



Université Kasdi Merbah Ouargla
Faculté des sciences appliquées
Département de Génie des procédés



Mémoire en vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies.

Filière : Industries Pétrochimiques.

Spécialité : Génie du Raffinage.

Présenté par :

Zouzou Aymen

Moad Mohammed Aimen

Thème

Etude d'une unité de reformage catalytique

Soutenu publiquement le : 11/06/2023

Devant le jury composé de :

SELLAMI Mohamed Hassen	Pr	UKM.Ouargla	Président
CHAOUCH Noura	Pr	UKM.Ouargla	Examinatrice
MEHASSOUEL Ammar	MCA	UKM.Ouargla	Rapporteur

Année Universitaire 2022/2023

Remerciements

**On remercie tout d'abord Dieu le tout puissant de nous avoir
donné la santé et la volonté d'entamer et de terminer**

Ce mémoire.

**Ce travail ne serait pas aussi riche et n'aurait pas pu avoir le
jour sans l'aide et l'encadrement dû**

Docteur MEHASSOUEL Ammar

**On le remercie pour la qualité de son encadrement durant notre
préparation de ce mémoire.**

**Nous voudrions exprimer notre reconnaissance à nos jurés qui
ont accepté d'examiner notre travail.**

**Nos remerciements s'adressent aussi à tous nos professeurs pour
la générosité et la grande patience dont ils ont su faire preuve
malgré leurs charges académiques et**

Professionnelles.



DEDICACE

Je dédie ce modeste travail a :

En premier lieu ceux que personne ne peut compenser les sacrifices
qu'ils ont consentis

Pour notre éducation et notre bien-être à mon père M. Zouzou
Mohamed Saïd

Et ma Mère Mme. BEN ZIN Mansoura qui se sont sacrifiées pour nous
prendre en charge tout au long

De nos études et qui sont à l'origine de notre réussite que dieu les garde
et les protèges.

A mes chers frères El houari et Amani et Yasmine

A mes chers amis Mohamed, Badr Eddine, Aimen, Anes et Ramy qui
m'ont accordé leur

Soutien dans les instants les plus difficiles.

A mon binôme et ami Mohammed MOAD Aimen

A toute l'équipe pédagogique et administrative de l'université Kasdi
Merbah pour l'aide

Qu'ils ont toujours apportée aux étudiants.

Aymen



Dédicace

Je dédie ce modeste travail a :

En premier lieu ceux que personne ne peut compenser les sacrifices
qu'ils ont consentis

Pour notre éducation et notre bien-être mon père MOAD Abdesselam
et

Ma mère Mme KAFI Messaouda.

Qui Se sont sacrifiés pour nous prendre en charge tout au long de nos
études et qui sont à

L'origine de notre réussite que dieu les garde et les protège.

Mes chères sœurs Razane, Amina et Mon Frère Anes

À ma grand-mère Kafi Malika, À mon chère grand-père Kafi Med
Nacer et à tous les

Membres de la famille Moad et Kafi.

Toute l'équipe pédagogique et administrative de l'université Kasdi
Merbah pour l'aide qu'ils ont toujours apportée aux étudiants.

A mes chers meilleurs amis, Zouhir, Amine, Hamoudi, Houba,
Noureddine, Sif Eddine, Anes

Ali, Fares, Issam, Riad, qui m'ont accordé leur soutien dans les
instants les plus difficiles.

A mon binôme de travail et mon ami Zouzou Aymen.

A monsieur Saker Morad qui nous a fournis tous son aide précieux
pendant notre stage
Pratique à la RHM2.

-Ce travail est dédié à l'âme de (Mon grand-père MOAD El-hadj
Belkacem et Mon grand-mère El-hadja BAYAZID Meriem et Mes
Ancel MOAD Tahar et MOAD Belkhir)

Aimen



SOMMAIRE

Titre	Page
Remerciement	
Dédicace	
Sommaire	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Liste des abréviations	
Introduction général	
<u>Chapitre I</u> Généralités sur le raffinage du pétrole.	
I-1. Le raffinage du pétrole	12
I-2. La distillation atmosphérique	13
I-3. Les différents procédés de transformation moléculaire	13
I-3-1. Réactions chimiques	13
I-3-2. Synthèses organiques	13
I-3-3. Polymérisation	13
I-3-4. Hydrogénation	13
I-3-5. Hydratation	14
I-3-6. Hydroxylation	14
I-4. Le reformage catalytique	14
I-4-1. Principe	14
I-4-2. Les différentes réactions mise en jeu	14
I-4-2-1. Déshydrogénation des naphthènes en HC aromatique	15
I-4-2-2. Deshydrocyclisations des paraffines	15
I-4-2-3. Isomérisation	15
I-5. Données thermodynamiques des réactions	15
I-6. Les différents procédés de reformage catalytique	17
I-6-1. Procédé semi- régénératifs (à lit fixe) et régénératifs (à lit mobile) cyclique	18
I-6-2. Procédés UOP régénératif	19
I-6-3. Procédés IFP régénératif	20
I-6-4. Les procédés de reformage catalytique industriels	21
<u>Chapitre II</u> Présentation de l'unité de reformage catalytique	
II. Situation géographique de la raffinerie de HMD	23
II. Présentation des unités	23
II-1. Section distillation atmosphérique (topping)	23
II-2. Section pré-traitement du naphta	27
II-3. Section reforming catalytique	28
II-4. Stockage	30
II -2. Les équipements utilisés	32
II-2-1. Le réacteur	32
II-2-2. L'échangeur de chaleur	32
II-2-3. les séparateurs	32

II-2-4.les compresseurs	32
II-2-5. Le préchauffeur	32
II-2-6. Le régénérateur	32
II-3. Les paramètres opératoires de l'unité (les données d'entrée du réacteur)	33
II-3-1. La température	33
II-3-2. La pression	33
II-3-3.La composition de l'alimentation	33
II-3-4.Le débit volumique	33
II-3-5.Le rapport hydrogène/hydrocarbures	33
II-3-6.La concentration en catalyseur	33
II-4. La composition de la charge d'entrée dans le reformage catalytique	33
II-4-1.le naphta	34
II-4-2.le gasoil	34
II-4-3.le résidu atmosphérique (RA)	34
II-5. La composition de reformat (le produit de reforming)	34
II-5-1. Le benzène	35
II-5-2.les alkylbenzène	35
II-5-3.les naphènes	35
II-5-4.les paraffines	35
Chapitre III	
Simulation du four par Hysys	
Introduction	37
Le procédé de simulation du four avec le logiciel HYSYS	37
Etablissement du PFD (Process Flow Diagram)	37
Simulation avec le logiciel HYSYS	37
Interface HYSYS	37
Choix de la liste composant (compensent List)	38
Choix du model thermodynamique (fluide package)	38
Accès à l'environnement de la simulation (Simulation environnement)	39
Installation des courants de charge (composition, débit, pression et température)	39
Résultats de simulation	42
Conclusion générale	45
Références bibliographiques	47
Annexes	49
Résumé	63

Liste des figures

N	Titre	Page
Chapitre I généralité sur le raffinage du pétrole		
Figure I.1	Influence de la température et de la pression sur la fraction molaire	16
Figure I.2	Variation de la fraction molaire des hydrocarbures en fonction de la pression	17
FigureI.3	reformage catalytique – schéma de principe	18
FigureI.4	reformage catalytique semi- régénératif classique	19
FigureI.5	reformage regenerative- procede U.O.P	20
FigureI.6	reformage regenerative- procede I.F.P	21
Chapitre II présentation de l'unité de reformage catalytique		
FigureII.1	Champ de l'unité Hassi Messaoud 2	23
FigureII.2	process du topping RHM2	27
FigureII.3	process du prétraitement de naphta	28
FigureII.4	process du reforming catalytique	30
FigureII.5	synoptique de la raffinerie	31

Liste des tableaux

N	Titre	Page
Chapitre I généralité sur le raffinage du pétrole		
Tableau I.1	Évaluation mondiale de la demande en produits pétroliers	12
Tableau I.2	Spécification des produits finis et futures contraintes pour l'Europe	12
Chapitre II présentation de l'unité de reformage catalytique		
Tableau II.1	Les résultats de stockage en raffinerie (RHM)	31
Chapitre III simulation du four de reforming catalytique par Hysys		
TableauIII.1	Résultats influençant la pression de fuel sur la température de naphta	42
TableauIII.2	Résultats influençant la pression de l'air sur la température de naphta	43
TableauIII.3	La comparaison entre le cas actuel et simule	43

Liste des abréviations

Abréviation	signification
BA	Four
EA	Echangeur de chaleur
EC	Aéroréfrigérant
EDR	Exchanger design and rating
FA	Ballon séparateur
GA	Pompe
GB	Compresseur
HDS	Procède d hydrodésulfuration
K	Réacteur
NOM	Indice d'octane moteur
RHM2	La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud

I. Introduction générale

Le reformage catalytique est un procédé clé dans le raffinage de pétrole .c'est un procédé de raffinage des essences , mais il assure aussi une partie non négligeable de l'approvisionnement de la pétrochimie en hydrocarbures aromatiques qui ont pour principal débouche la production de carburants .les procédés de reformage catalytique permettent de convertir les coupes pétrolières a faible indice d'octane (40 à 60) , couramment appelées naphthas , en bases pour carburant a haut indice d'octane appelés reformats, par réarrangement moléculaire ou déshydrogénation . Cette amélioration de l'indice résultant essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatique, en effet, l'indice d'octane est utilisé pour mesurer le pouvoir antidétonant des essences dans un moteur.

Le rôle du reformage catalytique est d'optimiser cet indice en vue d'obtenir des essences de bonne qualité utilisables comme carburants.

Deux évènements ont contribué à accentuer encore cette tendance à accroître les rendements en composés aromatiques. Il s'agit de la mise en place d'une réglementation antipollution préconisant, en particulier, une diminution de la teneur en plomb des essences, et de l'obligation de pratiquer des économies d'énergies et pour ce faire, de mieux valoriser les coupes pétrolières pour maintenir un indice d'octane final a un même niveau ces considérations ont force d'une façon continue le raffineur à produire des essences a haut indice d'octane.

Selon la charge et les catalyseurs, les reformats peuvent avoir des concentrations très élevées de toluène, de benzène, de xylène et d'autres constituants aromatiques utiles dans la préparation de l'essence et dans les procédés pétrochimiques. L'hydrogène, important sous-produit, est séparé du reformat en vue d'être recyclé et utilisé dans d'autres procédés. Le produit obtenu dépend de la température et de la pression dans le réacteur, du catalyseur utilisé et du taux recyclage de l'hydrogène Certaines unités de reformage catalytique

Fonctionnent à basse pression, tandis que d'autres fonctionnent à haute pression. Dans certaines unités, le catalyseur est régénéré en continu dans d'autres, les catalyseurs de tous les réacteurs sont régénérés durant les opérations de révision totale, alors que dans d'autres encore, on met l'un après l'autre les réacteurs hors service pour régénérer le catalyseur.

La première unité de reforming catalytique a été construite en 1939 au Texas par la **companykellogg** selon le procédé d'hydroformage de la **standard oil** développement. À travers les années, il y eut un développement du procédé, des premiers temps jusqu'à la mise au point d'un catalyseur plus performant. Cependant, le plus grand pas dans ce domaine a été franchi en 1959 par **chevron oilcompany** qui a publié les premiers résultats industriels obtenus avec un catalyseur bimétallique (platine / rhénium) qui présentait une stabilité et une sélectivité meilleures à celles réalisées par un catalyseur monométallique (seulement du platine). Ces avantages ont permis de faire évoluer le procédé vers un fonctionnement à basse pression apportant, ainsi une amélioration très nette en rendement des essences et en production d'hydrogène.

Tous ces progrès se traduisent par :

- Un meilleur rendement en essences de haute qualité.
- Une production d'hydrogène plus importante.
- Une baisse du cout de fonctionnement.

