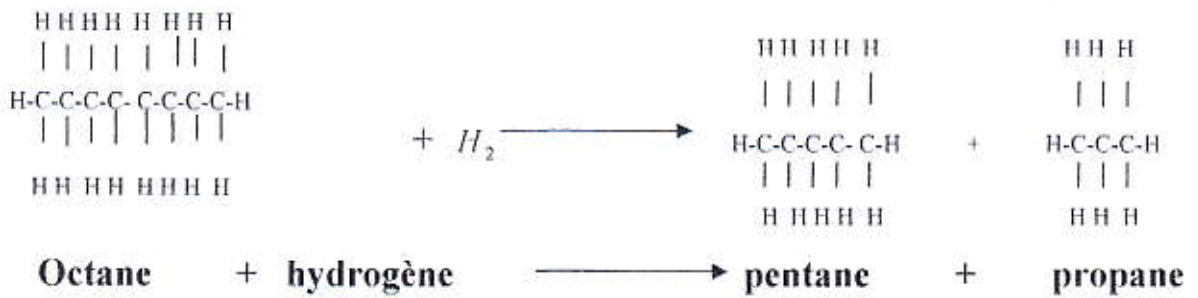


Les aromatiques sont formés à partir de naphènes par déshydrogénation ou aromatisation. Les naphènes qui ont subi une réaction, peuvent être attachés, ou pas, à des chaînes de paraffines de longueurs variées ; les naphènes les plus courants sont le cyclohexane et le méthylcyclopentane. Les naphènes sont les composants de la charge, les plus désirables, car la réaction de déshydrogénation est facile à réaliser et elle produit de l'hydrogène, ainsi que des hydrocarbures aromatiques. La réaction de déshydrogénation concernée est très endothermique ou consommatrice de chaleur, facilement réalisée par la fonction métallique du catalyseur, elle est favorisée par la température élevée et la basse pression dans les réacteurs[1].

L'ampleur de la réaction de déshydrogénation en cours, peut être jugée en fonction du suivi des changements de température dans les différents réacteurs- surtout dans le premier, et en fonction du pourcentage d'aromatiques détecté dans le platformat, ainsi que par la quantité nette mesurée de l'hydrogène produit. Une chute importante de la température dans le premier réacteur, une production élevée d'hydrogène par baril de charge et une grande pureté de l'hydrogène, témoignent d'une bonne hydrogénation.

2. Hydrocraking de paraffine :

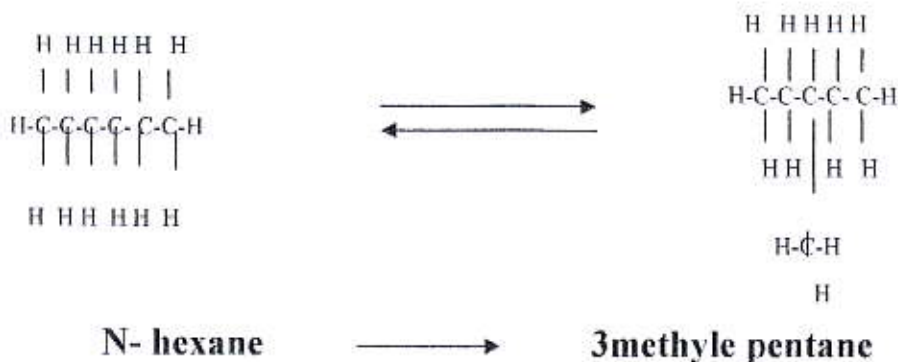
L'hydrocraking est une réaction partiellement favorisée qui a pour but de morceler les grandes molécules de paraffines en produits plus légers liquides et gazeux. Cette réaction de cracking consomme de l'hydrogène, elle est exothermique, c'est-à-dire dégage de la chaleur, et mène toujours à une baisse du volume de liquide. Un hydrocraking modéré donne une part de produit liquide élevée et une production minimum de gaz de stabiliseur. Un hydrocracking sévère réduit la part de liquide, en conséquence d'une production de molécules plus petites de gaz et mène à une production finale importante de produits légers de stabiliseur.

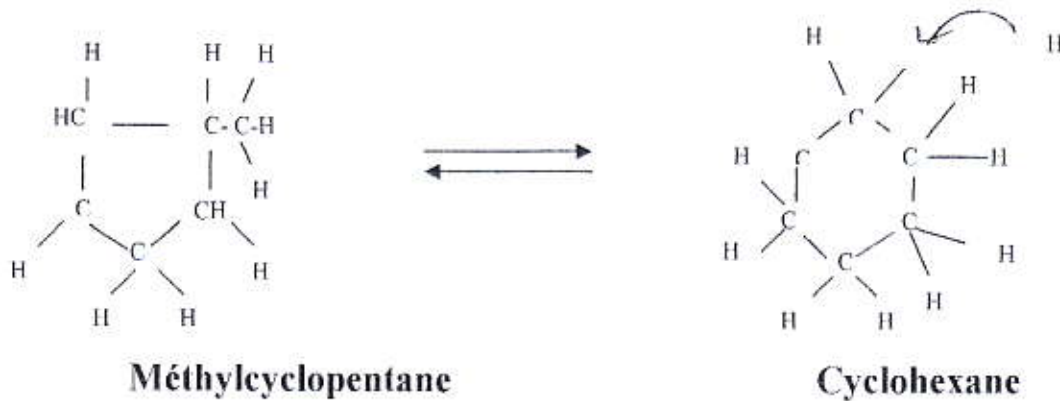


L'ampleur de cette réaction dépend des paraffines existant dans la charge et des conditions d'exploitation de l'usine. Cependant, la distribution des isomères dans tout groupe de poids moléculaire, reste pratiquement la même, quelle que soit la charge. L'ampleur de l'hydrocracking peut être jugée en fonction du changement de température qui s'opère dans le dernier réacteur, des parts de gaz de tête de stabiliseur et de liquide produits et du contenu d'hydrogène dans le gaz de séparateur. Une diminution de la chute de température (ou une augmentation accrue de la température) dans le dernier réacteur, une production de tête de stabiliseur par baril de charge, accrue, une part plus faible de produit liquide et une baisse de la pureté de l'hydrogène dans le gaz de séparateur, signifie en générale un accroissement de l'hydrocracking[2].

3. Isomérisation :

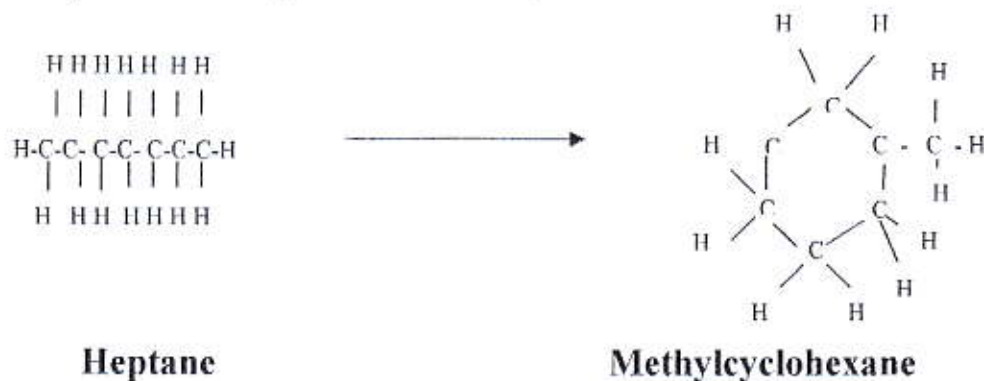
La réaction d'isomérisation est une réaction, où la formule de l'hydrocarbure reste la même, mais la forme de l'hydrocarbure change, c'est-à-dire qu'il se passe un arrangement de structure. Voici deux exemples de réactions d'isomérisation :





Les réactions d'isomérisation sont légèrement exothermiques, mais la chaleur dégagée est négligeable en comparaison avec l'hydrocracking. Les produits subissent ensuite d'autres réactions pour former des aromatiques ou des paraffines plus petites.

4-Deshydrocyclisation de paraffines en naphènes :



La cyclisation de paraffines en naphènes est la réaction la plus difficile à réaliser en platforming et c'est une réaction endothermique. La déshydrogénation des naphènes à six membres en anneaux, qui donne des aromatiques, succède immédiatement à la cyclisation. Les naphènes de structure en anneau à moins de six membres, doivent être isomérisés pour atteindre une structure annulaire à six membres, avant de pouvoir subir une déshydrogénation en aromatiques.

L'inverse de la réaction de cyclisation se produit également, mais à une échelle moindre. Cette réaction est appelée ouverture d'anneaux et elle

ressemble à l'hydrocracking dans la mesure où elle aussi exothermique et consomme de l'hydrogène. [5]

V-5-Effets des variables opératoires :

Les conditions catalytiques deviennent telles qu'on puisse obtenir le maximum de reformat en concentration maximale en hydrocarbures aromatiques[6].

Sur ce rendement influent certaines variables opératoires qui sont choisies en fonction du type du schéma du procédé, de la nature de la charge, de la quantité et la qualité du reformat à obtenir et du type du catalyseur utilisé.

Parmi toutes ces variables ; on cite celles principales qui sont : la charge, la température, la pression, la vitesse spatiale et le rapport H_2 / HC .

a. La température :

La température décroît rapidement le long des lits catalytiques par suite l'endothermicité des réactions. Son influence est beaucoup plus complexe. Favorable du point de vue des équilibres thermodynamiques et de la cinétique des réactions principales (déshydrogénation des naphènes et Deshydrocyclisation des paraffines) [2].

Une augmentation de température présente l'inconvénient d'accélérer en même temps les réactions parasites (hydrocraquage et cokage surtout), mais aussi augmenter le nombre d'octane, la production des légers, de diminuer le rendement du reformat et la dilution de l'hydrogène de recyclage.

Actuellement de nouveaux catalyseurs très sélectifs (Rapport : Deshydrocyclisation/hydrocraquage important, cokage faible) et très stables thermiquement ; permettent d'utiliser des températures élevées pouvant aller jusqu'à 540°C en fin de cycle à l'entrée des réacteurs.

La température du réacteur peut définie comme la température d'entrée moyenne pondérée.

b. La pression :

La diminution de la pression augmente la production d'hydrogène et améliore la qualité du reformat. En revanche ; elle entraîne une augmentation du cokage. Le coke déposé alors sur les particules du catalyseur entraîne des pertes d'activité et sélectivité qui nécessitent à long terme une régénération du catalyseur par combustion. C'est pour cette raison qu'on a mis en œuvre des catalyseurs plus sélectif, moins cokant qui permettent d'excellentes performances en nombre d'octane et en rendement en essence. La pression du procédé est assurée par le recyclage d'une partie de l'hydrogène produite par les réactions d'aromatization.

c. La vitesse spatiale :

La vitesse spatiale (VVH) est le rapport du débit volumique de la charge sur le volume de catalyseur. Lorsque la vitesse spatiale est très basse, les réactions thermiques surviennent à un degré suffisant pour réduire le rendement du platformat, d'augmenter la production des légers et du coke et d'améliorer le nombre d'octane.

Pratiquement ; la VVH ne varie pas au cours de la marche de l'installation, mais varie en fonction de la nature de la charge.

Les réactions se déroulent dans les réacteurs sont caractérisées par leurs vitesses selon :

V Deshydrocyclisation > V déshydrogénation > V isomérisation > V hydrocraquage.

d. Le rapport (H₂ / HC) :

Le taux de recyclage est le rapport molaire d'hydrogène pur à la charge d'hydrocarbures. Ce rapport influe sur le vieillissement ou la durée de cycle et les rendements. L'influence du rapport H₂ / HC s'exerce dans le même sens que l'influence de la pression totale. On opère à un rapport minimal qui favorisera la production d'hydrogène, l'amélioration de la qualité et la quantité du reformat et de diminuer la stabilité relative du catalyseur.

Une importante pression d'hydrogène est efficace pour éviter la formation de coke, ceci est assuré par le recyclage d'une partie de l'hydrogène produit par la formation des aromatiques. Le gaz de recyclage contient des quantités plus ou moins grandes de C_1 et C_2 selon le type de charge et la sévérité de l'opération. Initialement, quand le catalyseur vieillit et que l'on augmente la température pour maintenir le nombre d'octane, l'hydrogène est plus dilué dans le gaz d'hydrocraquage.

La pureté molaire de l'hydrogène peut ainsi passer de 90 % pour une charge naphénique réformée à faible sévérité sur le catalyseur frais à 45 % pour la charge paraffinique réformée à haute sévérité et à la fin de vie du catalyseur.

e. La charge :

La charge du reforming catalytique dépend de sa composition chimique (PONA), de son intervalle de distillation et de la présence de poisons du catalyseur. Par conséquent, l'intervalle de distillation de la charge est imposé en partie par la nature de l'essence désirée et de la nécessité de réaliser un compromis entre la durée de vie du catalyseur et le rendement maximum de l'unité.

En effet, la charge naphénique sera réformée en nombre d'octane élevé dans les conditions de faible sévérité. La charge paraffinique doit transformer les paraffines par craquage ou par cyclisation pour avoir un nombre d'octane élevé, ce qui explique une grande sévérité. Autrement dit, plus la charge est légère, plus les conditions doivent être sévères par suite de la plus grande proportion de paraffines à convertir.

Ainsi ; les conditions pratiquées sur ces charges sont caractérisées par une température élevée, une faible vitesse spatiale et pression qui pourraient donner des nombres d'octane élevés, mais de faibles rendements. Par conséquent, la charge riche en naphènes est une bonne matière première pour le procédé de reforming catalytique[10].

Par ailleurs, l'intervalle de distillation de la charge doit être choisi en fonction de l'objectif fixé. En effet, les fractions n.C₆ (62-85°C) sont utilisées rarement pour produire les constituants d'essence, car elles donnent beaucoup de gaz et leur isomérisation n'est pas efficace pour augmenter le nombre d'octane.

Pour produire le toluène dans le reforming catalytique, on utilise les fractions (85-140°C) et pour obtenir les xylènes on utilise les fractions (85-180°C). En pratique, toutes les charges entre C₅-200°C peuvent être utilisées pour la reformation catalytique. Par ailleurs, il est usuel de limiter le point finale de la charge à (150-180°C) du fait que la reformation fournit une essence avec un point final supérieur de 10 à 33°C à celui de la charge, afin de maintenir le point final de l'essence à 250°C maximum. De plus, la présence d'impuretés dans la charge est susceptible de nuire à la transformation catalytique ultérieure et de diminuer la durée de vie du catalyseur ; c'est pourquoi leur suppression ou réduction est imposée.

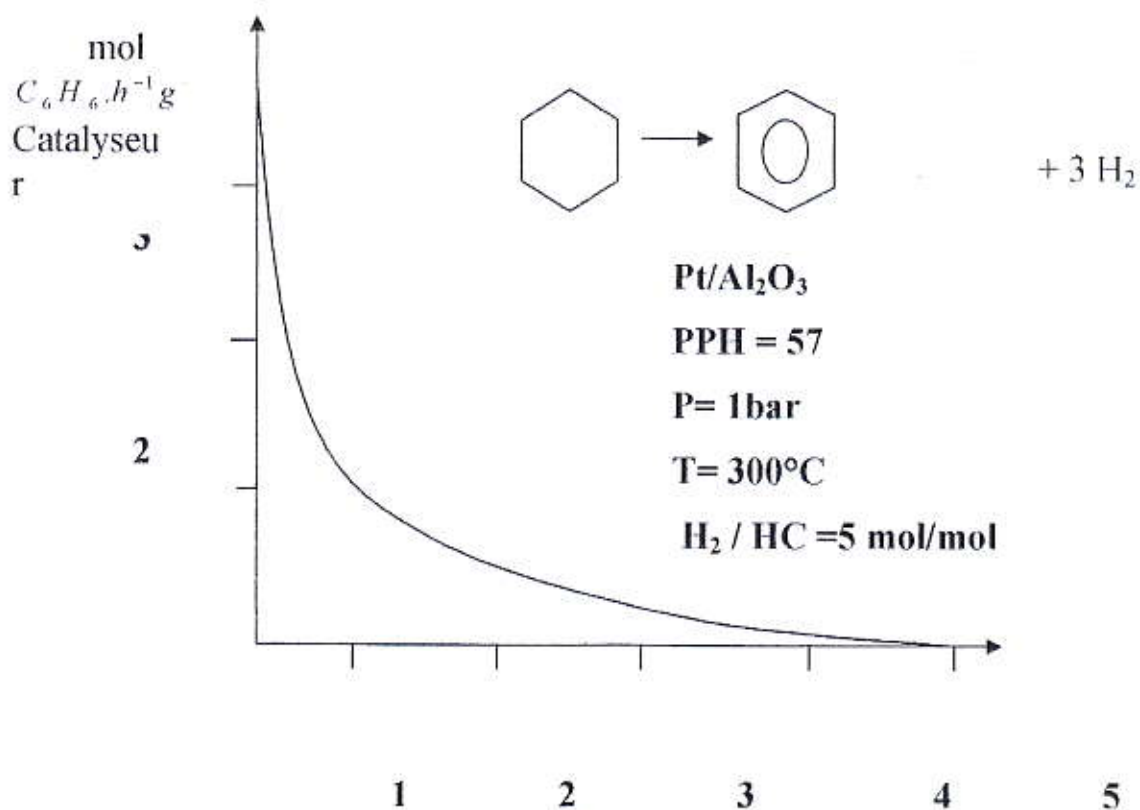


Fig-V-2- Effet du coke sur la vitesse de déshydrogénation

Description du process reforming catalytique**Section Reforming Catalytique :**

- La capacité annuelle de production de la section reforming (design) est de 100 000 tonnes/an de reformat

Le but de reformation catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octanes en hydrocarbures à nombre d'octanes élevés.

Le nombre d'octanes d'une essence est une caractéristique fondamentale pour un carburant, son augmentation permet d'augmenter le rapport de compression des moteurs, et donc d'améliorer leurs performances.

La charge désulfurée est mélangée au refoulement de la pompe de charge GA 801 avec ($\sim 25.10^3 \text{ Nm}^3$) d'hydrogène provenant du compresseur volumétrique GB 801.

Le mélange qui constitue la charge des réacteurs est préchauffé dans une série d'échangeurs EA803 A-B et EA801 par échange thermique à $\sim 390^\circ\text{C}$ avec les effluents des réacteurs, puis chauffée dans le premier four BA 801 à $\sim 500^\circ\text{C}$ avant de pénétrer dans le premier réacteur K 801, puis passe par le four BA 802 avant d'entrer dans le réacteur K 802, à la sortie de K 802 le mélange passe dans le troisième four BA 803 et en fin dans le réacteur K 803

(BA 802 \longrightarrow K802 \longrightarrow BA803 \longrightarrow K803).

Ce processus étant endothermique, il est nécessaire de réchauffer le mélange au cours de la réaction pour maintenir un niveau de température suffisant dans les réacteurs.

A la sortie du dernier réacteur, les effluents sont d'abord refroidis à $\sim 346^\circ\text{C}$ dans l'échangeur EA 801 pour céder leurs calories à la charge des réacteurs.

Une partie des effluents est utilisée pour le rebouillage du fond de colonne dans le rebouilleur EA 802 à $\sim 210^\circ\text{C}$ pour le réglage de la TVR du réformat.

Les effluents mélangés sont refroidis à $\sim 160^\circ\text{C}$ dans une batterie d'échangeurs (EA803A-B) pour céder leurs calories à la charge, puis refroidis

dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifié **EC 804 A-B** avant d'être flashés dans un ballon séparateur vertical **FA 801**.

La phase gazeuse riche en hydrogène (~80%), une partie est reprise par l'un des compresseurs volumétrique **GB 801** pour être mélangée avec la charge au refoulement de la pompe de charge et l'autre partie (issue de la régulation de la **PRCV 844**) est envoyée au prétraitement sous régulation de pression du ballon **FA801** à 20 bars pour être mélangée avec la charge de naphta du prétraitement.

Le stockage d'hydrogène nécessaire au démarrage de l'unité de reforming se fait dans un ballon **FA 807** d'une capacité de 50 Nm³ à l'aide d'un compresseur volumétrique à membrane **GB 802** lorsque la pression du ballon est inférieure à 45 bars.

La phase liquide (réformât non stabilisé) qui constitue la charge de la colonne de stabilisation **DA 801** est préchauffée à ~150°C dans une batterie d'échangeurs **EA805A-B** par le fond de la colonne, stabilisée dans une colonne **DA801** de 29 plateaux à clapets, puis envoyée au stockage après refroidissement dans un aéroréfrigérant à air humidifié **EC 807** pour servir à la préparation des essences.

Le rebouillage fond de colonne **DA 801** se fait par une partie des effluents sorties réacteurs dans le rebouilleur **EA 801** à ~210 °C sous contrôle d'une vanne **TRCV** (vanne à 03 voies) pour le réglage de la tension de vapeur du réformât.

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation **DA801** sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifiés **EC 806 A-B** puis condensées et séparées dans le ballon **FA 802** ; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon à 15 bars vers fuel gaz ou vers torche.

La phase liquide, une partie est envoyée comme reflux de tête à l'aide de la pompe **GA 802** et l'autre partie est envoyée au CIS (3^{ème} étage) ou vers torche.

(Voir schéma n° 2 process Reforming)

La répartition de la charge catalytique dans les réacteurs est faite comme suit :

- 1^{er} réacteur : 1050 Kgs 15 % poids
- 2^{ème} réacteur : 1750 Kgs 25 % poids
- 3^{ème} réacteur : 4060 Kgs 60 % poids
- Poids total : 6860 Kgs

Réactions chimiques fondamentales qui se produisent dans les réacteurs sont:

- Déshydrogénation des hydrocarbures naphténiques
- Isomérisation des hydrocarbures paraffinique et naphténiques
- Deshydrocyclisation des hydrocarbures paraffinique et naphténiques
- Hydrocraquage des hydrocarbures paraffinique et naphténiques.

Qualité du réformât :

- Densité 15/4 : 0,7600 à 0,7700 ;
- TVR (bars) : 0,300 à 0,550 ;
- NO : 86 à 92.

Les injections des produits chimiques se font aux endroits suivants :

- Inhibiteur de corrosion en tête de colonnes DA 301 et DA 801
- CCl₄ ou TCE dans la charge entrée Reforming lorsque l'unité est en service et à l'entrée des réacteurs (K 800) après régénération du catalyseur en vue de la chloration du catalyseur.
- DMDS entrées des réacteurs K 301 et K 800 après régénération des catalyseurs en vue de la désactivation des catalyseurs.

CHAPITRE VI
CATALYSEUR

VI-1-Définition d'un catalyseur :

Le catalyseur est une espèce chimique dont la présence fait croître la vitesse de réalisation d'un équilibre chimique, la catalyseur peut en cours de réaction subir des modifications plus ou moins grandes, théoriquement dont l'état final est tout à fait le même que l'état initial et dont la quantité finale est égale à la qualité

VI-2-Nature des catalyseurs :

Le catalyseur de réformation est un catalyseur bi fonctionnel très élaboré, qui s'améliore constamment grâce aux recherches expérimentales appuyées sur une compréhension de plus en plus grande des phénomènes. Nous décrirons d'abord le catalyseur resté classique jusqu'à en 1968. Ce catalyseur, constitué par du platine déposé sur un support acide, a été utilisé pour la première fois en 1949 dans une unité de réformation, à la place des catalyseurs antérieurs à base d'oxyde de chrome, de molybdène et de cobalt. Des progrès continus ont permis d'améliorer régulièrement cette formule de base jusqu'en 1968. Nous montrerons à la fin de ce paragraphe comment les formules actuelles sont en train de réaliser des progrès plus décisifs dans le procédé de réformation.

A-Support «acide» :

Il peut être constitué :

Soit par une silice –alumine ou une alumine additionnée de silice, dont la trop grande acidité est réduite et ajustée par traitement à la vapeur d'eau qui réduit la surface initiale ($400 \text{ m}^2/\text{g}$) :

Soit par une alumine γ ou η de 250 m²/g de surface environ, additionnée d'un composé halogéné : chlorure ou fluorure mélangés ou employés seuls. L'acidité augmente avec la quantité d'halogène : celle-ci se situe pour le chlorure au-dessous de 1% l'incorporation peut être effectuée pendant la préparation ou en cours d'opération ou après la régénération : catalyseur de Platforming, catalyseur Procatalyse.

Le diamètre des grains de catalyseurs est de l'ordre de 2 mm. Avec une surface spécifique de l'ordre de 200 m²/g, la diffusion exerce évidemment une certaine limitation sur les réactions les plus rapides, telles que la déshydrogénation ; la vitesse globale de la déshydrogénation reste cependant très grande. Les réactions lentes dont le point extrême est la déshydrocyclisation ne sont sans doute pas influencées par la diffusion, c'est-à-dire en fait par la dimension du grain.

B-Platine déposé :

La platine a une activité déshydrogénante bien supérieure à celle d'autres éléments les catalyseurs commerciaux reforment de 0,3 à 0,7% de platine. Sur catalyseur frais le platine est sous une forme hautement dispersée (diamètre des grains de l'ordre de 10 Å) ; le platine occupe environ 1% de la surface du support. Nous avons déjà insisté sur la nécessité de la balance convenable entre les deux fonctions pour obtenir les performances optimales.

VI-3-Caractéristiques catalytiques fondamentales :

⊕ Activité de catalyseurs :

C'est la capacité du catalyseur à activer la transformation d'une charge en produits. L'activité du catalyseur exprime sous différentes formes la vitesse de transformation des réactifs dans les conditions opératoires données.

Une bonne activité traduit par une vitesse de réaction élevée permettant soit d'utiliser peu de catalyseur, soit d'opérer dans des conditions opératoires plus sévère et notamment à une température relativement basse.

‡ **Sélectivité :**

Elle caractérise l'aptitude du catalyseur à activer essentiellement la transformation des réactifs vers le produit recherché parmi tous ceux dont la formation est possible.

Une sélectivité élevée permet d'obtenir de bons rendements dans le produit désiré, en rendant minimum les réactions parasites.

‡ **Stabilité :**

Elle est définie par le temps pendant lequel l'activité et la sélectivité du catalyseur restent inchangées. En fait, ces propriétés évoluent plus ou moins vite dans le temps à cause de la désactivation du catalyseur.

‡ **La régénérabilité**

C'est une faculté du catalyseur à retrouver après un traitement approprié la majeure partie de ses qualités mais avec le vieillissement et les régénérations il serait beaucoup plus économique de changer la charge catalytique d'où le nom semi-régénératif.

Formation du coke : la formation du coke se fait par l'intermédiaire de composés oléfiniques et di-oléfiniques dont la formation sera défavorisée par une baisse de la température, une augmentation de la pression, une augmentation du rapport H₂/HC.

Le cokage s'accroît considérablement avec l'augmentation du point final d'ébullition de la charge qui apporte, d'une part des polycycliques promoteurs directs de cokage, et d'autre part, des molécules longues, promoteurs de cokage par les oléfines et les dioléfiniques susceptibles de se former.