Ces facteurs conduisent à un bilan économique plus favorable dans l'exploitation du procédé.

Dans le procédé de reforming catalytique on rencontre plusieurs équipements qui jouent un rôle primordiale pour le procédé de reforming parmi ces équipements le four qui permet de porter la température de la charge (naphta) a une température convenable pour le réacteur, donc notre travail s'articule sur l'optimisation et la simulation de la température de la charge dans le four par l'optimisation de certain paramètre opératoire de la réaction de combustion dans le four ces paramètres sont la température et la pression de l'air et de fuel pour cela nous avons devisé notre travail comme suite :

Chapitre 1 : généralité sur le raffinage du pétrole.

Chapitre 2 : présentation de l'unité de reformage catalytique.

Chapitre 3 : simulation du four par HYSYS.

**Chapitre I :
Généralités sur le raffinage
du pétrole**

CHAPITRE IGénéralités sur le raffinage du pétrole

Chapitre I : Généralités sur le raffinage du pétrole

I-1. Le raffinage du pétrole :

A la fin des années soixante, le raffinage du pétrole a subi des transformations liées l'accroissement continu des besoins en produits légers (essences – gazoles) au détriment des produits lourds (fuels) comme l'indique le tableau 1.1

Tableau 1.1. Évolution mondiale de la demande en produits pétroliers

Années	1973	1990	2000
Produits légers (%)	29-5	35	37-39
Produits moyens (%)	30	36	39-41
Produits lourds (%)	40-5	29	20-24

L'évolution de la demande s'est également accompagnée de l'amélioration de la qualité des produits, illustre par exemple par l'augmentation de l'indice d'octane des essences et l'augmentation de l'indice de cétane des gazoles. Avec l'introduction de nouvelles normes antipollution, ainsi que les limitations envisagées dans la constitution chimique des produits finis.

Le tableau 1.2 indique l'évolution prévisible des fourchettes de spécification pour quelques grands produits. Grace à sa souplesse, le raffinage peut répondre cette évolution de la demande et de la qualité [1].

- Début des années 1970 : raffinerie simple (carburants, combustible lourds)
- Fin des années 1980 : première étape de l'introduction de la conversion des produits lourds
- A moyen terme de 2020 : raffinerie complexe, respectant l'environnement et assurant la conversion totale des produits lourds.

Tableau 1.2 : Spécification des produits finis et futures contraintes pour l'Europe.

Produits	Spécification	Situation en 1991	Evaluation prévisible (2000-2020)
Essence	NOR	89-94	95-98
	NOM	80-84	85-88
	Benzène (% masse)	3-5	1-2
	Aromatique (% vol)	30-50	20-30
	Oléfine (% vol)	10-20	5-10
	Soufre (ppm)	300-500	50-100
Gazole	Soufre (%masse)	0.2-0.5	0.05
	Nombre de cétane	45-50	50-53
	Aromatique	25-35	10-20
Fuel lourd	Soufre (%masse)	3-4	0.5-1
	Azote (%masse)	0.5-0.7	0.3-0.5

I-2 Distillation atmosphérique du pétrole brut :

Le premier traitement subi par le pétrole brut en raffinerie est une distillation sous pression atmosphérique qui classe les hydrocarbures en fonction de leur point d'ébullition et permet ainsi d'obtenir une série de coupes ou fraction : gaz, essence léger, essence lourde, kérosène, gasoil et résidu. Ces produits sont sélectionnés pour satisfaire essentiellement les spécifications et le produit peut être considéré comme commercial, ou bien le satisfait pas et la fraction n'est qu'un produit intermédiaire qui devra subir des transformations ultérieures qui. Elles -même, exigent souvent des spécifications de compositions [1]. On peut classer les coupes du raffinage comme suivant :

- Des gaz combustibles C1-C2 qui serviront à alimenter les fours de la raffinerie.
- Du propane commercial C3 et du butane commercial C4.
- Des essences légers C5-C6 et lourdes C7-C10 qui seront transformées en bases carburant respectivement par les procédés d'isomérisations et de reformage catalytique.
- Du kérosène C10-C13 qui il faudra désulfurer dans des unités adaptées pour qu'ils puissent être utilisés comme carburant dans les véhicules diesel.
- Des distillats C20-C50 et un résidu sous vide, difficiles à utiliser directement, qui seront craqués respectivement dans les unités de craquage catalytique et de viscoréduction afin de les valoriser en produits plus légers [1].

I-3.Lesdifférents procédés de transformation moléculaire :

Il existe plusieurs procédés de transformation moléculaire qui peuvent être utilisés pour modifier la structure des molécules, notamment :

I-3-1.Réactionschimiques : les réactions chimiques sont les procédés les plus couramment utilisés pour la transformation moléculaire. Ce peut être une réaction d'oxydoréductions, une réaction d'échange de groupes, une réaction de substitution, une réaction de condensation, etc. [1].

I-3-2.Synthèsesorganiques : la synthèse organique est un ensemble de techniques utilisées pour créer des molécules organiques complexes à partir de molécules plus simples. Les réactions chimiques peuvent être effectuées en milieu liquide ou solide, à température ambiante ou à haute température et sous vide ou sous pression [1].

I -3-3.Polymérisation : la polymérisation est un procédé de transformation moléculaire qui consiste à lier plusieurs molécules simples pour former une molécule plus grande et plus complexe. Cette réaction peut être réalisée par différents moyens, tels que la polymérisation par addition, la polymérisation par condensation, la polymérisation par copolymérisation, etc.[2].

I-3-4.Hydrogénation :l'hydrogénation est une réaction de transformation moléculaire qui consiste à ajouter des atomes d'hydrogène à des molécules organiques. Cette réaction est souvent utilisée pour convertir des molécules insaturées en molécules saturées [2]

CHAPITRE IGénéralités sur le raffinage du pétrole

I-3-5.Hydratation : l'hydratation est une réaction de transformation moléculaire qui consiste à ajouter de l'eau à une molécule organique. Cette réaction est souvent utilisée pour convertir des alcènes en alcools [1].

I-3-6. Hydroxylation : l'hydroxylation est une réaction de transformation moléculaire qui consiste à ajouter un groupe hydroxyle (OH) à une molécule organique. Cette réaction est souvent utilisée pour convertir des alcools en cétones ou des alcènes en esters [1].

I-4.Le reformage catalytique :

I-4-1. Principe :

Le reformage catalytique du naphta a évolué rapidement au cours des quatre dernières décennies pour devenir l'un des procédés les plus importants dans l'industrie du raffinage. Le reformage a pour but de transformer une coupe pétrolière à faible indice d'octane (naphta lourd) en une essence à indice d'octane élevé. Pour cela, il est nécessaire d'isomériser des alcanes linéaires en alcanes ramifiés et d'augmenter la teneur en composés aromatiques par déshydrogénation des cycloalcanes ou deshydrocyclisations des alcanes. Cette opération est effectuée de façon catalytique. Le reformage s'effectue vers 530 °C, donc à plus haute température que le craquage. Le reformage utilise comme catalyseur le platine, d'où le nom de (Platforming) donné à ce type de procédé. On obtient de 75% à 80% d'essence reformée à haut indice d'octane, des gaz liquéfiés et environ 1% en poids d'hydrogène, considéré aujourd'hui comme un précieux réactif pour l'épuration des produits par désulfuration. Le mélange obtenu contient beaucoup de composés aromatiques (benzène, toluène, xylène), constituants de certaines essences et matières premières de l'industrie chimique. L'opération de reformage catalytique est conduite sous une pression de 10 à 20 atmosphères en présence d'hydrogène fabriqué par la réaction, ce qui évite la formation de coke[3].

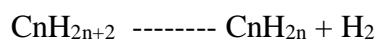
I-4-2.les différentes Réactions mises en jeu :

Les types et le mécanisme de principales réactions produites dans un processus de reformage catalytique ont été cités par plusieurs travaux [4].

Le processus de reformage catalytique et donc l'augmentation de la teneur en aromatiques aux dépens des autres hydrocarbures implique quatre réactions élémentaires :

I-4-2-1.Déshydrogénation des naphthènes en HC aromatiques :

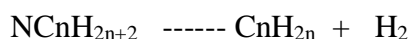
Un exemple de cette réaction est donné ci-dessous :



Cette réaction permet d'atteindre des NO très élevés, elle est très endothermique ($\Delta H=210\text{KJ/mol}$) elle est donc favorisée par une augmentation de la température et un abaissement de pression.

Cinétiquement cette réaction est la plus rapide par rapport aux autres réactions de reformage.

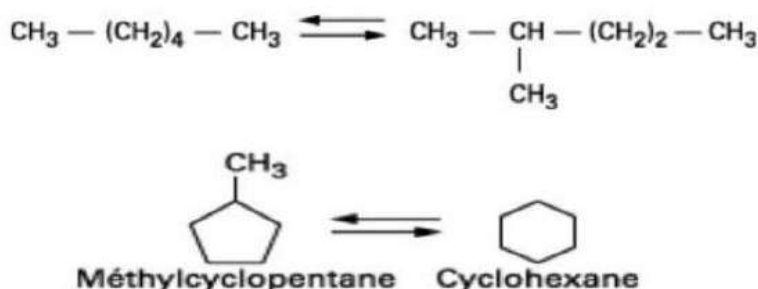
I-4-2-2. Deshydrocyclisations des paraffines :



Elle est encore plus endothermique que la déshydrogénation ($\Delta H=250\text{Kj/mol}$), elle est par contre plus lente et favorisée donc par une température plus élevée et une pression plus faible.

I-4-2-3. Isomérisation :

Exemple de l'isomérisation des n-paraffines en iso paraffines des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes.



L'isomérisation est une réaction faiblement exothermique et très rapide dans les conditions usuelle de fonctionnement.

I-5. Données Thermodynamique des réactions :

L'isomérisation des paraffines, comme on l'avu, contribue faiblement l'augmentation du nombre d'octane. Cette réaction ne dépend pas de pression, et elle n'évolue que légèrement avec la température, mais il parait que les structures les plus ramifiées sont présents et stables à basse température [4].

Pour la réaction de déshydrogénations, qui est endothermique, elle se fait avec augmentation du nombre de molécules et elle est équilibrée. Cette réaction est très influencée par la pression partielle. L'effet de température et de pression sur l'équilibre thermodynamique de la déshydrogénation du cyclohexane en benzène comme exemple de réaction est montre sur la figure 1.1 [4].

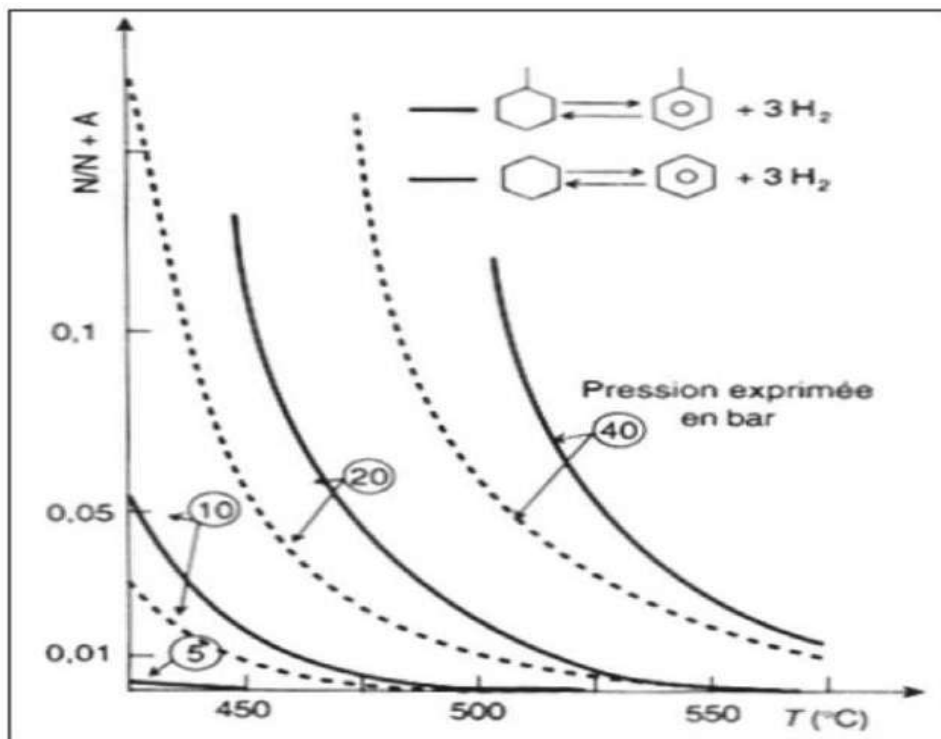


Figure I.1 : Influence de la température et de la pression sur la fraction molaire de naphthènes résiduels pour les hydrocarbures a 6 et 7 atomes de carbone

Comme indique sur la figure, à 40 bars plus de 10% de cyclohexane restent présent l'équilibre, alors qu'à 5 bars on obtient une conversion totale des 500 °C. L'équilibre de déshydrogénation du méthyl cyclohexane est plus favorable : cet effet bénéfique de la substitution du cycle par des groupements alkyles est confirmé par les résultats des équilibres de déshydrogénation des di-ou trialkylcyclohexanes [4].

Faible pression d'hydrogène et température élevée favorisent la production d'aromatiques. Les charges légères requièrent un traitement des températures plus élevées pour atteindre les mêmes conversions.

En ce qui concerne la réaction de deshydrocyclisations des paraffines qui est également endothermique et qui se fait avec augmentation de nombre de molécules, l'équilibre est très complexe ; il fait intervenir, a cote des oléfines, les iso paraffines, les naphthènescyclohexaniques et cyclopentaniques, les aromatiques et naturellement l'hydrogène comme il est montré dans la figure (1.2)[5]. Dans le cas des hydrocarbures a 7 atomes de carbone.

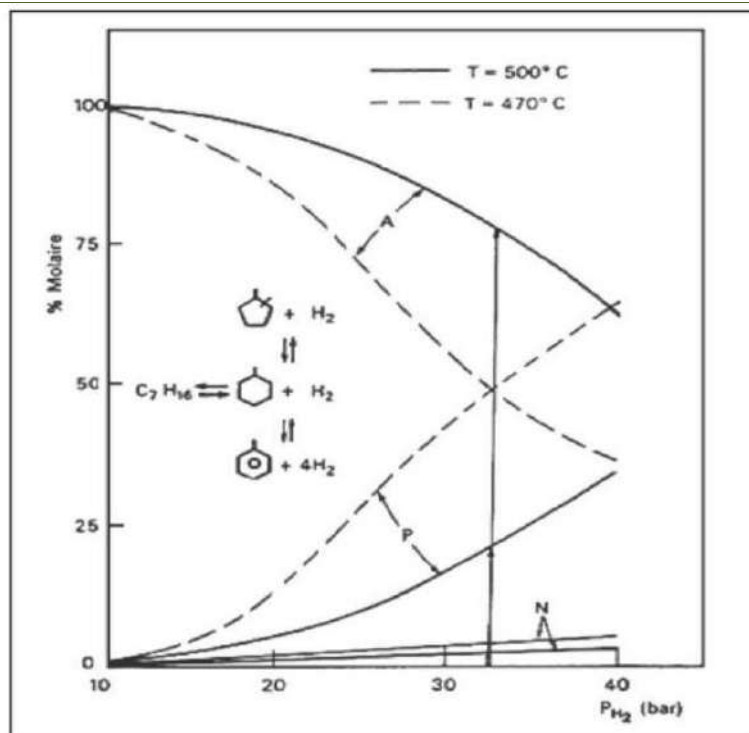


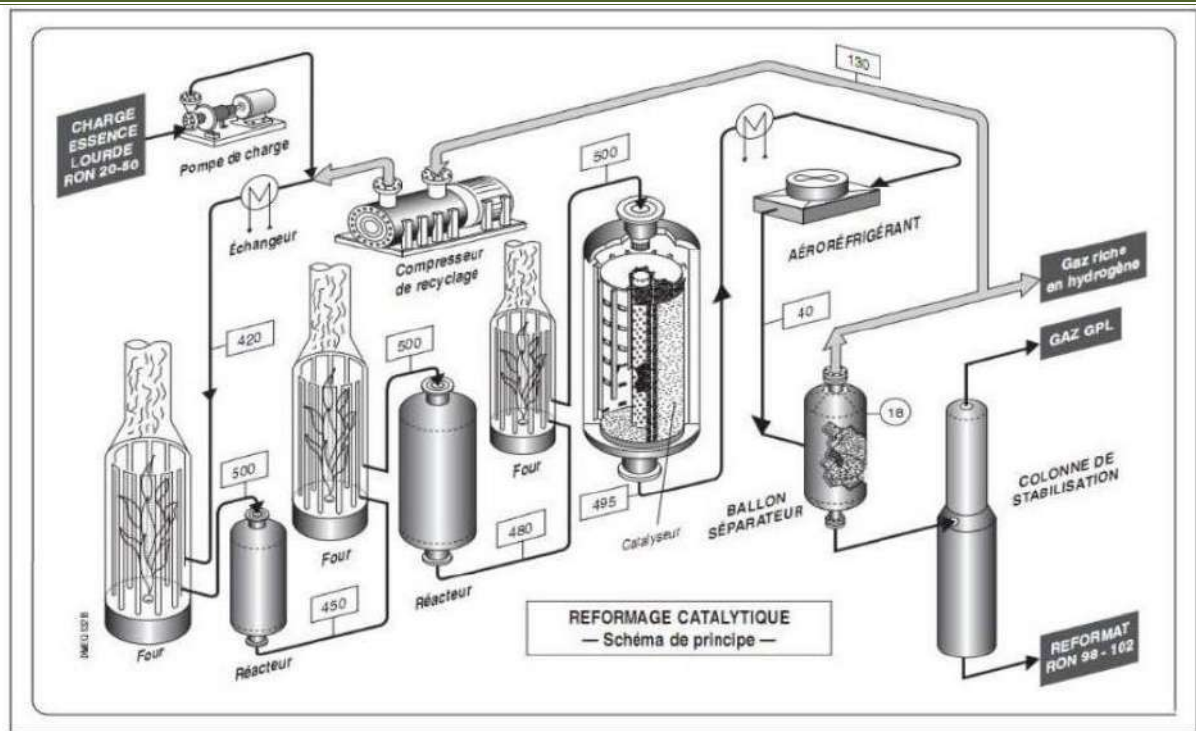
Figure I.2 : Variation de la fraction molaire des hydrocarbures en fonction de la pression et de la température pour l'équilibre.

Cette figure montre que si la teneur en naphène reste toujours faible, celle des paraffines augmente notablement avec la pression et diminue avec la température. Des 470 °C sous 20 bars l'équilibre est déjà déplacé vers la formation du toluène (90% molaire). Cet équilibre est modifié lorsqu'on modifie le nombre d'atomes de carbone ; la formation des aromatiques est plus importante pour les hydrocarbures les plus lourds [4].

Enfin et pour conclure la thermodynamique des réactions recherchées détermine les conditions opératoires : une température élevée, aux alentours de 500°C et une pression d'hydrogène aussi faible que possible.

I-6. Les différents procédés de reformage catalytique :

Plusieurs procédés commerciaux sont disponibles dans le monde entier, mais les procédés semi-régénératifs et les procédés en continu sont complètement dominés par la technologie UOP et Axens (ou IFB). Les principales différences entre les procédés commerciaux de reformage sont la procédure de régénération du catalyseur, le type du catalyseur et dans la conception des équipements [5].



FigureI.3 : reformage catalytique- schéma de principe

I-6-1. Procède semi- régénératifs (à lit fixe) et régénératifs (à lit mobile) cyclique :

En première analyse le schéma de principe des divers types de reformage semi régénératifs ou régénératif cycliques est sensiblement le même (figure)

Il comporte une série de trois ou quatre réacteurs et des fours alternes. Le plus souvent, la charge est préchauffée tout d'abord par échangeur thermique avec l'effluent, celui-ci est ensuite refroidi, puis détende, afin de permettre la récupération et en fin stabilise par élimination des constituants légers(C2, C3) qu'il contient pour les systèmes régénératifs cycliques, un réacteur supplémentaire dit (swing) est prévu[5].

Le principe des technologies régénératives introduites par U.O.P et I.F.P est totalement différent.