Par le choix des conditions opérations et une balance optimale des fonctions du catalyseur, on arrive à limiter la formation de coke.

Ce dépôt de coke agit sur l'activité du catalyseur d'une façon physique en diminuant la surface de contact.

L'opération de régénération aura pour but d'enlever le coke par combustion et de restituer ainsi l'activité initiale.

VI-4-Les types des catalyseurs industriels

VI-4-1 Les Catalyseurs Monométalliques

Les catalyseurs monométalliques sont constitués de platine seul sur alumine : Pt / Al₂O₃.

Le tableau nous donne les principales caractéristiques :

Tableau VI.1 Principaux caractéristiques de catalyseurs monométallique

Diamètre de grains	Surface spécifique	Volume poreux totale	Diamètre des pores	Teneur en platine	Supports
(mm)	(m ² /g)	(cm ³ / g)	(nm)	% masse	Al ₂ O ₃
1.2 - 2.2	150 - 250	0.5 – 0.8	8 – 10	0.2 – 0.6	

VI-4-2. Les Catalyseurs Bimétalliques

Les catalyseurs bimétalliques sont constitués de platine associé à un autre métal (IR, Rh, ET). Le tableau nous donne les teneurs en deuxième métal en fonction de ces concentrations :

Tableau VI-2- les teneurs en deuxième métal

<i>Métal N° 2</i>	<i>IR</i>	R h	E T
C % (masse)	0.02 – 0.2	0.2 – 0.6	0.05 – 0.5

Comparaison: Catalyseur Monométallique / Catalyseur Bimétallique

Les métaux (IR, Rh, ET) ont un effet positif sur les propriétés suivantes :

La stabilité de la dispersion au cours de temps :

La figure représente l'influence de la (Rh) sur l'évolution de la surface de platine au cours de temps par rapport au platine seul.

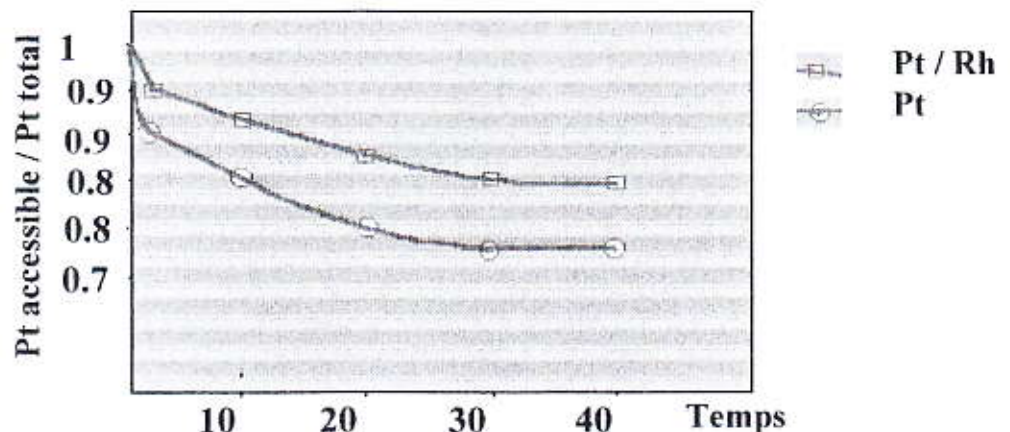


Fig VI.1. La stabilité de la dispersion au cours de temps :

La Résistance au cockage

La figure suivante montre que le catalyseur bimétallique Pt/Rh est plus stable et plus résistant au cockage.

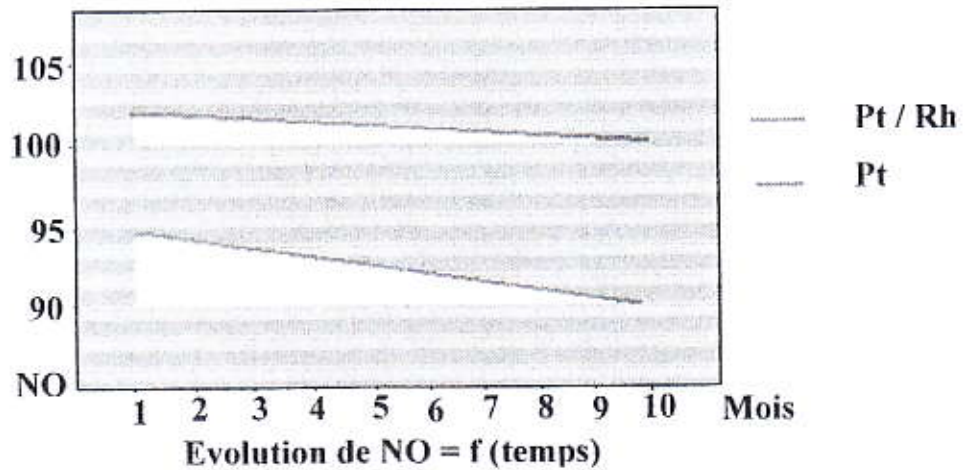


Fig. VI.2. La Résistance au cockage

Changement de la sélectivité

La figure illustre l'effet de (Rh) sur la sélectivité mesuré pour la réaction d'hydrogenolyse des hexane, en fonction de P_{H_2} en produits légers.

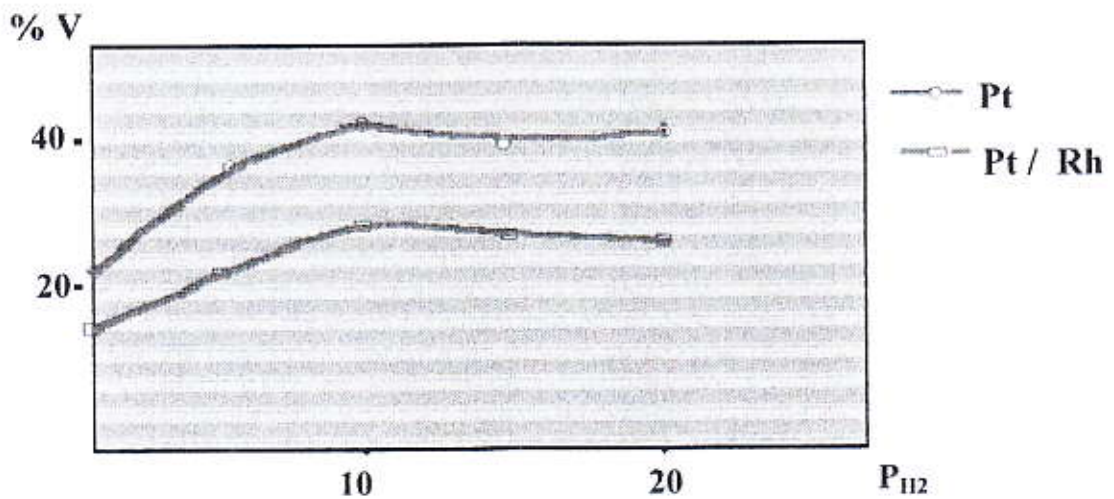


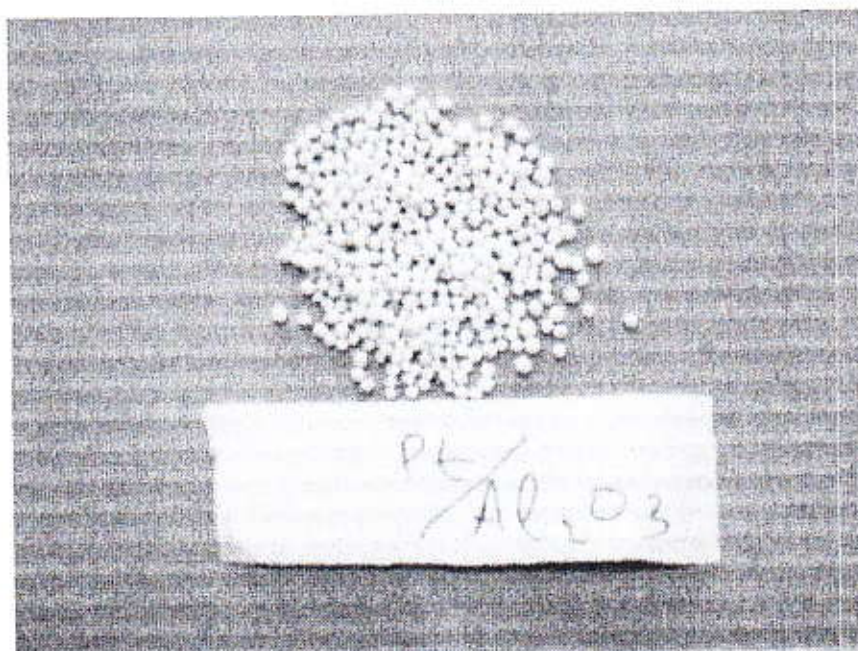
Fig. VI.3. Changement de la sélectivité

Catalyseur du reforming :

- Le catalyseur choisi pour cette unité est le PROCATALYSE RG 451 qui est un catalyseur multimétalique présentant donc sur un catalyseur conventionnel des qualités de plus grandes stabilités de performance dans le temps ainsi

Les propriétés physiques sont les suivantes

- Type*.RG 451.
- FormeBille.
- Diamètre1,8 mm.
- Densité de remplissage0,7 + 0,05 g/cm³.
- Teneur en platine0,35% poids
- Métaux lourds125 PPA

**Fig. VI.4. catalyseur RG 451**

6-4-Evolution au cours du cycle et régénération du catalyseur :

Le cycle opératoire est considéré comme terminé ; soit lorsque on arrive plus à obtenir l'indice d'octane dans les limites de température de l'installation, soit quand l'hydrocraquage rend l'opération.

La régénération par brûlage est conduite très progressivement à une température inférieure à 500°C de façon à éviter les surchauffes locales préjudiciables au système catalytique. Elle se fait après purge à l'aide d'un gaz dont la teneur en oxygène est portée graduellement de 2 à 15 % de volume.

La teneur en coke est aussi ramenée à 0.2 % en poids sur le plan thermique la régénération est fait :

- Sur cyclisation grâce à un réacteur supplémentaire dans les procédés à régénération fréquente
- Soit en discontinue, en arrêtant l'installation dans les procédés semi régénératifs après, une durée de fonctionnement de 2 à 12 mois après régénération, les catalyseurs retrouvent des performances du départ.

Le schéma ci- dessous montre l'évolution des paramètres de reformation au cours du temps dans la cas d'une marche semi régénératrice. [3]

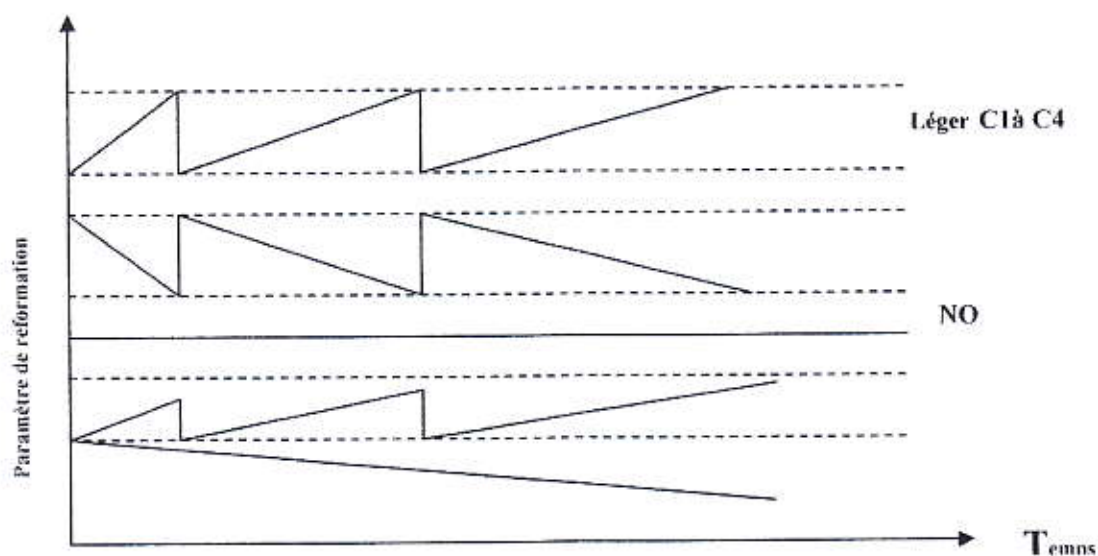


Fig.-VI-5- Evolution des paramètres de reformation au cours du temps d'un catalyseur

II-6-6-Vieillessement permanent et duré de vie des catalyseurs

La durée de vie totale du catalyseur dépend de nombreux facteurs (pression, nature de la charge,....); mais, normalement à sa température de travail mis à part les poisons qui n'interviennent qu'indirectement par l'augmentation de la température de travail qu'ils provoquent.

Le vieillissement résulte :

- D'une baisse de la surface du support
- En même temps qu'un changement de structure qui modifie l'acidité et peut séquestrer le platine.