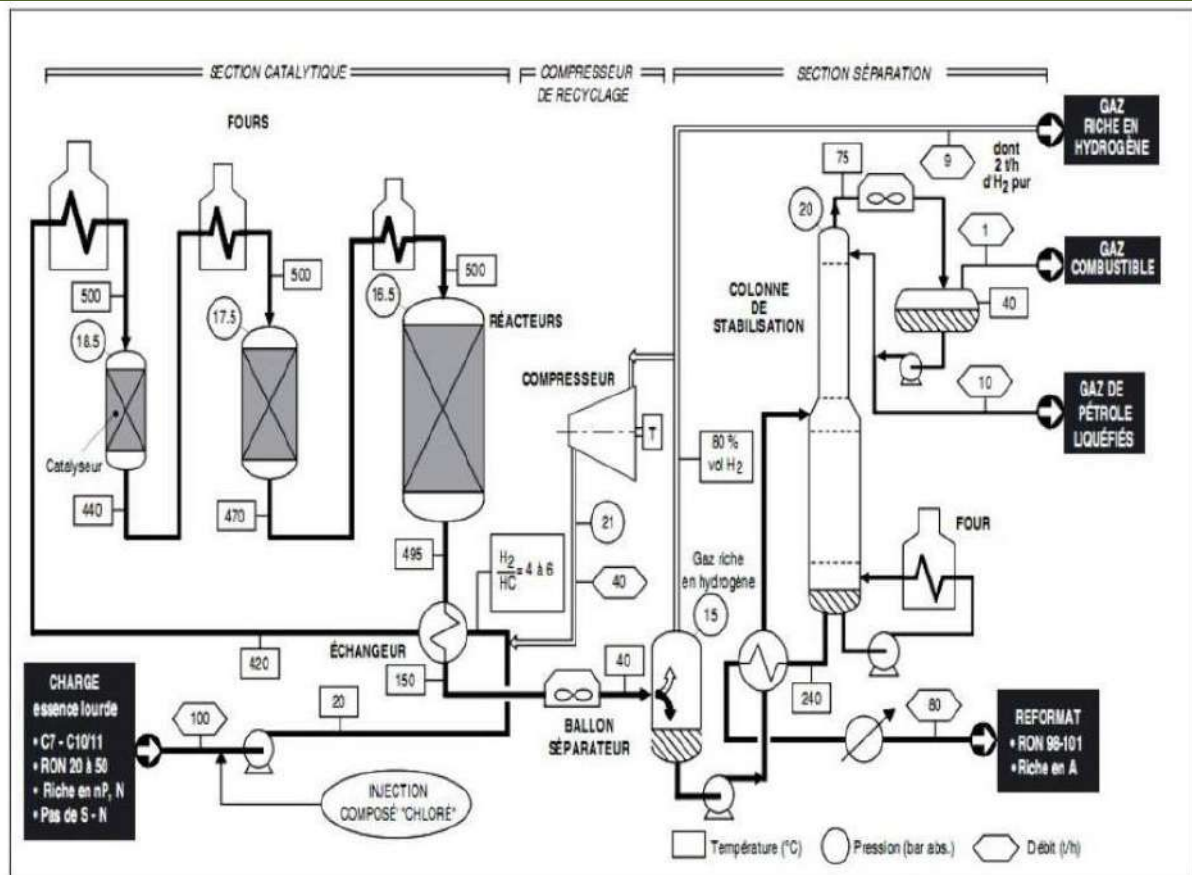


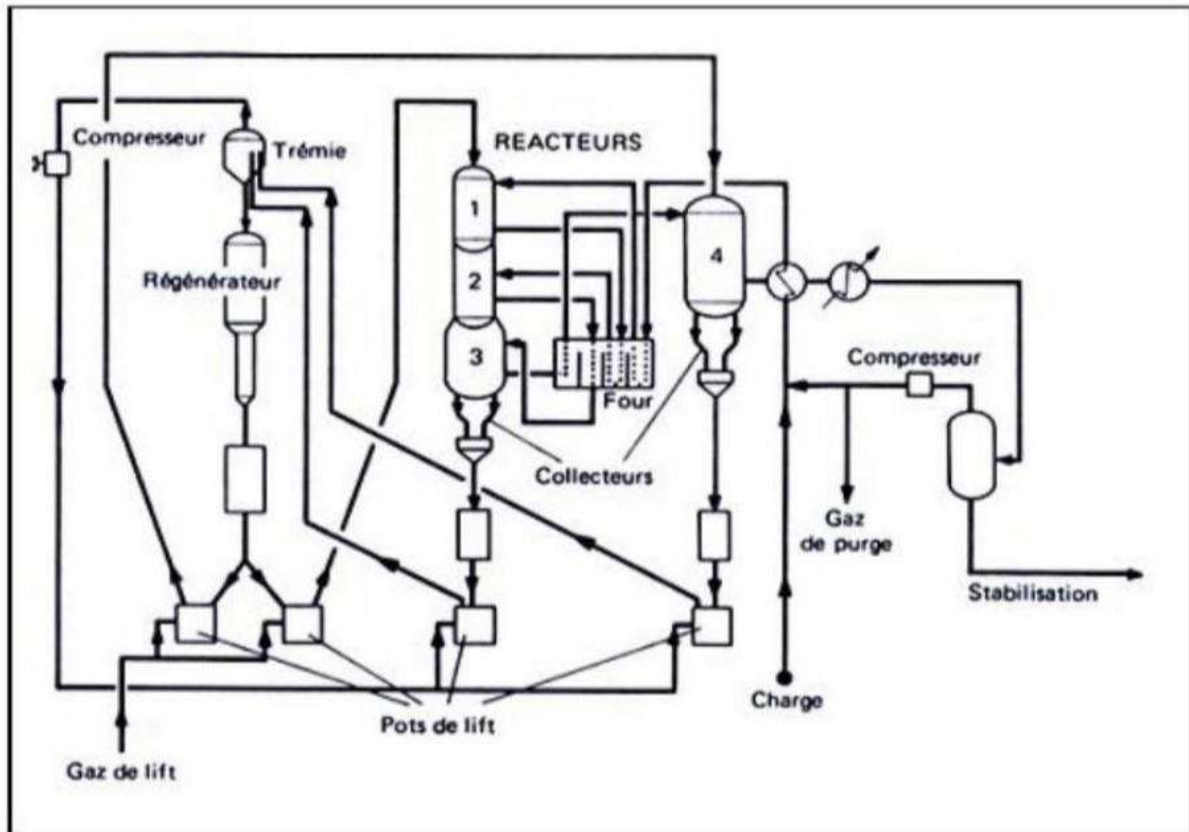
Figure I.4 : reformage catalytique semi régénératif classique

I-6-2. Procèdes UOP régénératif :

La technologie UOP platforming est utilisée dans plus de 50% de toutes les installations de reformage avec plus de 750 unités disponibles dans le monde entier [5]. Elle est compatible avec les deux types de reformage, semi-régénérative et continue.

Dans le cas du procédé U.O.P (figure), la section réaction est constituée par quatre réacteurs 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, purge des hydrocarbures qu'il retient et envoyé l'aide de deux lits de gaz inerte à la section régénération celle-ci comporte une trémie d'engagement, le régénérateur et un Ballon de stockage avec une circulation par gravité.
- Le catalyseur est renvoyé 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.



FigureI.5: reformage regenerative –ProcèdeU.O.P

I-6-3. Procède IFP régénératif :

Le procédé I.F.P (figure) 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 un chacun de ces éléments s'effectue par gravité, il passe de l'un à l'autre 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 et envoyé la section régénération [6].

Celle-ci se compose de deux ballons situés en dessus et en dessous du régénérateur proprement dit et d'un système approprié de vannes. Le catalyseur régénère est envoyé toujours par lift en tête du premier réacteur :

- Les différentes séquences de l'opération sont programmées entièrement automatisées.
- Dans le cas de la production d'aromatique, on effectue à la suite du reformage un fractionnement (dépentaniser en particulier), de façon ne conserver que la coupe qui contient les hydrocarbures recherchés.

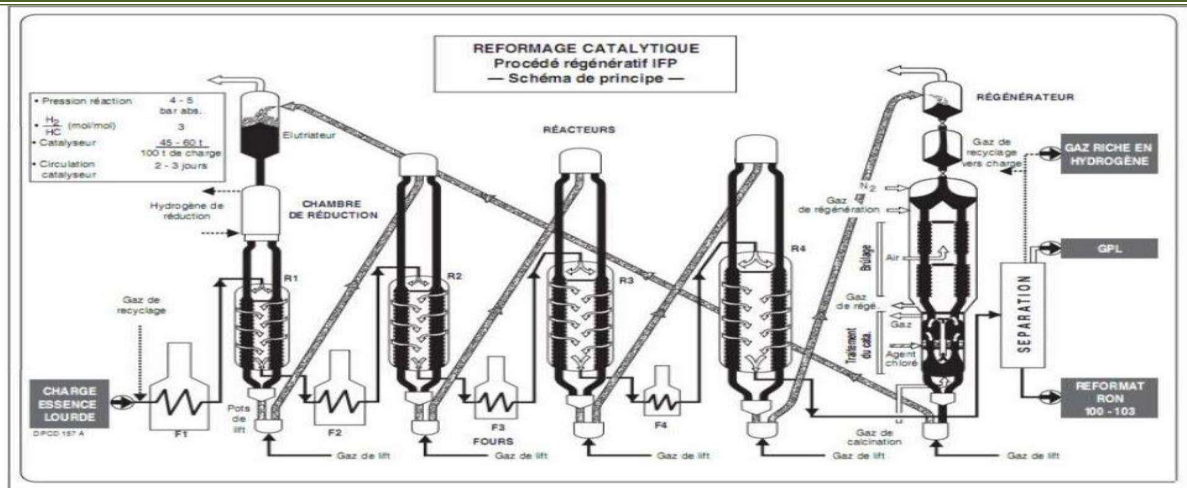


Figure I.6 : reformage régénérative. Procède I.F.P

I-6-4. Les procédés de reformage catalytique industriels :

Plusieurs processus de reformage industriels sont disponibles dans le monde entier. Ces processus diffèrent par le type d'opération, le type de catalyseur et la conception de l'ingénierie des processus. Tous les concédants de licence conviennent de la nécessité d'hydrotraiter l'alimentation pour éliminer les poisons du catalyseur de reformage permanents et pour réduire les poisons du catalyseur temporaires à de faibles niveaux. Le premier procédé de reformage catalytique commercial a été introduit aux Etats-Unis en 1939, en raison de la forte demande d'essence et d'aromatique à indice d'octane élevé. Il existe plus de 800 installations commerciales de catalyse, dont la plupart des reformeurs de base sont équipés d'une régénération continue du catalyseur.

Chapitre II :
**Présentation de l'unité de
reformage catalytique**

II. Situation géographique de la raffinerie de HMD RHM2 :

La nouvelle raffinerie se trouve au complexe industriel sud, située à 3 Km de la ville de HMD.

L'étude de la RHM2 en 1976 a été confiée :

- ALTEC (Société Algérienne Engineering)
- H.E France (Hydrocarbon Engineering)

Le montage a été réalisé par ENGTP : (Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers)

La RHM2 a été conçue en 1979, et étudiée pour traiter 1070600 T/an de Brut de HASSI MESSAOUD afin de satisfaire à la demande du Gas-oil au sud algérien, ainsi que l'enrichir en essences pour le parc d'automobile, et en kérosène pour l'aviation.

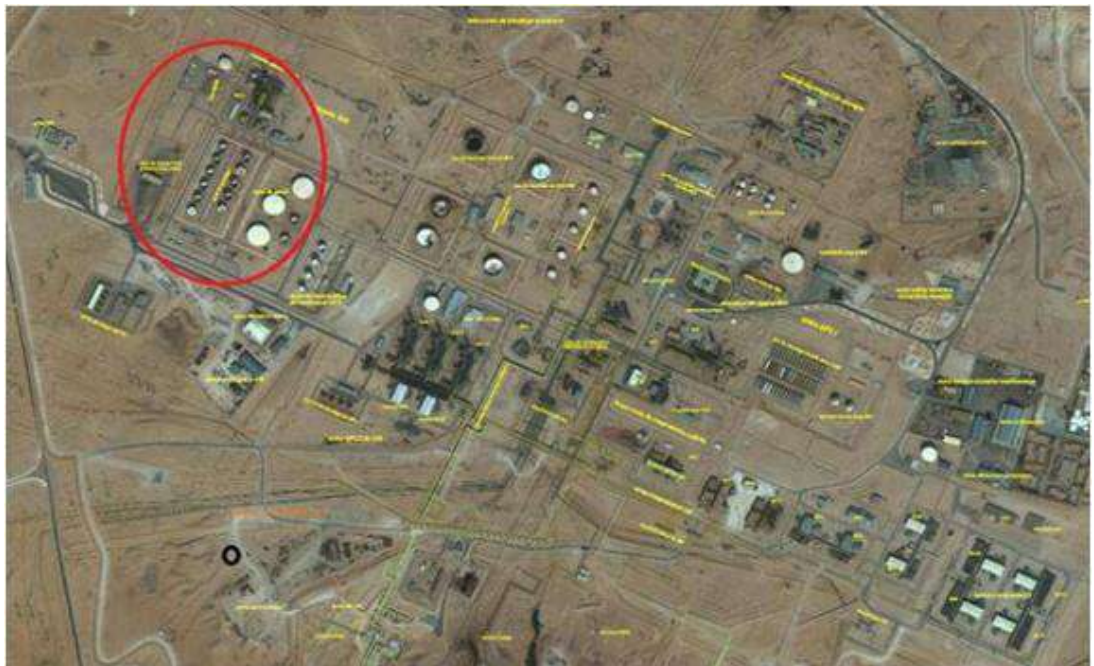


Figure II.1 : champ de l'unité Hassi Messaoud 2

II. Présentation des unités :

Le RHM2 est composée de quatre unités :

- U200 : Distillation atmosphérique
- U300 : Pré traitement du naphta (Hydrodésulfuration)
- U800 : Reforming catalytique
- U900 : Stockage, pompier d'expédition et Utilités

II-1. Section distillation atmosphérique « Topping » La charge de brut provenant de la pomperie d'expédition du service traitement à une pression de 3,5 bar ; est reprise par la

CHAPITRE IIPrésentation de l'unité de reformage catalytique

pompe de charge GA 201 en amont de laquelle on lui injecte à l'aide de la pompe GA 213, 5% volume d'eau préalablement préchauffé dans l'échangeur EA 219 et 5 ppm volume de désémulsifiant à l'aide de la pompe doseuse GA 214 par rapport au débit volumique de la charge de brut qui est régulé par le FRC215, Le mélange est préchauffer à 70°C dans le 02 échangeurs EA201-202 en parallèles ; puis amené dans le champ électrique du dessaleur FA 205 entre 2 électrodes HT[5].

L'action du champ électrique provoque la coalescence et la précipitation de l'eau qui entraîne, avec elle, le sel contenu dans le brut

Le brut dessalé est repris par la pompe booster GA212, préchauffé dans une série d'échangeurs (EA204-EA203-EA205) à 200°C ; puis chauffé à 340°C dans le four BA201 sous contrôle du TRC 203 pour pénétrer dans la zone d'expansion de la colonne DA201 ; cette colonne est équipée de 29 plateaux à clapets ces derniers sont répartis dans 02 zones :

- 1ère zone d'expansion 03 plateaux
- 2ème zone de fractionnement 26 plateaux

La partie vaporisée sort du sommet de la zone d'expansion à 220°C pour alimenter la zone de fractionnement au 21 plateau de la colonne DA201.

Les produits soutirés sont :

Résidu ou brut réduit

- Gas-oil
- Reflux circulant
- Kérosène
- Naphta
- Gazoline + gaz

Le résidu est soutiré a 350 °C du fond de la colonne DA 201 a l'aide de la pompe GA 207 ; est envoyé vers sloop sous contrôle de LRC 201 après avoir cède ses colories au préchauffage du kérosène dans l'échangeur EA 208 et au brut charge dans l'échangeur EA 205 ; puis refroidi dans une batterie d'Aero réfrigérants a air humidifie (EC218A-B) pour être mélange avec le brut au service traitement [5].

Le gas-oil est soutire a 325 °C du fond de la colonne de fractionnement DA 201 a l'aide de la pompe GA 206 ; une partie est réchauffé a 350 °C dans le four BA202 sous contrôle du TRC 204 pour élimination des fractions légères et maintien du gradient de température dans la

CHAPITRE IIPrésentation de l'unité de reformage catalytique

colonne de fractionnement et l'autre partie est envoyée au stockage sous contrôle du LRC 204 après avoir cède ses calories au brut charge dans l'échangeur EA203 puis refroidi dans une batterie d'Aero réfrigérants a air sec (EA 217A-B).

Le reflux circulant est soutiré a 230 °C du 16eme plateau de la colonne de fractionnement à l'aide de pompe GA208 sous contrôle du FRC214. Une partie est envoyée sous contrôle du DPIC 228 qui permet de compenser les variations de ΔP à travers les rebouilleurs EA207 et EA209 pour cède ses calories au remouillage du naphta sous contrôle du TRC 207 et de la gazoline sous contrôle du TRC209 [5].

Le retour des rebouilleurs et l'autre partie du reflux circulant retournent sur le 13 -ème plateau de la colonne de fractionnement après avoir cède ses calories au brut charge dans l'échangeur EA204 puis refroidi à 110°C sous contrôle du TRC218 dans une batterie d'Aeroréfrigérants a air sec (EA212-B).

Le kérosène est soutiré a 200 °C DU 12 EME plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravite sous contrôle du LIC 207 dans une petite colonne (Stripper DA 202A) de 06 plateaux.

Le rebouillage EA208 a 240° C par le résidu sous contrôle du TRC207 pour élimination de fractions légères (réglage du point d éclairés), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 11 -ème plateau de la colonne de fractionnement DA 201.

Le kérosène, sortie stripper, est repris par la pompe GA 205 puis refroidi dans un aero-réfrigérant humidifié (EC 216) après avoir cède ses calories au brut charge dans l'échangeur EA202. Une partie est reprise par la pompe GA 219 sous contrôle du FRC227 pour être envoyée vers le precipitateur électrostatique (FA 214) pour élimination des traces d'eau et subir un traitement a la soude pour le réglage de l'acidité ; avant d'être envoyée au stockage, on lui injecte un produit antistatique (STADIS 450) a l'aide de pompe doseuse GA218 pour le réglage de la conductivité électrique et l'autre partie est mélangée au gas-oil

Le naphta est soutiré a 160°C du 6 -ème plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravite sous contrôle du LIC209 dans une petite colonne (stripper) DA202B de 06 plateau a clapets.

Le rebouillage fond DA202B se fait par le reflux circulant dans le rebouilleur EA207 a 170 °C sous contrôle du TRC208 pour élimination des fractions légères (réglage du point initial), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 5 -ème plateau de la colonne de fractionnement.

CHAPITRE IIPrésentation de l'unité de reformage catalytique

Le naphta, sortie stripper, est repris par la pompe GA204, puis refroidi dans un aéroréfrigérant a air humidifié (EC215) après avoir cède ses calories au brut charge dans l'échangeur EA201 puis ; envoyé au stockage sous contrôle du FRC217 pour servir de charge à la section prétraitement du naphta et reforming [6].

Les vapeurs de tête de la colonne de fractionnement DA201 a la température de 90°C sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants a air sec (EA211A a F) ; puis condensées et séparées dans le ballon FA201 ; la phase gazeuse (riche en C3-C4) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC224) a 1,5 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3 -ème étage.

La phase eau est recueillie dans un appendice au FA201, puis purgée par gravite vers borbier ou vers l'égout.

La phase liquide (condensat) une partie est reprise par la pompe GA203 pour être envoyée à la colonne de fractionnement DA201 comme reflux de tête sous contrôle du FRC 209 a l'autre partie est reprise par la pompe GA202 pour être envoyée sous contrôle du LRC 211 du FA 101 vers une colonne de stabilisation (DA203) DE 26 plateaux clapets[6].

Le rebouillage fond de la colonne DA203 se fait par le reflux circulant dans le rebouilleur EA 209 à 120° C sous contrôle du TRC 209 pour le réglage de la TVR de la gazoline.

La gazoline stabilisée est envoyée vers stock par gravite sous contrôle du LRC 215 après avoir cède ses calories a la charge de la colonne DA203 dans l'échangeur EA210 ; puis refroidie dans un aéroréfrigérant a air humidifié (EA214) pour être utilisée à la préparation des essences.

Qualité de la gazoline :

Dte 15/4 :0.6500 à 0.6700

TVR : 0.700 à 0.900 bars

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA 203 sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants a air sec (EA 213A-B) puis ; condenses et séparées dans le ballon FA202 ; la phase gazeuse (riche en C3-C4) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC 226) a 7 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3 -ème étage et la phase liquide est envoyée l'aide de la pompe GA209 en totalité comme reflux de tête de la colonne DA203 sous contrôle du LRC209[6].

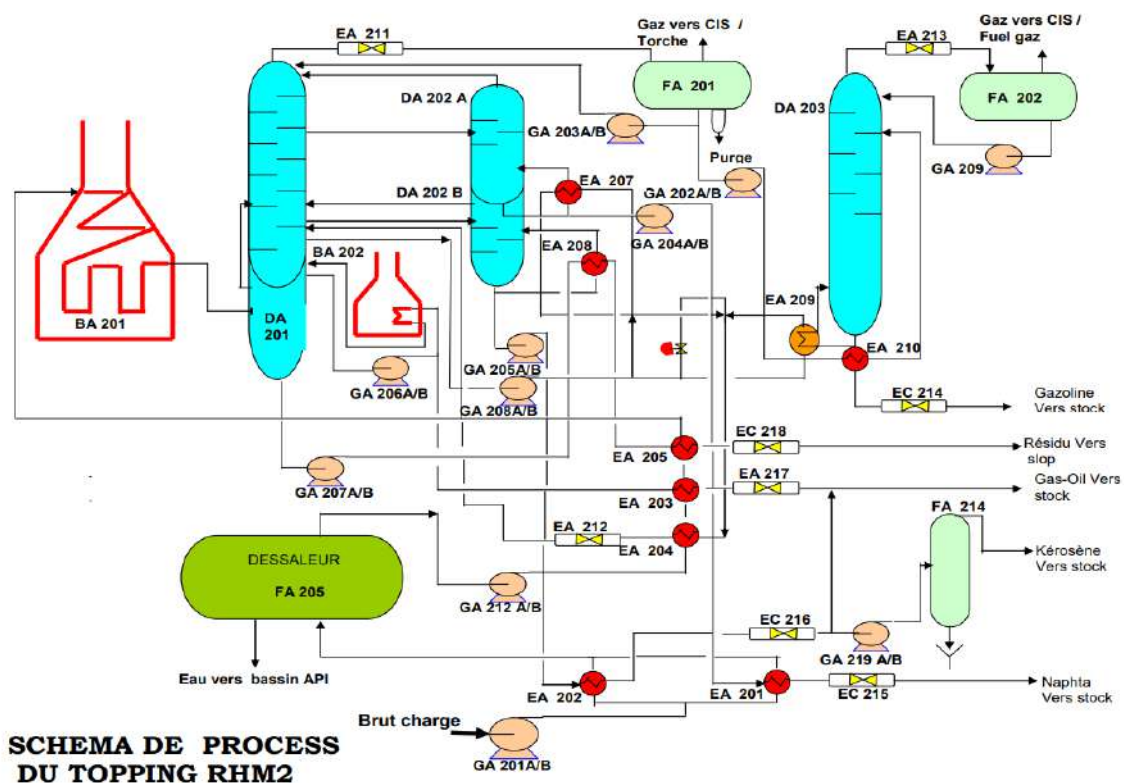


Figure II.2 : schéma de process du topping RHM2

II-2.Section pré-traitement du naphta :

La capacité annuelle de la section pré- traitement de naphta design est de : 100022 tonnes.

La charge de la section pré-traitement provenant d'un bac de naphta est mélangée au refoulement de la pompe de charge GA301 avec un débit (<1000 Nm³/h) d'hydrogène provenant du compresseur GB 801 du reforming.

Ce mélange (naphta + H₂) est préchauffé dans une batterie d'échangeurs (EA301A-B-C) par l'effluent sortie réacteur K301 a 230° C, puis chauffe dans le four BA 301 à 320 °C (t° requise pour la réaction de désulfuration) avant de rentrer dans le réacteur catalytique K301 [6].

L'effluent sortie réacteur est refroidi a environ 40 °C dans une batterie d'aéroréfrigérants a air humidifié (EC302A-B) après avoir cédé ses calories à la charge dans une série d'échangeurs (EA301A-B-Cet EA304) puis flashe dans le ballon séparateur FA301 ; la phase gazeuse est envoyée sous régulations de pression du ballon FA301 a 20 bars vers torche ou fuel gaz [6].

CHAPITRE IIPrésentation de l'unité de reformage catalytique

Le but du reforming catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octane 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 GA801 avec (25,103 Nm³) d'hydrogène provenant du compresseur volumétrique (GB801).

Le mélange qui constitue la charge des réacteurs est préchauffé dans une série d'échangeurs (EA803 A-B et EA801) par échange thermique à 390 °C avec les effluents des réacteurs, puis chauffée dans le premier four BA 801 à 500°C avant de pénétrer dans le premier réacteur K801, puis le même cycle successif (BA802- K802...BA803-K803).

Ce processus étant endothermique c'est pour cela qu'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 360° C dans l'échangeur EA801 pour céder leurs calories à la charge des réacteurs [6].

Une partie des effluents est utilisée pour le rebouillage du fond de colonne dans le rebouilleur EA802 à 210°C pour le réglage de la charge des réacteurs.

Une partie des effluents est utilisée pour le rebouillage du fond de colonne dans le rebouilleur EA 802 à 210°C pour le réglage de la TVR du reformat.

Les effluents mélangés sont refroidis à 160 °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 (FA801).

La phase gazeuse riche en hydrogène (80%), une partie est reprise par l'un des compresseurs volumétriques GB801 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 pré-traitement sous régulation de pression du ballon FA801 à 20 bars pour être mélangée avec la charge de naphta du pré-traitement[7].

Le stockage d'hydrogène nécessaire au démarrage de l'unité de reforming se fait dans un ballon FA807 d'une capacité de 50Nm³ à l'aide d'un compresseur volumétrique à membrane (GB802) lorsque la pression du ballon est inférieure à 45 bars.