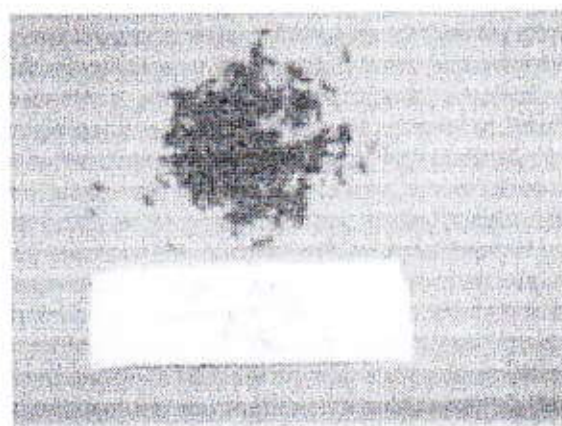
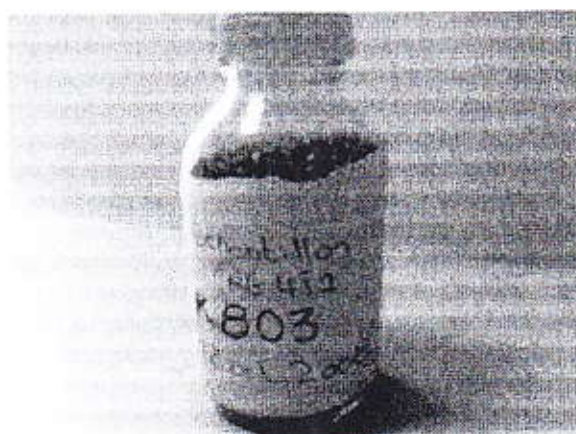
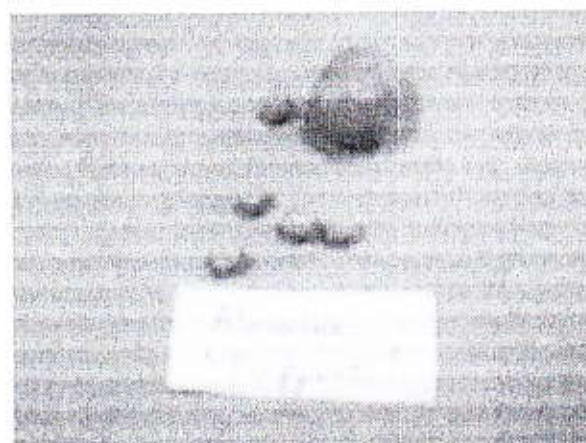


Fig. .VI.6. Échantillonnages des catalyseurs industriels

CHAPITRE VII

PROCÉDÉ DE LA RÉGÉNÉRATION

VII-1- Généralités :

Cette procédure est décrite dans le cas d'un arrêt complet des unités pour une régénération des catalyseurs ou si l'on désire effectuer des opérations d'entretien ou une vésication périodique.

La plus grande attention devra être apportée pour éviter le cokage du catalyseur ainsi que la formation de mélanges explosifs hydrogène-oxygène.

Un arrêt des unités pour la vidange d'un catalyseur ou, pour l'ouverture d'un réacteur entraîne obligatoirement une procédure de régénération.

Lorsque la procédure de régénération n'est pas nécessaire les catalyseurs peuvent être conservés après refroidissement sous légère surpression d'hydrogène ou d'azote.

Si la cause d'arrêt n'intéresse que le reforming. Les deux unités seront arrêtées en même temps. Si par contre il est nécessaire de purger et refroidir le prétraitement, le reforming sera alimenté directement et arrêté que lorsque le catalyseur de prétraitement aura été refroidi.

VII-2-Arrêt normal de l'ensemble reforming-prétraitement :

1. Réduire la température d'entrée aux réacteurs de 20°C en environ une heure. Dans le même temps diminuer le débit de charge du reforming (FRC 801) à 60% de la valeur nominale.
2. Le débit d'alimentation du prétraitement sera diminué dans les mêmes proportions. La température d'entrée au réacteurs K 301 sera conjointement baissée mais en veillant à garder une essence vers reforming aux spécifications.

3. Arrêter la pompe de charge du prétraitement GA 301 puis celle du reforming GA 801.
4. Dans le même temps arrêter le four le four B 301.
5. Baisser progressivement la chauffe du four de remouillage du stripper BA 302, puis l'arrête. La colonne de stabilisation sera progressivement refroidie.
6. Maintenir le compresseur de recyclage GB 801 en opération et isoler les sections réactionnelles par vannes d'arrêt. Si le catalyseur de reforming doit être régénéré suivre la procédure décrite au chapitre F paragraphe 2: régénération du catalyseur de reforming. Dans le cas contraire poursuivre la procédure d'arrêt de la façon suivante:
7. Diminution à 425°C la température à l'entrée des réacteurs de reforming et maintenir ce palier pendant 2 heures de façon à balayer les hydrocarbures de la section réactionnelle. Evacuer l'excès de liquide du ballon séparateur vers la colonne de stabilisation.
8. toujours en maintenant le recyclage. Diminuer à 200°C la température des réacteurs.
9. A 200°C arrêter les fours, maintenir le recyclage jusqu'au refroidissement complet de la section réactionnelle.
10. Drainer les hydrocarbures des points bas et du ballon séparateur.
11. Décompresser le système vers le prétraitement ou vers le réseau FG puis vers le réseau torche.
12. Drainer les colonnes de stripping et de stabilisation et les décompresser vers le réseau de torche.
13. Injecter de la vapeur en incluant rebouilleurs et ballons de reflux pendant 2 heures.

14. Utilisant l'éjecteur X 801 faire le vide dans la section réactionnelle et le casser à l'azote. Répéter l'opération jusqu'à ce que teneur en hydrocarbures soit inférieure à 0,2% vol.

VII-3-Redémarrage après un arrêt:

VII-3-1- Reforming:

Les conditions nécessaires pour l'introduction de la charge dans l'unité de reforming, après un arrêt, sont les suivants:

- le compresseur de recyclage en opération.
- La température, dans les réacteurs, stabilisée à 425°C.
- La pression dans l'utilité à 12 kg/cm² minimum.
- La teneur en eau de la charge inférieure à 40 ppm.

VII-3-2- Catalyseur de l'unité :

- La section réactionnelle est isolée et sous circulation d'hydrogène recyclé.
- Augmenter la température à l'entrée des réacteurs à 510°C à raison de 50°C par heure.
- Maintenir ce palier pendant 4 heures de façon à balayer les hydrocarbures déposés sur le catalyseur.
- Ensuite, baisser à raison de 50°C par heure la température des réacteurs à 200°C.
- Arrêter les fours et les fours et le compresseur de recyclage.
- Isoler le compresseur GB 801.
- Décompresser l'unité à partir du ballon séparateur vers le réseau FG puis vers le réseau torche.

- Gonfler la section réactionnelle à l'azote même spécification de l'azote que pour la mise en service (environ 3 kg/cm^2) et purger les hydrocarbures de tous les points bas. Décompresser vers la torche.
- Répéter l'opération 2 fois puis mettre la section réactionnelle sous vide au moyen de l'éjecteur X 801, casser le vide à l'azote. Répéter l'opération jusqu'à ce que la teneur en hydrocarbures soit inférieure à 0,5 volume.

Préparation du circuit de régénération :

- tourner les joints pleins nécessaires, isolant l'unité de tous les réseaux pouvant contenir des hydrocarbures.
- Installation un analyseur d'oxygène sur le gaz de recyclage.
- Préparer la ligne d'injection d'air, et la lecture du débit d'injection FIC 816 (la purge par chasses successives pour éliminer eau et débris divers.)
- Passer la régulation de pression de l'unité vers l'atmosphère.
- Vérifier la pompe et les lignes d'injection de tétrachlorure de carbone et de diméthyle-disulfure.

Mettre l'unité sous une pression d'azote inférieure de 1 kg/cm^2 à celle du réseau d'air de régénération (préserver le sens d'écoulement dans les réacteurs).

L'air étant injecté à l'aspiration du compresseur la combustion se développera du premier réacteur K 801 vers le dernier K 803.

2-2-Phase de combustion:

2-2-1-Premier palier de combustion:

S'assurer que l'aéroréfrigérant EC 804 sur l'effluent réacteur est en fonctionnement et que le compresseur est au débit maximum compatible avec les conditions opératoires de régénération.

Allumer les fours et monter la température d'entrée des lits catalytiques à 370°C (à environ 50°C par heure).

Quand tous les lits catalytique sont à 370°C, injecter l'air de régénération et suivre l'évolution des température des lits catalytiques (dans la mesure du possible, enregistrer tous les points des températures des lits catalytique, au besoin en utilisant provisoirement d'autres appareillages).

Le débit d'air de régénération sera contrôlé de telle sorte que le Δt dans chaque réacteur ne dépasse pas 55°C. le front de combustion sera donc de l'ordre de 425°C, et on s'arranger en réduisant, ou en coupant l'air au besoin, pour qu'il ne dépasse pas 450°C.

De façon à limiter ce Δt , la concentration en oxygène du gaz entrée réacteur sera conservée approximativement à 0,45% volume.

La combustion en général démarre des que l'on a environ 0,1% vol, d'oxygène dans le gaz d'entrée réacteur.

Aussi longtemps que la combustion sera lieu, on ajustera le débit d'air pour ne pas dépasser un Δt de 55°C (la teneur en O₂ du gaz d'entrée réacteur ne devra pas dépasser 0,5% volume).

Pendant toute la durée des combustions les teneurs en O₂ et C O₂entrée et sortie réacteur seront faites régulièrement (il est préférable d'avoir un analyseur O₂).

Quand disparaît le Δt du de dernier réacteur, et que la concentration en oxygène sortie réaction atteint la valeur qu'elle a à l'entrée, la combustion peut être considérée comme terminée. L'injection d'air est alors coupée, et le gaz recirculé jusqu'à ce que l'oxygène soit complètement consommé (ne pas dépasser 0,6% vol. O₂ dans le gaz réacteur).

2.2.2. Deuxième palier de combustion :

Augmenter la température entrée réacteur à 440 °c (50°c/heure).

Injecter l'air de régénération et, si une seconde combustion démarre, la contrôler en réduisant au besoin l'injection d'air entrée réacteur.

On ne dépassera pas les températures suivantes :

- Entrée réacteur : 440 °c.
- Front de combustion : 480 °c.
- Température maximum dans les lits catalytiques : 500 °c.

2.2.3. Troisième palier de combustion :

Monter la température entrée réacteur à 480 °c dans les lits catalytiques. Quand cette température est atteinte, augmenter par étape la concentration en O₂ du gaz d'entrée réacteurs de 0,5 % volume (0,8 - 1,2 - 1,6 - 2 %).

Laisser la combustion, si elle a lieu, se dérouler en limitant le ΔT à 20 °c par contrôle du débit d'air. Ne pas dépasser 510 °c dans les lits catalytiques.

Quand la combustion est terminée, arrêter l'injection d'air et circuler pendant ½ heure, à 480 °c et 2 % O₂ dans le gaz de recyclage.

Si une inspection ou des travaux d'entretien doivent être faits, ou si le catalyseur doit être déchargé (pour tamisage par exemple), alors les températures entrée réacteurs seront descendues à 200 °c. les fours seront ensuite éteints, et les réacteurs refroidis par recirculation du gaz de recyclage jusqu'à ce que lits catalytiques soient à la température de refoulement des compresseurs. Durant cette opération, un appoint d'azote pourra être nécessaire pour maintenir la pression à un niveau compatible avec la bonne marche du compresseur. Ensuite l'unité sera décomprimée et balayée à l'azote pour éliminer les produits de combustion.

2.3. Phase d'oxychloration :

1. Si l'unité n'a pas été inspectée, les opérations son continuées après le troisième palier de combustion, sans refroidir le catalyseur.

2. Si l'unité a été inspectée et/ou le catalyseur rechargé, alors :

- L'unité sera purgée à l'azote après avoir fait un vide ;
- La pression sera montée avec de l'azote, à une valeur inférieure de 1 kg/cm² à celle de l'air de régénération ;
- Le compresseur de recyclage sera démarré à son débit maximum compatible avec les conditions opératoires ;
- Les fours seront allumés et les températures des lits catalytiques montées à 510 °c (50 °c/heure) ;
- On injectera alors assez d'air pour avoir une teneur en O₂ de 2% volume dans le gaz de recyclage.

Les conditions pour 1. ou 2. seront alors :

- Température lits catalytiques 510 °c ;
- % O₂ des gaz de recyclage 2 % volume vérifier pendant ½ heure qu'il n'y a pas de reprises de combustion.

Injection du tétrachlorure de carbone :

On injectera alors, à l'entrée de chaque réacteur, du CCl₄ proportionnellement à la charge de catalyseur dans chaque réacteur.

La quantité de CCl₄ à injecter sera ainsi déterminée :

- Si des échantillons de catalyseur ont été prélevés en fin phase de combustion, une analyse poids Cl/catalyseur sera effectuée et on injectera une quantité de CCl₄ telle que le rapport poids Cl/catalyseur après oxychloration soit 1,4 %.
- S'il n'y a pas eu d'échantillonnage de catalyseur, la quantité de CCl₄ sera telle que Cl/catalyseur = 0,8 % poids.

Le débit de la pompe sera tel que l'injection totale se fasse en deux heures, pendant la quelle la concentration en oxygène du gaz de recyclage sera maintenue à 2 % (par de petites injections d'air si nécessaire).

Dès que l'injection du tétrachlorure de carbone sera terminée, on montera la teneur en oxygène du gaz de recyclage à 8 % volume.

A ce moment, une nouvelle combustion pourra démarrer. On laissera évoluer en contrôlant toutefois que les températures ne montent pas à plus de 530 °c. S'il n'y a pas de combustion, ou quand la combustion est terminée, maintenir la circulation à 510 °c pendant 4 heures, en conservant une concentration de 8 % d'O₂ dans le gaz de recyclage (faire de petites injections d'air si nécessaire).

Quand l'oxychloration est terminée, le catalyseur est refroidi à 300°c (~ 50 °c/heure) et les fours éteints.

Les opérations suivantes seront ensuite effectuées :

- a) Arrêt du compresseur de recyclage, qui sera isolé par ses vannes de garde (surveiller à ce moment les températures de peau de tubes de four et éviter toute surchauffe).
- b) Purges à l'azote, de l'unité (et du compresseur) pour éliminer l'oxygène et les gaz de combustion (jusqu'à ce que $O_2 \leq 0,2$ % volume).
- c) montée en pression à 6 kg/cm² eff. de l'unité par introduction d'hydrogène.
- d) Décompression à la torche du mélange H₂-N₂ (pression résiduaire de 0,1 kg/cm² que celle de la torche).
- e) Deuxième compression à 7 kg/cm² eff. par introduction d'hydrogène et vérification que :
 $O_2 \leq 2,2$ %vol .
 $N_2 \leq 2$ % vol.

f) Démarrage du compresseur et allumage des fours.

NOTA : pendant la régénération, de l'eau très concentrée en chlorures c'est accumulée dans les points bas froids ; ceux-ci seront drainés et le ballon séparateur sera lavé à l'eau.

3. LE DESSICANT :

La régénération de l'alumine activée contenue dans le sécheur sera entreprise dès que la teneur en eau du gaz à la sortie du sécheur s'approchera de la teneur à l'entrée.

La procédure d'isolation sera la suivante :

- Ouvrir la vanne d'arrêt sur la ligne process à l'entrée des compresseurs.
- Fermer les vannes d'arrêts pour isoler le sécheur, sur la ligne d'entrée 8" et sur la ligne de sortie 8".
- Ouvrir les vannes d'arrêts sur le circuit régénération – ligne d'entrée au four 3" et ligne de sortie du ballon de garde 3".
- Fermer la vanne sur la ligne 3".

Tout le gaz allant au prétraitement passe par le sécheur. Mettre alors en service l'aéroréfrigérant EC 804 et préparer le four BA 804.

La régénération proprement dite se fera suivant la procédure recommandée par le fournisseur du dessinant.

Après la régénération et refroidissement le sécheur sera, soit remis dans le circuit de recyclage du reforming si la teneur eau est supérieure à 30 ppm, soit isolé en attente d'utilisation.

Théorie sur le transfert de chaleur

I.1. Introduction :

Le transfert de chaleur est l'un des modes les plus connus d'échange d'énergie. Il intervient naturellement entre deux systèmes qui existent entre eux une différence de température et cela se fait quelque soit le milieu, qui les sépare. De ce fait, les transferts thermiques ont aussi bien dans le domaine des sciences pures que dans celui des applications technologiques.

Il y a trois modes de transfert de chaleur :

La conduction :

S'il y a contact physique entre les molécules des corps contigus et immobiles on parle de conduction. Le transfert de chaleur correspond alors à la transmission d'une énergie cinétique due aux chocs élastiques des molécules fluides, aux oscillations longitudinales des molécules de solides non conducteurs d'électricité ou aux mouvements des électrons dans les autres cas. Les lois fondamentales du transfert de chaleur par conduction sont en complète analogie avec celles de la conduction électrique.

La convection :

On parle de transfert par convection, s'il s'agit de fluides en mouvement et que la transmission de chaleur accompagne le déplacement de filets d'un seul fluide ou s'opère par mélange des deux fluides. Ce mode de transfert est donc essentiellement régi par les lois des écoulements des fluides, ainsi que par celles de la conduction.

Le rayonnement :

Tout corps porté à une température supérieure au zéro absolu (0°K) rayonne, dans toutes les directions, une énergie sous forme d'ondes électromagnétiques. Inversement tout corps est susceptible d'absorber tout ou une partie d'une énergie électromagnétique analogue à celle qu'il serait susceptible d'émettre.

Cette forme de transfert de chaleur nécessite donc, entre les corps considérés, aucun support matériel et s'identifie parfaitement à la propagation de la lumière, c'est-à-dire à l'optique.

En réalité, tout échange thermique s'effectue simultanément sous les trois formes précédentes mais, généralement, l'une d'elle est prédominante et les autres peuvent être négligées. Cependant, lorsque les trois modes de transfert sont concurrents, il est nécessaire d'écrire que l'échange est la somme des trois effets.

PARTIE PRATIQUE

Problématique

Obtenir une essence de bonne qualité se base sur un bon reforming Catalytique.

Le reforming catalytique est une fonction directe de plusieurs paramètres Prépondérants citons, le catalyseur (comme exemple)

Dans la raffinerie (RHM2) destinée pour la production de l'essence ; kérosène, du gasoil et du naphta ; la section reforming catalytique connaît plusieurs Problèmes ; le plus important est la régénération du catalyseur qui se refait de 2 à 3 fois par /an au lieu d'une seule fois /an il y'a 10 ans

Durant notre stage on s'est penché sur la détection et la localisation du problème et ses conséquences économiques afin de trouver une solution adéquate.

Pour cela on a opté à :

I – Calculer les couts des produits de dosages, et les frais de maintenances

II- Vérifier :

- La durée du cycle du catalyseur.
- Le bilan de matière des différent gaz pour les ballons (801 et 802)
- Le rapport de craquage ainsi que le rapport (H₂/HC).

1-Le coût des produits chimiques :**1-1-le TCE :**

1litter de TCE \longrightarrow 135 DA

Le volume TOTAL injecté durant l'opération de la régénération

* Quantité injectée devant la phase de l'oxychlorure :

K801	K802	K803	K801
11,6 L	19,4 L	45 L	11,6 L

Tableau.1. Les quantités de TCE injectée dans chaque réacteur.

Le volume TOTAL durant cette phase est : 87,6 litre

*La quantique injecté durant la chloration final

Est 12,5 litres

*La quantique injecté durant la phase de combustion

-la période de cette phase :

4mas 16 h :45 \rightarrow 6h :00 7 mars 2009

Le temps TOTAL de cette période : 61h et 15 min.

On injecte 1 litre par une leur.

Le volume TOTAL : 61,25 1L : 61,25 litres

D'après ces phases la somme TOTAM de TCE :

$$87,6 + 61,25 + 12,5 = 161,35 \text{ litres}$$

Le coût de TCE :

$$161,35 \times 135 = 21782,25 \text{ litres}$$

1-2-DMDS :

1 litre de DMDS \rightarrow 505,20 DA

La quantité injectée durant l'opération de la registration dans chaque réacteur

K801	K802	K803
4 L	6 L	15 L

Tableau.2. Les quantités de DMDS injectées.

Le volume TOTAM de DMDS :

$$4 + 6 + 15 = 25 \text{ litres}$$

Le cout de DMDS :

$$25 \times 505,20 = 126330 \text{ DA}$$

1-3-l'azote : « N₂ » :

1 litres de N₂ \rightarrow 129 DA

La quantité utilisée durant la régénération est de 30m³

$$1\text{m}^3 \rightarrow 1000 \text{ litres}$$

$$30\text{m}^3 \rightarrow X_r$$

$$V_i = \frac{30 - 1000}{1} = 3\ 0000 \text{ litres}$$

Le out de l'azote :

$$3,10^4 \cdot 129 = 3870000 \text{ DA}$$

1-4-Le coût final des produits chimiques injectés

TCE + DMDS + N₂ =

$$21782,25 + 12630 + 3870000 = 3904412,25 \text{ DA}$$

2-Calcul de dosage des produits chimique :

2-1-Calcul de TCE :

On a les données suivantes :

- masse moléculaire : 131,5 mg/kmol
- le densité : $d_4^{20} = 1,466$
- le teneur de cl : $c = 81\% \text{ cl pds}$
- le taux de fixation : 55%

Remarque :

S'il y a pas d'échantillonnage de catalyseur ; la Quantité de TCE ou DCP sera telle que :

Chlore /catalyseur = 0,8% poids

On fait notre application numérique selon les donnes suivantes :

$$\frac{\text{poids de Cl injectée}}{\text{poids du catalyseur}} = 0,8\%$$

réacteur	K801	K803	K801
Le% du catalyseur	15	25	60

Tableau.3. LE% du catalyseur dans chaque réacteur

Dont :

- Poids du catalyseur 6860 kg ;
- Poids du « Cl » injectée : $6860 \cdot 0,008 = 54,88$ kg de « TCE »
- $\frac{54,88}{0,81} = 67,75$ kg de chlore
- $\frac{67,75}{0,55} = 123,18$ kg de chlore à fixé au K800
- $\frac{123,18}{1,466} = 84$ litres
- Quantité fixe au K 801
- $84 \cdot 0,15 = 12,6$ litres
- Quantité fixe au K 802
- $84 \cdot 0,25 = 21$ litres
- Quantité fixe au K 803
- $84 \cdot 0,60 = 50,4$ litres

*Débit de roulement GA 807 A/13 : 25 l/h

25 litres → 60 min

$$12,6 \leftarrow X_{\min}$$

$$X_1 = \frac{12,6 \cdot 60}{25} = 30,24$$

$$X_2 = \frac{21 \cdot 60}{25} = 50,4 \text{ min}$$

$$X_2 = \frac{50,4 \cdot 60}{25} = 120,96 \text{ min}$$

* On conclut ce résultat dans 3 lignes

- 12,6 litres en 30,24 min soit (3,5 cm en 5 min)

(21 cm au LG)

- 21 litres en 50,4 min soit (3,5 cm en 5 min)

(35 cm en LG)

- 50,4 litres en 120,96 min soit (3,5 cm en 5 min)

(74,7 cm en LG)

Donc la quantité de TCE injectée selon la formule :

K801	K802	K803
12,6 L	21L	50,4 L
+ 12,6 L		
TOTAL : 96,6 litres		

Tableau.4. La quantité de TCE injectée selon la formule

Déférence du 9 litres après le calcul

Le coût TOTAL de la maintenance :

Tableau.5. Le cout de matériel

	Tarif	Nbre	
NATURE DU MATERIEL	journalier	de jours	COUT TOTAL
		21	0
Grue 40 tonnes	6.407,05	21	134.548,05
Clarek	6.407,05	21	134.548,05
Véhicule léger	2.489,20	21	52.273,20
Véhicule lourd	2.610,19	21	54.814
Blasters	2.508,00	21	52.668
Compresseur d'Air	18.771,20	21	394.195
Poste soudure autonome	400,00	21	8.400
Total			831.446,49

PRESTATIONS EXTERNES

Tableau.6. Le cout de ENGTP

ENGTP	Nbre des personnes	Nbre HEURES	TARIFS UNITAIRES	COUT TOTAL
Conducteur de travaux	01	252	713	179676
Chef d'équipe	03	252	640	483840
Meilleurs	02	252	467	235368
Chauffeur camion PL	01	252	524	132048
Chauffeur toyota VL	01	252	577	145404
Chauffeur TC	01	252	640	161280
Electriciens industriel	01	252	632	159264
Chaudronniers	04	252	605	609840
Instrumentistes	00	0	631	00
Tuy-Instrumentistes	00	0	603	00

Monteurs	14	252	628	2215584
Calorifugeurs	03	252	628	474768
Operateurs machines outils (Tourneurs/Fraiseurs)	01	252	593	149436
TOTAL ENGTP				4946508DA

PRESTATIONS EXTERNES

Tableau.7. LE cout de ICM

ICM	Nbre des personnes	Nbre HEURES	TARIFS UNITAIRES	COUT TOTAL
Soudeurs chaudronniers avec outillage	02	252	350	176400
Soudeurs TIG à la demande		0	400	0
TOTAL ICM				176400DA

Le coût total de cette procédure est de : 9858766.74DA

Calcul de Bilan de matières :

On à les formules suivantes :[4]

Pour la charge :

$$G = F.R.C\sqrt{d_0}.1.08108 \quad T/h \dots\dots\dots(1)$$

Pour reformat :

$$G = F.R.C\sqrt{d_0}.0.8924 \quad T/h \dots\dots\dots(2)$$

Pour le GAZ sec:[4]

$$G = F.R.C\sqrt{d_0}.0.8924 \quad T/h \dots\dots\dots(3)$$

Pour le gaz sec :[4]

$$G = F.R.C\sqrt{\frac{P_0 \times M_0}{T_0}} \times 1,848.10^{-3} \quad T/h \dots\dots\dots(4)$$

Pour le gaz riche en H₂:

$$G = F.R.C\sqrt{\frac{P_0 \times M_0}{T_0}} \times 0,4491.10^{-3} \quad T/h \dots\dots\dots(5)$$

Les données de départ :

Tableau .8.Les débits volumiques indiqués par les F.R.C

Produit	F.R.C	G
Charge	801	12.5 m ³ /h
Reformat	812	10 m ³ /h
Gaz sec	815	481,25 N m ³ /h
Gaz riche en H ₂	807	951,66 N m ³ /h
Gaz de recyclage	805	21495,83 N m ³ /h

Et on à aussi les données suivantes d'après les analyses du laboratoire et le capteur de la pression et de la température.