CHAPITRE IIPrésentation de l'unité de reformage catalytique

La phase liquide (reformat 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 (EC807) pour servir à la préparation des essences [7].

Le rebouillage fond de colonne DA801 se fait par une partie des effluents sortis réacteurs dans le rebouilleur EA801 à 210°C sous contrôle d'une TRCV (vanne à 03 voies) pour le réglage de la tension de vapeur du reformat.

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA 801 sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifiés (EC806 A-B) puis condensées et séparées dans le ballon FA802 ; la phase gazeuse est envoyée sous régulation de pression du ballon à 15 bars vers fuel Gas ou vers torche.

La phase liquide, une partie est envoyée comme reflux de tête l'aide de la pompe GA802 et l'autre partie est envoyée au CIS (3 -ème étage) ou vers torche.

Le catalyseur choisi pour cette unité est le catalyseur PROCATALYSE qui est un catalyseur multimétalliques [6].

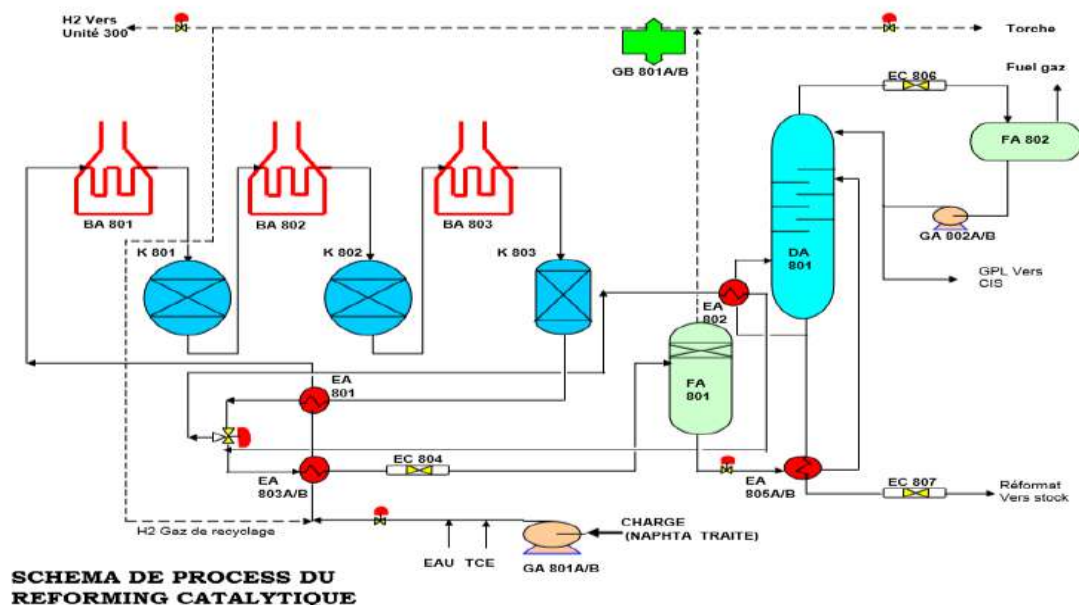


Figure II.4 : schéma de process du reforming catalytique

II-4. Stockage : Seize (16), est le nombre des réservoirs installés pour satisfaire à cette opération, il s'agit uniquement du stockage des produits de la raffinerie, la charge brut d'alimentation provient directement du centre (CIS) sans être stockée.

Tableau II.1 : représentant les résultats de stockage en raffinerie (RHM)

BAC (RS)	Volume (m3)	Toit	Contenu
903	2520	Flottant	Reformat
904	2520	Flottant	Gazoline
905	2520	Flottant	Naphta
906	2520	Flottant	Reformat
907	2520	Flottant	Reformat
908	2520	Flottant	Reformat
909	2520	Flottant	Essence
910	2520	Flottant	Essence
911	2520	Flottant	Reformat
912	2520	Flottant	Essence
913	2520	Flottant	Kérosène
914	2520	Flottant	Kérosène
915	16620	Fixe	Gas-oil
916	16620	Fixe	Gas-oil
917	16620	Fixe	Gas-oil
918	2520	Flottant	Kérosène

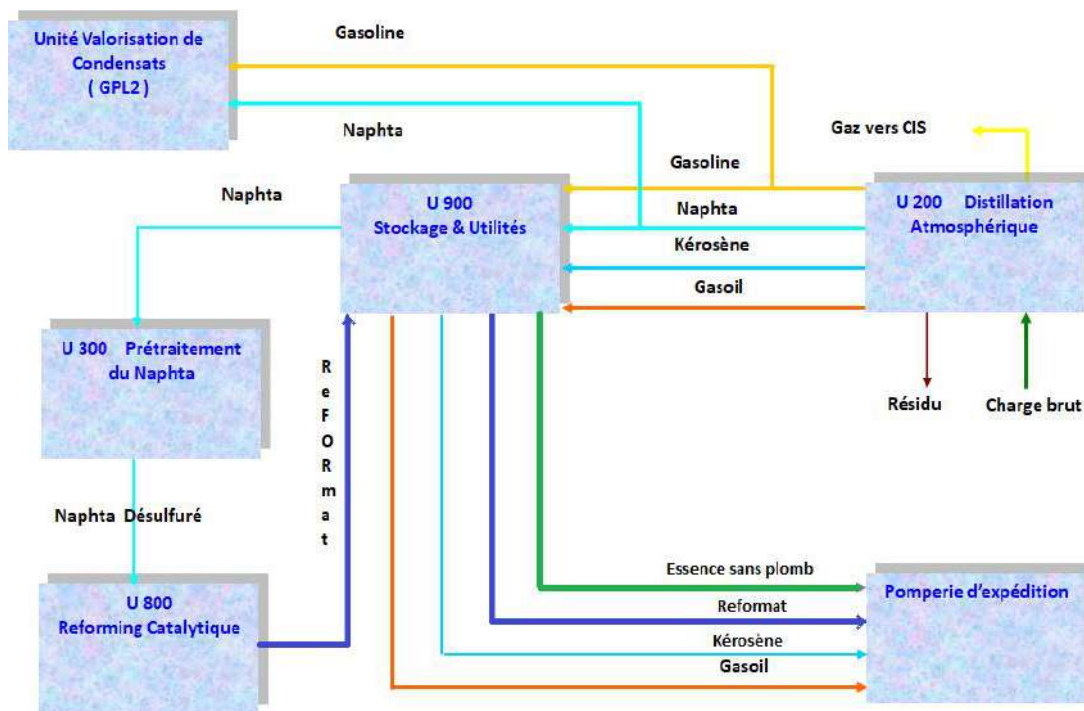


Figure II.5 : Schéma : synoptique de la raffinerie

II-2. Les équipements utilisés :

Le reformage catalytique est un processus de raffinage du pétrole qui utilise un catalyseur pour transformer les hydrocarbures lourds en hydrocarbures légers, tels que l'essence et le gaz de pétrole liquéfié (GPL). Les équipements utilisés dans le reformage catalytique comprennent :

II-2-1. Le réacteur : C'est le cœur du processus de reformage catalytique. Il est conçu pour contenir le catalyseur et pour permettre la réaction de transformation des hydrocarbures lourds en hydrocarbures légers. Les réacteurs sont également de forme cylindrique et sont fabriqués en acier [8].

II-2-2. Les échangeurs de chaleur : Ils sont utilisés pour contrôler la température à l'intérieur du réacteur et éviter la surchauffe du catalyseur. Les échangeurs de chaleur sont généralement des tubes à ailettes qui permettent de transférer la chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid [8].

II-2-3. Les séparateurs : ils sont utilisés pour séparer les produits de la réaction et les produits de la réaction (hydrocarbures légers) du catalyseur utilisé. Les séparateurs sont généralement des cuves de grande taille qui permettent la séparation gravitationnelle des phases liquide et de la phase gazeuse [8].

II-2-4. Les compresseurs : ils sont utilisés pour comprimer les gaz de réaction et les produits afin de faciliter leur transport dans les différentes étapes du processus [8].

II-2-5. Le préchauffeur : le préchauffeur est un équipement qui permet de chauffer les hydrocarbures avant qu'ils ne pénètrent dans le réacteur. Cette étape permet de réduire la consommation d'énergie du réacteur [3].

II-2-6. Le régénérateur : le régénérateur est un équipement qui permet de réactiver le catalyseur utilisé dans le processus de reformage catalytique. Le catalyseur est régénéré en le chauffant à haute température pour éliminer les impuretés et les dépôts qui se sont accumulés lors du processus de réaction [9].

Ensemble, ces équipements permettant de produire des produits pétroliers de qualité supérieurs à partir d'hydrocarbures plus lourds, tout en minimisant l'impact environnemental du processus de raffinage.

II-3. Les paramètres opératoires de l'unité (les données d'entrée du réacteur)

Les paramètres opératoires d'une unité de reformage catalytique sont essentiels pour assurer le bon fonctionnement de l'unité et la qualité des produits finis. Voici quelques – uns des paramètres clés :

II-3-1.Latempérature : la température est l'un des paramètres les plus importants dans le processus de reformage catalytique. La température de réaction est généralement maintenue entre 480 et 540 degrés Celsius pour permettre la réaction chimique [9].

II-3-2.Lapression : la pression est un autre paramètre important dans le processus de reformage catalytique. La pression est un autre paramètre important dans le processus de reformage catalytique. La pression de réaction est généralement maintenue entre 1,5 et 3,5 MPa pour assurer une réaction efficace [9].

II-3-3.La composition de l'alimentation : la composition de l'alimentation en hydrocarbures est un paramètre clé pour déterminer la qualité des produits finis. Les hydrocarbures lourds tels que le naphta ou le gasoil sont généralement utilisés comme alimentation [9].

II-3-4.Le débit volumique : le débit volumique de l'alimentation en hydrocarbures est un paramètre important pour contrôler la quantité d'hydrocarbures entrant dans le réacteur [9].

II-3-5.Le rapport hydrogène/hydrocarbures : le rapport hydrogène/hydrocarbures est important pour assurer une réaction efficace. Une quantité suffisante d'hydrogène est nécessaire pour réduire les impuretés et les sulfures présents dans l'alimentation en hydrocarbures [9].

II-3-6.La concentration en catalyseur : la concentration en catalyseur est un paramètre important pour garantir une réaction efficace. Une concentration en catalyseur comprise entre 0,1 % et 2 % est généralement utilisée.

Ces paramètres opératoires doivent être surveillés et ajustés régulièrement pour garantir une production de produits finis de qualité supérieure et un fonctionnement optimal de l'unité de reformage catalytique [10].

II-4. La composition de la charge d'entrée dans le reformage catalytique :

La composition de la charge d'entrée, également appelée alimentation ou charge d'alimentation, dans le reformage catalytique peut varier en fonction de la disponibilité des

CHAPITRE IIPrésentation de l'unité de reformage catalytique

matières premières et des objectifs de production. Cependant, généralement, la charge d'alimentation pour le reformage catalytique est un mélange d'hydrocarbures lourds, tels que le naphta, le gasoil ou le résidu atmosphérique (RA).

II-4-1.Le naphta : est une fraction légère du pétrole brut, généralement utilisée comme matière première pour la production d'essence et de produits chimiques. Le naphta est un composé liquide qui se compose principalement d'hydrocarbures aliphatiques et aromatiques, avec une plage de point d'ébullition comprise entre 30°C et 200°C. Le naphta est souvent utilisé comme composant principale de la charge d'alimentation pour le reformage catalytique, car il contient une quantité importante d'hydrocarbures aromatiques, qui sont les principaux composants des produits finis tels que l'essence et le benzène [11].

II-4-2.Le gasoil : est une fraction plus lourde du pétrole brut, généralement utilisée comme carburant diesel. Le gasoil se compose principalement d'hydrocarbures aliphatiques et aromatiques avec une plage de point d'ébullition comprise entre 200°C et 350°C. Le gasoil peut également être utilisé comme composant de la charge d'alimentation pour le reformage catalytique, car il contient des hydrocarbures aromatiques et peut augmenter la production d'hydrogène [11].

II-4-3.Le résidu atmosphérique (RA) : est une fraction très lourde du pétrole brut, qui reste après la distillation atmosphérique et le craquage thermique. Le RA se compose principalement d'hydrocarbures lourds, tels que des paraffines, des naphtènes et des aromatiques, avec une plage de point d'ébullition supérieure à 350°C. Le RA peut être utilisé comme composant de la charge d'alimentation pour le reformage catalytique, mais il doit être prétraité pour réduire sa teneur en impuretés et en métaux, qui peuvent endommager le catalyseur et réduire l'efficacité du processus [11].

En résumé, la composition de la charge d'alimentation dans le reformage catalytique dépend des objectifs de production et des matières premières disponibles, mais elle se compose généralement d'hydrocarbures lourds tels que le naphta, le gasoil ou le RA.

II-5. La composition de reformat (le produit de reforming) :

Le reforming est un processus de raffinage pétrolier qui utilise de la chaleur, de la pression et des catalyseurs pour transformer les fractions légères de pétrole brut en hydrocarbures plus lourds et plus aromatiques. Le produit final de ce processus est appelé (reformat) et il est principalement utilisé comme composant de l'essence à indice d'octane élevé. La composition exacte du reformat peut varier en fonction des conditions de réaction et des propriétés du

pétrole brut utilisent, mais en général, il contient des hydrocarbures aromatiques à six et huit atomes de carbone.

Les principaux composants du reformat sont :

II-5-1. Le benzène (C₆H₆) : c'est un composé aromatique présent en grande quantité dans le reformat, généralement entre 40 % et 60 % en poids. Le benzène est utilisé dans l'industrie chimique comme solvant et comme matière première pour la fabrication de nombreux produits chimiques [11].

II-5-2. Les alkylbenzènes : ce sont des hydrocarbures aromatiques substitués par un groupe alkyle, comme le toluène (C₆H₅CH₃) et le xylène (C₆H₄(CH₃)₂). Ces composés représentent généralement entre 20% et 40 % en poids du reformat [11].

II-5-3. Les naphthènes : ce sont des hydrocarbures cycliques saturés qui ont une structure similaire à celle des cyclohexanes. Les naphthènes représentent généralement entre 10% et 20 % en poids du reformat [12].

II-5-4. Les paraffines : ce sont des hydrocarbures saturés linéaires ou ramifiés qui ne sont pas aromatiques. Les paraffines sont généralement présentes en faible quantité dans le reformat, représentant moins de 10 % en poids [12].

En plus de ces composés principaux, le reformat peut également contenir des composés soufre, azotes et oxygènes, ainsi que des impuretés telles que des métaux et des cendres. Ces impuretés telles que des métaux et des cendres. Ces impuretés peuvent affecter la qualité du produit final et doivent être éliminées ou réduites à des niveaux acceptables avant que le reformat puisse être utilisé comme composant de l'essence.

Chapitre III :
Simulation
Du four par Hysys

Chapitres iii : Simulation du four par Hysys.

Introduction :

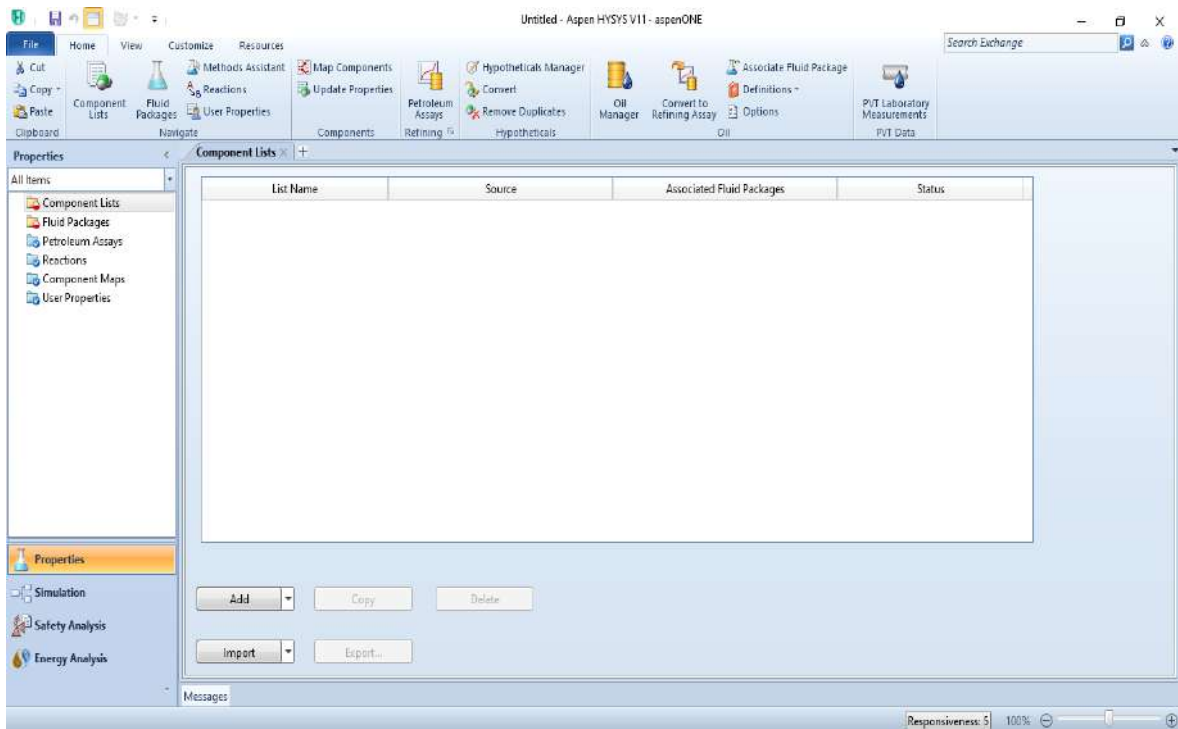
Le logiciel de simulation Hysys est un logiciel qui permet d'optimiser un procédé chimique ou le fonctionnement d'un équipement. L'objectif de cette partie de travail est l'étude du problème d'augmentation de la production de l'unité RHM2 HMD par l'augmentation de la charge naphta à l'entrée du four par une simulation de four de l'unité reforming catalytique dans le but d'augmenter la température de sortie du four (naphta2) en faisant varier certains paramètres opératoires.

Le procédé de Simulation du four avec le logiciel HYSYS :

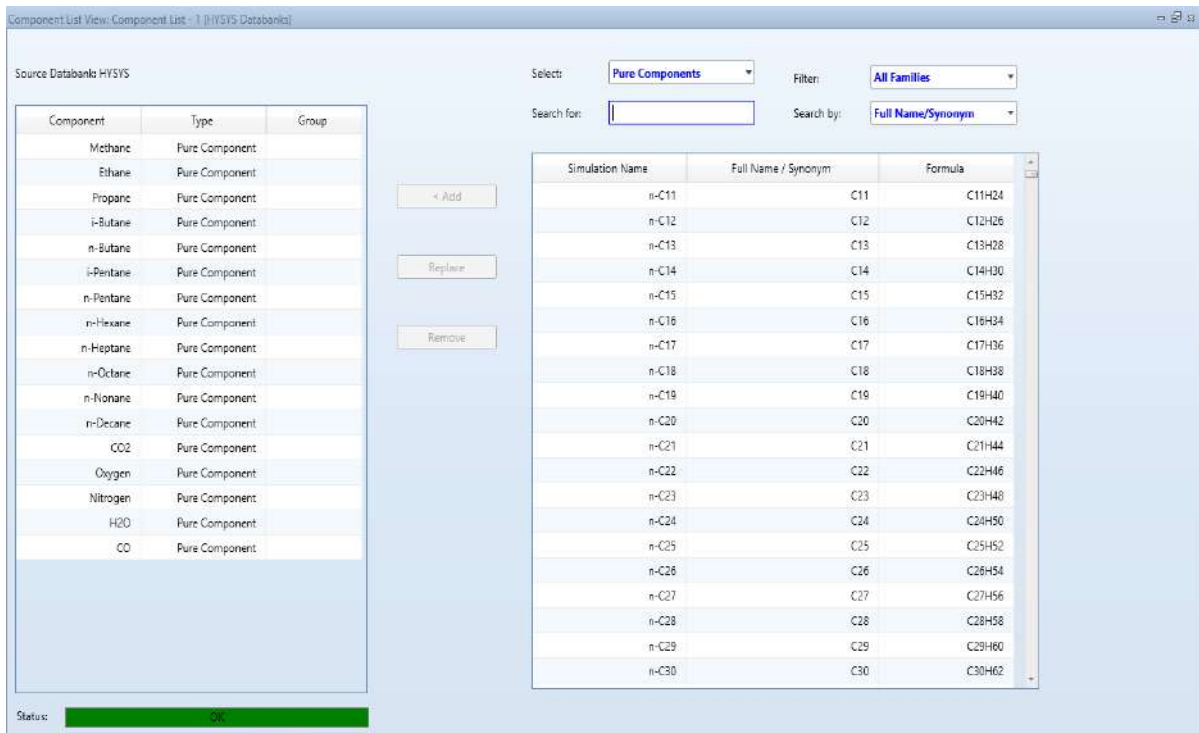
Les différents paramètres d'entrée du four à savoir la pression, la température et le débit (naphta 1) sont collectées à partir de l'unité RHM2 ainsi que la composition du naphta1 obtenu par une analyse chromatographique. La démarche suivie de simulation est donc

Etablissement du PFD (Process Flow Diagram)

Interface Hysys

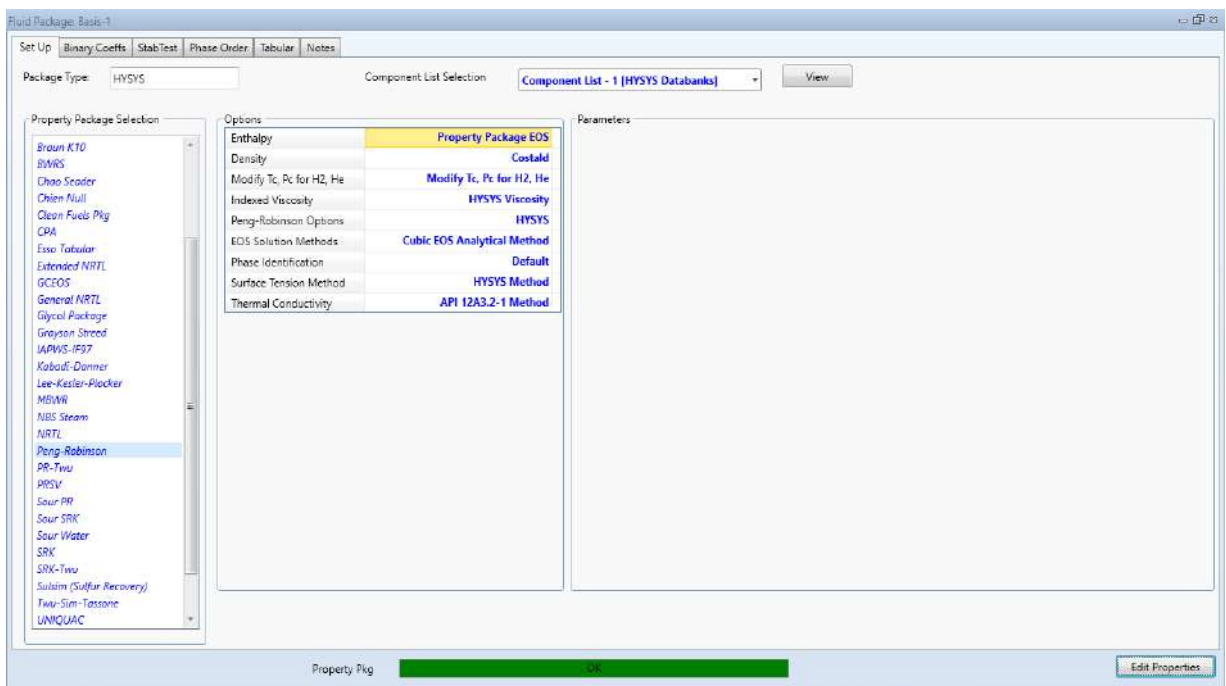


Choix de la liste des composants (component List)