Tableau.9.Les donnes des départs

Produit	d ₀	P (bar)	T (K)	M(g/mol)
Charge	801	-	487.75	-
Reformat	812	-	302.66	-
Gaz riche en H ₂	815	29.3	314.16	13.20
Gaz sec	807	16.83	325	38.37

Maintenant d'après ces données fait non Bilan de matières :

Calcul des débits massiques :

On à les formules suivantes :

Pour la charge :

$$G = F.R.C \sqrt{d_0} \cdot 1.08108 \quad T/h = 12,5 \sqrt{0,7332} \times 1.08108 \quad T/h$$

$$G = 10,8189 \quad T/h = 10818,98 \quad Kg/h$$

Pour le reformat

$$G = F.R.C \sqrt{d_0} \cdot 0.8924 \quad T/h = 12.5 \sqrt{0.7332} \times 0.8924 \quad T/h$$

$$G = 7.7397 \quad T/h = 7739.73 \quad kg/h$$

Pour le GAZ sec:

$$G = F.R.C \sqrt{d_0} \cdot 0.8924 \quad T/h \dots\dots\dots [4]$$

Pour le gaz sec :

$$G = F.R.C \sqrt{\frac{P_0 \times M_0}{T_0}} \times 1.848 \cdot 10^{-3} \quad T/h \dots\dots\dots [4]$$

$$G = 481.25 \sqrt{\frac{16.83 \times 38.37}{325}} \times 1.848 \cdot 10^{-3} \quad T/h$$

$$G = 1.2536 \quad T/h = 1253.62 \quad kg/h$$

Pour le gaz riche en H₂:

$$G = F.R.C \sqrt{\frac{P_0 \times M_0}{T_0}} \times 0.4491 \cdot 10^{-3} \quad T/h \dots\dots\dots [4]$$

$$G = 481.25 \sqrt{\frac{29.3 \times 13.20}{314.16}} \times 0.449 \cdot 10^{-3} \quad T/h$$

Tableau.10. Les débits massiques

	Produit	Débit kg/h	Mass %
Entrée	Charge (naphta)	10818,98	100%
	Total	10818,98	100
Sortie	Reformat	7739.73	71.53
	Gaz sec	1253,62	11,58
	Gaz riche en H ₂	447,2	4,13
	Pertes	1378,43	12.49
	Total	10818,98	100%

Calcul des rendements en produits légers :

Gaz du ballon FA801 (gaz riche en H₂)

D'après la chromatographie on fait ce Billon

Tableau.11. Bilan de matieresFA801

Constituant	Mi (g/mol)	X'i	MiX _i '	X _i = Mi.Xi'/M _m	Gi = Xi.G (Kg/h)
H ₂	2	0.5353	1.0706	0.0845	40.06
C ₁	16	0.2379	3.8064	0.30	142.26
C ₂	30	0.1741	5.223	0.41	194.422
C ₃	44	0.0365	1.606	0.12	56.904
IC ₄	58	0.0058	0.3364	0.02	9.484
NC ₄	58	0.0056	0.3248	0.02	9.484
IC ₅	72	0.0018	0.1296	0.006	2.8452
NC ₅	72	0.0012	0.0864	0.005	2.371

C_6	86	0.0009	0.0774	0.006	2.8452
Total	-	1	12.6604	1	474.20

Où :

X_i' : concentration molaire de constituants

X_i : sa concentration massique

M_i : masse molaire du constituant i

M_m : masse molaire moyenne

G_i : débit massique du constituant i

$X_i : X_i' \cdot M_i / M_m$ et $M_m : \sum X_i' \cdot M_i$

On calcule la masse molaire moyenne :

$$M_m : (2 \cdot 0,5353) + (16 \times 0,2379) + (30 \cdot 0,174) + (44 \cdot 0,0364) + (58 \cdot 0,0058) + (85 \cdot 0,0058) + (72 \cdot 0,0012) + (72 \cdot 0,0009) + (86 \cdot 0,0009)$$

$$M_m = 12,6604 \text{Kg} \backslash \text{KMole}$$

Gaz du BALLON FA 802 (Gaz sec):

Tableau.12. Bilan de matière FA802

Constituant	Mi (g/mol)	X _i %	M _i X _i '	X _i : M _i .X _i '/M _m	G _i = X _i .G (kg/h)
H ₂	2	0.0808	0.1616	0.0045	5.64
C ₁	16	0.0820	1.312	0.0372	46.63
C ₂	30	0.3103	9.309	0.26	352.94
C ₃	44	0.4392	19.3348	0.54	676.75
IC ₄	58	0.0790	4.582	0.1302	163.22
NC ₄	58	0.0082	0.5046	0.014	17.55
N ₂	28	-	-	-	-
Total		1	35.19	1	1253.62

Calcul de masse molaire moyenne :

$$M_m = \sum X_i' . M_i \quad \text{application numérique}$$

$$M_m = (2 . 0,0713) + (16 . 0,2418) + (30 . 0,4499) + (44 . 0,1784) + (58 . 0,0582) + (0,0004 . 28) = 28,7448 \text{Kg/Kmole}$$

2^{ème} étape : après la régénération :

On fait le même Calcul du Bilan mais avec les données du 1/05/2009.es débits volumiques indiqués par les F.R.C

Tableau.13. Les débits massiques après la régénération

produit	F.R.C	G
Charge	801	12,5 m ³ /h
Reformat	812	21,25 m ³ /h
Gaz sec	807	841,66 N m ³ /h
Gaz riche en H ₂	815	160 N m ³ /h
Gaz de recyclage	805	15675 N m ³ /h

Les analyses du laboratoire et les données des capteurs de pression et températures :

Tableau.14. Les données de départs après la régénération

Produit	d ₀	P ₀ (bar)	T (K°)	M ₀ (Kg/Kmol)
Charge	0,7360	-	493	-
Reformat	0,7476	-	363	-
Gaz riche en H ₂	-	25,96	331	5,41
Gaz sec		15	323	42,017

Calcul des débits massiques :

Pour la charge :

$$G = F.R.C \sqrt{d_0} \cdot 1.08108 \quad T/h \dots\dots\dots [4]$$

$$G = 12,5 \sqrt{0,7332} \times 1.08108 \quad T/h$$

$$G = 10.83 T/h = 10839.62 \text{ Kg/h}$$

Pour reformat :

$$G = F.R.C \sqrt{d_0} \cdot 0.8924 \quad T/h \dots\dots\dots [4]$$

$$G = 12.5 \sqrt{0.7332} \times 0.8924 \quad T/h$$

$$G = 9.4521 T/h = 9452.14 \text{ Kg/h}$$

Pour le gaz sec :

$$G = F.R.C \sqrt{\frac{P_0 \times M_0}{T_0}} \times 1.848 \cdot 10^{-3} \quad T/h \dots\dots\dots [4]$$

$$G = 160 \sqrt{\frac{15 \times 42.017}{325}} \times 1.848 \cdot 10^{-3} \quad T/h$$

$$G = 0.2639 T/h = 263.98 \text{ Kg/h}$$

Pour le gaz riche en H₂:

$$G = F.R.C \sqrt{\frac{P_0 \times M_0}{T_0}} \times 0.4491 \cdot 10^{-3} \quad T/h \dots\dots\dots [4]$$

$$G = 481.25 \sqrt{\frac{25.96 \times 5.41}{331}} \times 0.4491 \cdot 10^{-3} \quad T/h$$

$$G = 0.2462 T/h = 246.21 \text{ Kg/h}$$

Tableau.15. Les débits après la régénération

	Produit	Débit kg/h	Mass %
Entrée	Charge (naphta)	10839.62	100%
	Total	10839.62	100
Sortie	Reformat	9452.14	87.19
	Gaz sec	263.98	2.43
	Gaz riche en H ₂	246.21	2.27
	Pertes	877.29	8.09
	Total	10839.62	100%

Calcule des rendements en produits légers :

Ballon FA 801 (gaz riche en H₂)

On prend les analyse du chromatographie après la régénération du date 01/05/2009.

Tableau.17. Bilan de matière FA 801 après la régénération

Constituant	Mi	X'i%	MiXX _i '	Xi =Mi.Xi'/Mn	Gi = Xi.G
H ₂	2	0.8787	1.7574	0.3217	79.2057
C ₁	16	0.0559	0.952	0.1742	42.8897
C ₂	30	0.0342	1.026	0.1878	46.2382
C ₃	44	0.0202	0.8888	0.1627	40.0583
IC ₄	58	0.0064	0.3712	0.0679	16.7176
NC ₄	58	0.0057	0.3306	0.0605	14.8957
	72	0.0011	0.0792	0.0144	3.5454
NC ₅	72	0.0008	0.0576	0.005	2.5852

C_6^+	86	-	-	-	-
Total	-	1	5.4628	1	246.21

Avec $M_m = \sum X_i' \cdot M_i$

Gaz du BALLON FA 802 (Gaz sec)

Tableau.18. Bilan de matière FA802 après la régénération

Constituant	M_i	$X_i\%$	$M_i X_i'$	$X_i = \frac{M_i \cdot X_i'}{M_n}$	$G_i : X_i \cdot G$
H_2	2	0.0713	0.1426	0.0049	1.2935
C_1	16	0.2418	3.8688	0.13445	35.5053
C_2	30	0.1784	13.497	0.4695	123.9386
C_3	44	0.0582	7.8496	0.2730	72.0668
IC_4	58	0.0004	3.3756	0.1174	30.9912
NC_4	58	-	-	-	-
N_2	28	0.0004	0.0112	0.0003	0.0003
Total	-	1	28.7448	1	263.68

Autres facteurs pour calcul :

1-Calcul de la vitesse spatiale (PPH) :

Le vitesse spatial massique (PPH) est le rapport horaire de la masse de la charge sur la masse catalyseur ce tableau nous donnée la répartition de la charge catalytique dans les 3 réacteurs.

Tableau.19. poids du catalyseur dans chaque réacteur

Réacteur	K801	K802	K803
Charge	1050	1750	4060
Total	6860 kg		

débit la charge :

$$G = 13,5 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 0,7476$$

$$G = 10,0926 \text{ T/h}$$

$$G = 10092,6 \text{ Kg/h}$$

$$PPH = \frac{G \text{ charge}}{G \text{ catalyseur}} = \frac{\text{Débit massique de la charge (Kg/h)}}{\text{poids du catalyseur (Kg)}} \dots\dots\dots [4]$$

Pour réacteur k 801

$$PPH = \frac{10092,6}{1050} = 9,61 \text{ h}^{-1}$$

Pour réacteur k 802

$$PPH = \frac{10092,6}{1750} = 5,76 \text{ h}^{-1}$$

Pour réacteur k 803

$$PPH = \frac{10092,6}{4060} = 2,48 \text{ h}^{-1}$$

2-Calcul du rapport du Craquage :

$$RC = \frac{C_1 + C_2}{\sum_{i=1}^6 C_i}$$

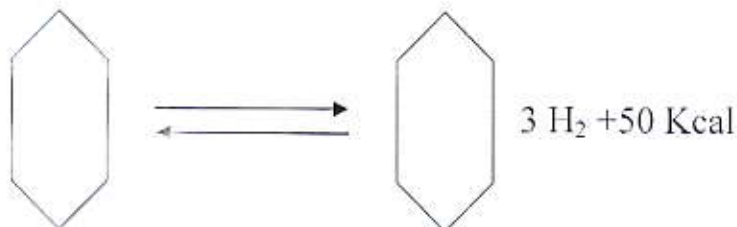
$$RC = \frac{5,59 + 3,42}{5,29 + 3,42 + 2,02 + 0,64 + 0,57 + 0,11 + 0,08}$$

$$RC = 0,72$$

$$RC = \frac{5,59 + 3,42}{5,29 + 3,42 + 2,02 + 0,64 + 0,57 + 0,11 + 0,08}$$

3-calcul du rapport H₂/Hc**But du rapport H₂/Hc**

C'est le rapport molaire débit d'hydrogène apporté par le GAZ de recyclage et du débit d'hydrocarbures amenés par la charge de reforming la réaction principal du reforming qui augmente intensément le nombre d'octane du reformat est la déshydrogénation des naphthalines et aromatique.



Est une réaction exothermique elle est favorisée à haute température

Le désigne fixe le rapport H₂/Hc molaire supérieur ou égale à 5

- H_2/H_c est une variable opératoire très importante son but est protéger le catalyseur et à augmente sa durée effet de hydrocarakage des molécules paraffinages

L'application numérique de ce rapport :

Débit de la charge : $13,5 \text{ m}^3/\text{h}$

Densité : $0,7476 \Rightarrow G = 10,0962 \text{ T/h}$

PM de la charge : 110 kg/kmol

$$\Rightarrow \frac{10,0926}{110} \times 1000 = 91,7509 \text{ k mol/h}$$

$$V_c = V_{luée} \cdot 10,2 \sqrt{\frac{P_{abs}}{T_o P M_o}} \dots\dots\dots [4]$$

$$V_c = 15675 \cdot 10,2 \sqrt{\frac{P_{abs}}{T_o P M_o}} = 19250403 \text{ m}^3$$

$$H_2 = 87,57\% \Rightarrow$$

$$19250,7403 \cdot 0,8757 = 16857,8733 \text{ m}^3$$

$$\text{PM gaz} = 23,6 \Rightarrow \frac{714,3166}{91,7509} = 714,3160 \text{ k mol } H_2$$

$$H_2/H_c = \frac{714,3166}{91,7509} = 7,78 > 5$$

Où:

V_c : le volume corrigé

V_{lu} : le volume de lecture

PM : poids moléculaire

Calcul de l'aéro-réfrigérant EC 804**Tableau N 20 : Données de départ du reformat**

Température d'entrée	96°C
Température de sortie	89.5°C
La masse moléculaire	57.041 kg/kmol
La masse volumique ρ_{15}^{20}	0.5586

Tableau N°21: Données de départ de l'air

Température d'entrée	30°C
Température de sortie	46°C
La masse volumique de l'air à $t = 0^\circ$	1.293 Kg/m ³

Tableau N 22 : Dimensionnement du E.C804

Diamètre intérieur des tubes	0.01932m
Diamètre extérieur des tubes	0.0254m
Pas des tubes	0.0254m
Hauteur des ailettes	0.0159 m
Pas des ailettes	0.0023 m
Epaisseur du sommet de l'ailette	0.000406 m
Epaisseur de la base de l'ailette	0.00011m
Diamètre extérieur des ailettes	0.0572 m
Nombre de tube dans chaque cellule	101 tubes
Longueur des tubes	9.144 m
Pas transversal des tubes	0.064 m

2- La charge thermique de l'aéro-réfrigérant :

$$Q_c = 2943256,308 \text{ Kcal/h.}$$

3- Le débit massique et volumique de l'air :.....[9]

$$Q_{\text{air}} = Q_c \cdot \eta = G_{\text{air}}(C_{p1}t_1 - p_2t_2) \dots \dots \dots (1)$$

Avec :

η : Rendement de l'aéro-réfrigérant ($\eta=0,95$)

G_{air} : Débit massique de l'air ;

C_{p1}, C_{p2} : Chaleur spécifique de l'air à l'entrée et à la sortie de l'aéro-réfrigérant.

$$C_{p1} = C_{p2} = C_{pm} = 0.24 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C.}$$

D'après l'équation (1) :

$$G_{\text{air}} = \frac{Q_c}{C_{pm}(t_2 - t_1)} \eta \dots \dots \dots (2)$$

$$G_{\text{air}} = \frac{2943256,308}{0,24(46 - 30)} \cdot 0,95$$

$$G_{\text{air}} = 728149,3458 \text{ Kg/h.}$$

Débit volumique de l'air :

$$V_{\text{air}} = \frac{G_{\text{air}}}{3600 \cdot \rho^0} \dots \dots \dots (3)$$

ρ^0 : Masse volumique de l'air à l'entrée de l'aéro-réfrigérant.

$$\rho^0 = \rho^0 \frac{t_0}{t_1} = 1,293 \frac{273}{273 + 30} \dots \dots \dots (4)$$

$$\rho^0 = 1,1649 \text{ Kg/m}^3$$

Alors :

$$V_{air} = \frac{728149,3458}{3600 \cdot 1,1649} \quad \text{Donc: } \boxed{V_{air} = 173,6318}$$

4- Coefficient de transfert thermique coté tube α_1 :.....[9]

Dans le cas d'une condensation totale des vapeurs de tête le coefficient de transfert de chaleur est donné par l'équation suivante :

$$\alpha_1 = C \zeta_n \zeta_g \sqrt{\frac{3600 \cdot \tau \cdot \rho_L^2 \lambda_L^3 \cdot g}{\mu_L \varphi (T - \theta_1)}} \dots\dots\dots (5)$$

Les paramètres figurant dans cette équation seront déterminés à la température moyenne du film (ce film se forme au fur et à mesure que les vapeurs se condensent sur la partie interne des tubes).

- τ : chaleur latente de condensation, Kcal/Kg.
- ρ_L : masse volumique du liquide, Kg/m³.
- λ_L : conductivité thermique du condensât, Kcal/m.°C.h ;
- μ_L : viscosité dynamique du condensât, Kg/m.s ;
- T : température de condensation, °C ;
- θ_1 : température de la paroi du coté condensât, °C ;
- φ : dimension linéaire déterminante, m ;
- ζ : coefficient qui dépend du nombre de rangés des tubes ;
- C : coefficient dépendant de la distribution des tubes.

Pour les tubes horizontaux :

$$C = 0,72, \quad \varphi = d$$

$$\zeta_n = 0,85, \quad \zeta_g = 1$$

$$T = 89,5^\circ\text{C}.$$

$$\theta_1 = 84,5^\circ\text{C} \text{ (Valeur admise, } \theta_1 = T - 5^\circ\text{C)}.$$

La température moyenne du film sera :

$$t_{mf} = \frac{89,5 + 84,5}{2} = 87^{\circ}\text{C} \dots\dots\dots(6)$$

Déterminons les différents paramètres à cette température :

a) chaleur latente de condensation :

$$\tau = \Delta H = H_D -$$

$$h_D \dots\dots\dots(7)$$

$$\tau = 108,498 - 33,384$$

$$\tau = 75,114 \text{ Kcal/Kg}$$

b) masse volumique :

$$\rho_4^{40} = \rho_4^{20} - \alpha(t_{mf} - 20) \dots\dots\dots(8)$$

$$\rho_4^{40} = 0,5586 - 0,0011(87 - 20) = 0,4849$$

$$\rho_4^{40} = 484,9 \text{ Kg/m}^3$$

c) La conductivité thermique λ_t :

$$\lambda_t = \frac{0,1346}{\rho_{15}^{15}} (1 - 0,00047 t_{mf}) \dots\dots\dots(9)$$

$$\rho_{15}^{15} = \rho_2^{20} + 5\alpha \dots\dots\dots(10)$$

$$\rho_{15}^{15} = 0,5586 + 5 \cdot 0,0011 = 0,5641$$

$$\lambda_t = \frac{0,1346}{0,5641} (1 - 0,00047 \cdot 87) = 0,228 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda_t = 0,2 \text{ Kcal/m.h.}^{\circ}\text{C}$$

d) La viscosité dynamique, μ_L :

D'après le disaigne, en fonction de la masse moléculaire moyenne

$$M = 57,041 \text{ Kg/Kmol.}$$

$$v = 0,21 \text{ Cst} = 0,21 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\mu_L = v \rho^{1/2} = 0,21 \cdot 10^{-6} \cdot 484,9$$

$$\mu_L = 1,018 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/m.s}$$

Le coefficient de transfert de chaleur coté tube sera :

$$\alpha_1 = 0,72 \cdot 0,85 \cdot 1,4 \sqrt{\frac{3600 \cdot 75,112 \cdot (484,9)^2 \cdot (0,2)^2 \cdot 10}{(1,018 \cdot 10^{-4}) \cdot 0,0254 \cdot (89,5 - 84,5)}}$$

$$\alpha_1 = 2725,6186$$

$$\text{Kcal/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{h}$$

XI-5-Coefficient de transfert de chaleur ; α_K :.....[9]

Le coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement transversal de l'air à travers un faisceau de tubes à ailettes est déterminé par la formule suivante :

$$\alpha_K = 0,364 \lambda \left[\frac{\rho_a \cdot W_1}{\mu} \right]^{0,68} P_r^{0,33} d_1^{-0,77} \delta_n^{0,3} d_2^{0,15} \dots \dots \dots (11)$$

Les paramètres de l'air sont déterminés à la température moyenne :

$$t = \frac{30 + 46}{2} = 38^\circ\text{C}$$

$$\rho_a^{38} = 1,293 \frac{273}{273 + 38} = 1,135 \text{ Kg/m}^3$$

D'après le disaigine

$$\lambda = 0,0281 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\mu = 19 \cdot 10^{-6} \text{ pa.s}$$

$$C_p = 0,24 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 1005 \text{ j/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\delta_n = \frac{\delta_1 + \delta_2}{2} \dots \dots \dots (12)$$

$$\delta_n = \frac{0,000406 + 0,00011}{2} = 0,00026 \text{ m}$$

δ_n : épaisseur moyenne de l'ailette m;

δ_1 : épaisseur de bas de l'ailette m;

δ_2 : épaisseur du sommet de l'ailette m.

$$P_r = \frac{\mu \cdot C_p}{\lambda} \dots \dots \dots (13)$$

$$P_r = \frac{19 \cdot 10^{-6} \cdot 1005}{0,0281} = 0,68$$

$$P_r = 0,68$$

w_1 : vitesse de l'air à l'entrée du faisceau dans la section des tubes à ailettes.

$$w_1 = w_0 \frac{\sigma}{\sigma - 1 - 2 \cdot \frac{h_n}{d_1} \cdot \frac{\delta_n}{d_1} \cdot \frac{d_2}{\delta_n}} \dots \dots \dots (14)$$

d_1 : diamètre extérieur du tube ; 0,0254 m.

d_2 : diamètre extérieur de l'ailette ; 0,0572 m.

$$\sigma = \frac{S_p}{d_1} \quad (S_p : \text{pas transversal des tubes ; } 0,064 \text{ m}) \dots \dots \dots (15)$$

$$\sigma = \frac{0,064}{0,0254} = 2,52$$

$h_n = 0,0159$ m : hauteur de l'ailette.

$S_n = 0,0023$ m : pas des ailettes.

$$w_0 = \frac{v_{eff}}{L \cdot B} = \frac{v_{eff}}{F_i} \dots \dots \dots (16)$$

Avec :

v_{eff} : débit effectif de l'air m^3/s , ce débit est tiré du catalogue du ventilateur ;

$$v_{eff} = 303,97 \text{ m}^3/s$$

F_i : la surface du front que traverse l'air :

$$F_i : L \cdot B = 9,144 \cdot (2,13 \cdot 4) = 77,9 \text{ m}^2$$

$$\text{Alors : } w_0 = 303,97 / 77,9$$

$$w_0 = 3.9 \text{ m/s}$$

$$\text{Donc : } w_1 = 3.9 \frac{2.52}{2.52 - 1 - 2 \frac{0.0159}{0.0254} \frac{0.00026}{0.02540} \frac{0.01932}{0.0023}}$$

$$w_1 = 6.94 \text{ m/s}$$

Le coefficient de transfert α_k sera :

$$\alpha_k = 0.364 \cdot 0.0281 \left[\frac{1.135 \cdot 6.94}{19 \cdot 10^{-6}} \right]^{0.68} \cdot (0.68)^{0.33} \cdot (0.0254)^{-0.77} \cdot (0.00026)^{0.3} \cdot (0.0572)^{0.5}$$

$$\alpha_k = 20.228 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_k = 17.393 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

6- Coefficient de transfert de chaleur α_r du coté air :.....[9]

Pour calculer ce coefficient, nous considérons que les ailettes sont disposées en disquettes, pour cela :

$$\alpha_r = \left[1 + \frac{F_N}{F_t} \cdot (E \cdot \zeta \Delta - 1) \right] \cdot \frac{\varphi \cdot \alpha_k}{1 + \beta_d \cdot \varphi \cdot \alpha_k} \dots \dots \dots (17)$$

Avec :

F_t : surface extérieure totale d'un tube d'1m de longueur (m^2/m).

F_N : surface occupée par les ailettes d'un tube d'1m de longueur (m^2/m).

E : coefficient tenant compte de la forme de l'ailette.

φ : coefficient déterminé expérimentalement qui tient compte de l'inégalité de transfert.

$\beta_d = \delta/\lambda$: résistance thermique de l'encrassement externe de la surface des tubes. ($\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$).

$$F_N = \pi \cdot \alpha \left(2 \cdot \frac{d_2^2 - d_1^2}{4} + d_2 \cdot S_N \right) \dots \dots \dots (18)$$

Avec :

α : Nombre d'ailettes par mètre de tube, $\alpha = 415$.

$$F_N = 3,14.415 \left(2 \cdot \frac{0,0572^2 - 0,0254^2}{4} + 0,0572 \cdot 0,00026 \right)$$

$$F_N = 1,73 \text{ m}^2$$

Déterminons la surface des parties lisses entre les ailettes d'un mètre de tube :

$$F' = \pi \cdot d_1 (1 - \alpha \cdot \delta_1) \dots \dots \dots (19)$$

$$F' = 3,14 \cdot 0,0254 (1 - 415 \cdot 0,000406) = 0,066 \text{ m}^2$$

La surface externe totale d'un mètre de tube nervuré est :

$$F_t = F_N + F' = 1,73 + 0,066$$

$$F_t = 1,796 \text{ m}^2$$

Calculons l'encrassement des tubes nervurés :

$$r = (d_2 - d_1) \sqrt{\frac{\alpha_k \cdot \varphi}{\lambda_a (\delta_1 + \delta_2) (1 + \beta_d \cdot \varphi \cdot \alpha_k)}} \dots \dots \dots (20)$$

$\lambda_a = 201,2 \text{ W/m}^\circ\text{C}$; (conductivité thermique de l'ailette)

$$\beta_d [0,0017 \div 0,00086]$$

$$\beta_d = 0,0007 \text{ m}^\circ\text{C/W}$$

$$r = (0,0572 - 0,0254) \sqrt{\frac{20,228 \cdot 0,85}{201,2 (0,000406 + 0,00011) (1 + 0,0007 \cdot 20,228 \cdot 0,85)}}$$

$$r = 0,65$$

D'après le disaigne

$$E = 0,83 ; \zeta \Delta = 1,03$$

$$\frac{\sqrt{\delta_1}}{\sqrt{\delta_2}} = \sqrt{\frac{0,11}{0,406}} = 0,52 \dots \dots \dots (21)$$

La valeur du coefficient réduit de transfert sera :

$$\alpha_e = \left[1 + \frac{1,73}{1,796} (0,83 \cdot 1,03 - 1) \right] \cdot \frac{0,85 \cdot 20,228}{1 + 0,0007 \cdot 0,85 \cdot 20,228}$$

$$\alpha_e = 14,6147 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

7- Calcul de coefficient global de transfert de chaleur :.....[9]

Faisant le calcul sur une surface de tube lisse :

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p + \frac{F_r}{F_i} \left(\frac{1}{\alpha_e}\right) + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_e} \dots\dots\dots(22)$$

Avec :

α_i : Coefficient de transfert de chaleur coté tube ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_p$: Résistance thermique de la paroi ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i$: Résistance thermique de la couche d'encrassement ;

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_e$: Résistance thermique de la couche externe.

$F_r = 3,14 \cdot 0,0254 = 0,08 \text{ m}^3$ (surface d'un mètre de tube lisse).

$F_i = 1,796 \text{ m}^2$

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i = 0,000565 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$

$\left(\frac{\delta}{h}\right)_p = e/\lambda$; $e = 0,0032$ (épaisseur de la paroi) ;

$\lambda = 91,9 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$ (conductivité thermique de la paroi).

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_e = 0,0007 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$ (valeur admise).

Le coefficient de TDC global sera :

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{3161,7175} + (0,000565) + (0,00034) + (0,0007) + \frac{0,08}{1,796} \cdot \left(\frac{1}{14,6147} \right)}$$

$$K_0 = 200,9671 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$K_0 = 173,7475$$

8- La différence de température moyenne ΔTLM :.....[9]

La température moyenne est déterminée par la formule suivante :

$$\Delta TLM = \frac{T_{\max} - T_{\min}}{2,3 \log \frac{T_{\max}}{T_{\min}}} \dots\dots\dots(23)$$

Avec :

$$T_{\max} = \theta + 0,5\Delta T \dots\dots\dots(24)$$

$$T_{\min} = \theta - 0,5\Delta T \dots\dots\dots(25)$$

θ : différence arithmétique des courants chaud et froid.

$$\theta = \frac{T_1 + T_2}{2} - \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots(26)$$

$$\theta = \frac{96 + 89,5}{2} - \frac{30 + 46}{2} = 54,75 \text{°C}$$

$$\Delta T = \sqrt{(\Delta T_0 + \Delta t)^2 - 4 \cdot \rho \cdot \Delta T_0 \cdot \Delta t} \dots\dots\dots(27)$$

$$\Delta T = \sqrt{(16 + 6,5)^2 - 4 \cdot 0,98 \cdot 16 \cdot 6,5}$$

$$\Delta T = 9,92 \text{°C}$$

Où :

ΔT : différence caractéristique de température.

ΔT_0 ; Δt : sont respectivement, la différence de température du courant chaud et froid.

ρ : indice de contre courant ($\rho = 0,98$).

$$T_{max} = 54,75 + 0,5 \cdot 9,92 = 59,71^\circ\text{C}$$

$$T_{min} = 54,75 - 0,5 \cdot 9,92 = 49,79^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM_{moy} = \frac{9,92}{2,3 \log \frac{59,71}{49,79}}$$

$$\Delta TLM_{moy} = 54,661^\circ\text{C}$$

9- Calcul de la surface d'échange de l'appareil :[9]

$$F = \frac{Q}{K_0 \cdot \Delta TLM_{moy}} \dots\dots\dots(28)$$

$$F = \frac{2943256,308}{173,2475 \cdot 54,661} = 310,8$$

$$F = 310,8$$

Calculons le nombre de tubes : $N_t = \frac{F}{F'} = \frac{310,8}{3,14 \cdot 9,144 \cdot 0,0254} = 426,168$ tubes

Le nombre de tubes existant est de 404 tubes repartis en 4 cellules (soit 101 tubes par cellules).

Calculant le nombre de cellule:

$$N_{cellules} = 426,168 / 101 = 4,22 \approx 5 \text{ cellules.}$$

10- Calcul de la résistance aérodynamique du faisceau :[9]

Elle est déterminée par la formule suivante :

$$\Delta P = 9,5 \frac{\rho_L}{g} w_1^3 \eta_r \left(\frac{S_N}{d_2} \right)^{-0,72} \cdot Re^{-0,24} (Pa) \dots \dots \dots (29)$$

Avec :

$w_1 = 6,94$ m/s : vitesse de l'air à l'entrée du faisceau.

$\eta_r = 3$: nombre de rangées de tubes.

$\rho_L = 1,164$ Kg/m³ : masse volumique de l'air à l'entée.

S_N : pas des tubes.

d_2 : diamètre extérieur des tubes.

Calculons le nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{w_1 \cdot d_2}{\nu_{\text{air}}} \dots \dots \dots (30)$$

$$Re = \frac{6,94 \cdot 0,0254}{16,48 \cdot 10^{-6}} = 10696,36$$

$$\text{Donc } \Delta P = 9,7 \cdot \frac{1,164}{10} \cdot (6,94)^3 \cdot 3 \cdot \left(\frac{0,0023}{0,0254} \right)^{-0,72} \cdot (10696,36)^{-0,24}$$

$$\Delta P = 99,2166$$

11- Puissance du moteur électrique :.....

La puissance électrique de moteur est liée à la ΔP par la formule :

$$C_0 = 0,00981 \cdot \frac{V_a}{g} \cdot \frac{\Delta P}{\eta} \text{ (KW)} \dots \dots \dots (31)$$

Avec :

$\eta = 0,62$; rendement du ventilateur.

$$C_0 = 0,00981 \cdot \frac{173,6318}{10} \cdot \frac{99,2166}{0,62}$$

$$C_0 = 43,9642 \text{ KW}$$

La puissance effective est :

$$C_{\eta}^{\prime} = 1,1 C_{\eta}$$

$$C_{\eta}^{\prime} = 48,3606 \text{ KW.}$$

Pour une cellule en place un aéro-réfrigérant, alors pour le calcul à 5 cellule il nous faut 5 aéro-réfrigérants

La puissance que doit développer chaque moteur sera : $C_{\eta}^{\prime} = 48,3606/5 = 9.6721$ KW

$$C_{\eta} = 13,1641 \text{ Ch}$$

La puissance de moteur prise de catalogue est de 20 Ch.

Le coefficient d'utilisation de cette puissance sera :

$$\varphi = 13,1641/20 = 0,6582.$$

Conclusion :

Les calculs effectués sur l'aéro-réfrigérant EC 804 Ar montre que le nombre de cellule existant ne peut pas assurer le refroidissement car le nombre de tube calculé est supérieur a celui existant de 22 tubes donc il faut ajouter une cellule supplémentaire de même démentions.

Discussion et interprétation de résultats :

I- Etude économique

A- Calcul économique des produits de dosage :

1- TCE :

D'après le calcul on a remarqué un écart de 9 litres de différence entre le volume injecté et le volume calculé (le volume qui doit être injecté).

A raison de 135 DA/litre le cout totale du TCE durant la régénération est de 21782.25 DA.

2- DMDS:

A raison de 505.2 DA/litre le cout total du DMDS durant la régénération est de 12630 DA.

3- L'azote (N₂) :

1 Litre d'azote coute 129 DA, d'où le cout total du (N₂) est de 3870000 DA.

On déduit que le cout final des produits chimiques injectés est de 3904412.25 DA.

B- Calcul des frais de maintenance :

Les frais de maintenance assurée par l'ENSP et la GTP sont :

- Frais de matériel :
- Frais de la main d'œuvre du personnel :

Enfin on peut remarquer aisément que le cout total de la procédure de la régénération est de :

Donc d'après cette étude économique on peut dire que la régénération est une opération très couteuse.

II- Bilan de matière

1-Le ballon FA801:

D'après les analyses chromatographiques effectuées sur le gaz de recyclage, On remarque que le gaz devient très riche en (H₂) avec une augmentation de 64.15% en mol , ce qui indique que notre régénération est parfaite.

2-Le ballon FA802:

Aussi d'après les analyses de chromatographie on remarque que le gaz sec (fuel gaz) devient très riche en C_2 , C_3 , GPL.

3-Le rapport (H_2/HC) :

D'après le calcul on a trouvé que le rapport (H_2/HC) est égal à 7.78 valeur parfaite car ce rapport doit être supérieur à 5 .

4- Le rapport de craquage :

Le rapport de craquage pour cette opération est égal à 0.72 ce qui nous laisse dire qu'on est loin du phénomène de formation de coke .

**CONCLUSION ET
RECOMMANDATION**

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Dans la raffinerie (RHM) destinée pour la production du carburant, la section reforming catalytique connaît un problème de régénération du catalyseur.

Durant notre présence dans la raffinerie on s'est penché à localiser le problème pour trouver une solution adéquate.

Notre travail consiste à faire une étude économique de la régénération suivie d'une étude technique.

Les résultats trouvés montrent que l'opération de la régénération est très coûteuse.

La durée ce cycle du catalyseur, les bilans de matières effectués et les rapports des gaz de craquage révèlent le vieillissement du catalyseur utilisé.

On recommande alors les points suivants :

- Minimiser le cout de l'opération par une bonne planification et Préparation (matériels, produits...etc.).
- Respecter les conditions opératoires selon les normes (IFP) .
- Le calcul de l'aéroréfrigérant EC804 montre qu'il faut ajouter une cellule supplémentaire de mêmes dimensions pour assurer le refroidissement du Naphta.
- Prévoir un changement de catalyseur monométallique (RG451) par un autre catalyseur bimétallique (RG681) à base de (Rh-Pt).
-

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- 1- Mant el de production RHM2/HMD ;**1979**
- 2- P.Wuithier ; Raffinage et génie chimique ; Tome I , Edition technic;1972
- 3 - J.P. Wauquier ; le raffinage, Procédés de séparation ; Tome 2 ; Edition technic ; Paris 1999.
- 4 - Manuel Général de CIS (centre industriel sud).
- 5 - Techniques de l'ingénieur.
- 6 - A. Rojey ; le gaz naturel, production- traitement – transport ; Edition technic ; Paris ; 1994
- 7 - Manuel Général de la régénération de l'IFP- 1979
- 8 – Daha.Hayat ; étude de la possibilité d'augmentation de la production du gasoil dans la raffinerie RHM2/HMD; PFE; 2008 ; UKMO
- 9 – JFB-CK; Hydrocarbon engineering; IFP; division engineering –ventes;1971
- 10- M.Khanfar ; Etude de la production des essences sans plomb à HMD;2007

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Hydrogen	0.875788	0.875788
	Methane	0.055906	0.055906
Properties	Ethane	0.034203	0.034203
	Propane	0.020202	0.020202
Composition	i-Butane	0.006401	0.006401
	n-Butane	0.005701	0.005701
K Value	i-Pentane	0.001000	0.001000
User Variables	n-Pentane	0.000800	0.000800
	n-Hexane	0.000000	0.000000

La composition vers U-800

Worksheet	Stream Name		Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
	Temperature [C]	265.1	265.1
Properties	Pressure [kPa]	1.126e+004	1.126e+004
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	1757	1757
	Mass Flow [kg/h]	9513	9513
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	60.36	60.36
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2926	-2926
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	114.9	114.9
Notes	Heat Flow [kJ/h]	-5.140e+006	-5.140e+006
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	<empty>
	Fluid Package	Exam 1	

Les conditions initiales

Les propriétés d'alimentation de compresseur GB-801

Worksheet	Stream Name	T	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	5.415	5.415
	Molar Density [kgmole/m ³]	0.7651	0.7651
Properties	Mass Density [kg/m ³]	4.143	4.143
	Act. Volume Flow [m ³ /h]	2470	2470
Composition	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-1956	-1956
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	20.52	20.52
User Variables	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	32.16	32.16
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	5.939	5.939
Notes	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	3.850e+005	3.850e+005
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	7.109e+004	7.109e+004
Cost Parameters	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000
	Partial Pressure of CO ₂ [kPa]	0.0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0.0000	0.0000
	Act. Gas Flow [ACT_m ³ /h]	<empty>	2470
	Avg. Liq. Density [kgmole/m ³]	29.11	29.11
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	32.16	32.16
	Std. Gas Flow [STD_m ³ /h]	4.469e+004	4.469e+004
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m ³]	157.6	157.6
	Act. Liq. Flow [m ³ /s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	1.004	1.004
	Watson K	26.54	26.54
	User Property	<empty>	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1.349	1.349
	Cp/Cv	1.363	1.363
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	8470	8470
Kinematic Viscosity [cSt]	2.409	2.409	

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
	Hydrogen	0.875788	0.875788
Conditions	Methane	0.055906	0.055906
	Ethane	0.034203	0.034203
Properties	Propane	0.020202	0.020202
	i-Butane	0.006401	0.006401
Composition	n-Butane	0.005701	0.005701
	i-Pentane	0.001000	0.001000
K Value	n-Pentane	0.000800	0.000800
	n-Hexane	0.000000	0.000000
User Variables			
..			

Composition d'alimentation de compresseur GB-801

Worksheet	Stream Name	1	Vapour Phase
	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Conditions	Temperature [C]	40.00	40.00
	Pressure [kPa]	2000	2000
Properties	Molar Flow [kgmole/h]	1890	1890
	Mass Flow [kg/h]	1.024e+004	1.024e+004
Composition	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	64.94	64.94
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.059e+004	-1.059e+004
K Value	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	111.1	111.1
User Variables	Heat Flow [kJ/h]	-2.002e+007	-2.002e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	<empty>
Notes	Fluid Package	Basis-1	
Cost Parameters			

Les conditions initiales d'alimentation de compresseur GB-8001

ملخص :

أن الدراسة الاقتصادية -التقنية لإعادة تنشيط الوسيط أحادي المعدن المستعمل في وحدة إعادة التشكيل الكيميائي في وحدة التكرير الجديدة بحاسي مسعود ، دلت على أن هذه العملية جد مكلفة و مصحوبة بدورة قصيرة المدى ، كما كشفت عن شيخوخة الوسيط المستعمل و الذي يجب استبداله بأخر ثنائي المعدن في أقرب الأجال بغية الرفع من مؤشر اوكتان البنزين المنتج وكذا تحسين مردودية الوحدة.

RESUME

L'étude technico-économique de la régénération du catalyseur monométallique (RG451) dans la section reforming catalytique dans la raffinerie (RHM2/HMD) à montré que l'opération est très couteuse avec une durée de cycle très courte, et a révélé un vieillissement du catalyseur qui doit être changé par un autre bimétallique (RG681) dans les brefs délais pour augmenter l'indice d'octane de l'essence produite , et la performance de l'unité.