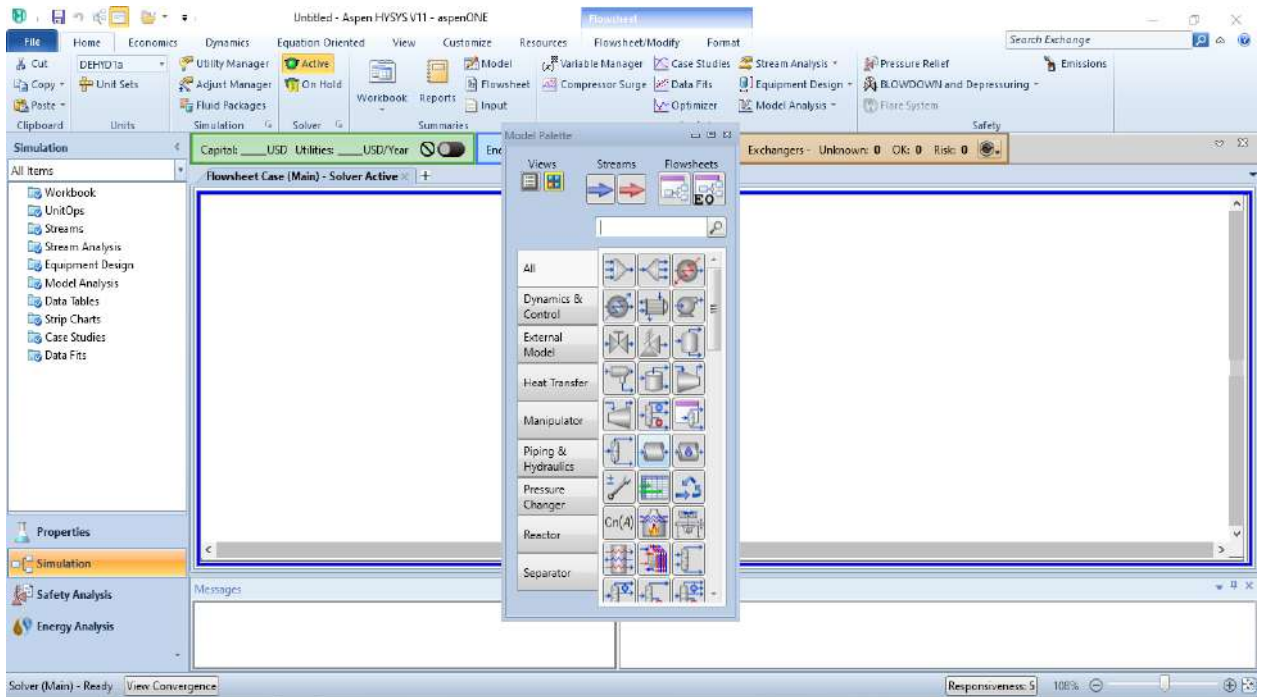


Choix de modèle thermodynamique

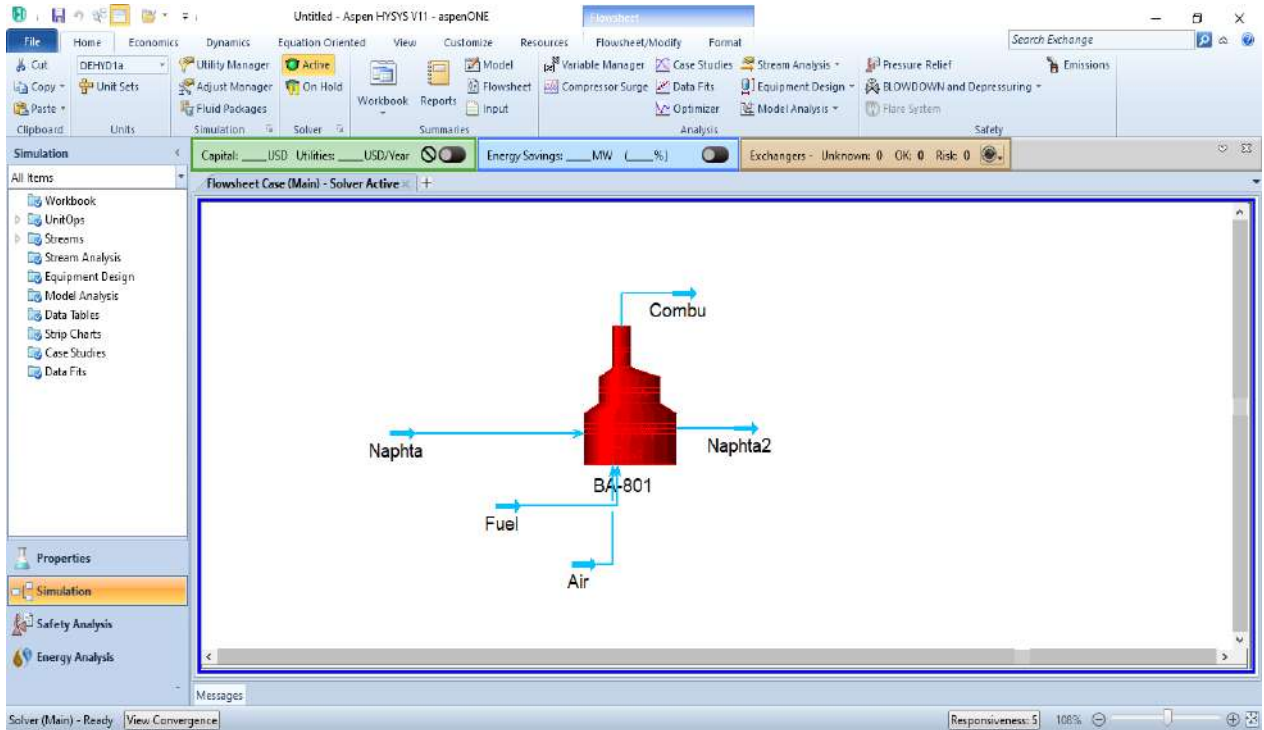
La sélection du modèle thermodynamique est une étape cruciale dans la simulation du procédé. La précision des résultats de simulation dépend de l'adéquation de la propriété utilisée. Les simulateurs de procédés contiennent des outils de calcul des propriétés physiques des flux de composants purs et de leurs mélanges ainsi que de l'équilibre de phase. Le package fluide (fluide package) dans AspenHysys, se compose de différents modèles pour le calcul des propriétés physique. Pour les applications perlrières, gazières et pétrochimiques.



Accès à l'Environnement de la simulation (Simulation environnement)



Installation des courants de charge d'Énergie ; installation des équipements et spécification des conditions (composition, débit, pression et température)



Nous allons ensuite entrer toutes les données réelles collectées à partir de l'unité à savoir pression, température et débit du naphta 1

CHAPITRE III.....simulation du four par hysys

Material Stream: Naphta

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	Naphta	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	428,0	428,0
Composition	Pressure [bar]	25,92	25,92
Oil & Gas Feed	Molar Flow [Nm3/d(gas)]	273,0	273,0
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	58,38	58,38
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	12,49	12,49
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,992e-004	-9,992e-004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	430,5	430,5
Cost Parameters	Heat Flow [kW]	-14,09	-14,09
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	8,232e-002	8,232e-002
Emissions	Fluid Package	Base-1	
	Utility Type		

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: Fuel

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	Fuel	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	25,00	25,00
Composition	Pressure [bar]	1,000	1,000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [Nm3/d(gas)]	60,00	60,00
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	4,316	4,316
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1,349	1,349
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,039e+005	-1,039e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	176,3	176,3
Cost Parameters	Heat Flow [kW]	-3,218	-3,218
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	9,751e-003	9,751e-003
Emissions	Fluid Package	Base-1	
	Utility Type		

Delete Define from Stream... View Assay

CHAPITRE III.....simulation du four par hysys

Material Stream: Air

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	Air	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	25,00	25,00
Composition	Pressure [bar]	1,000	1,000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [Nm ³ /d[ges]]	1273	1273
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	68,27	68,27
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	11,91	11,91
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,076	-8,076
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	151,8	151,8
Cost Parameters	Heat Flow [kW]	-5,308e-003	-5,308e-003
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m ³ /h]	55,91	55,91
Emissions	Fluid Package	Basis-7	
	Utility Type		

Delete Define from Stream... View Assay

Material Stream: Naphta2

Worksheet Attachments Dynamics

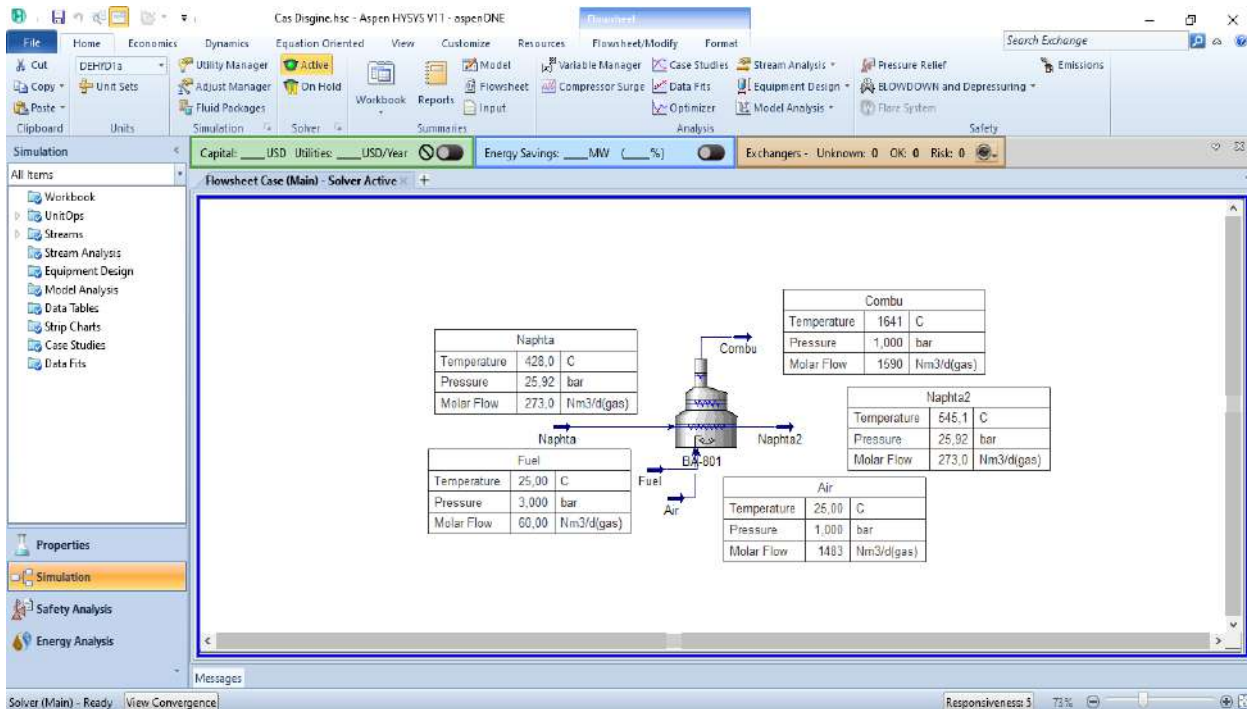
Worksheet	Stream Name	Naphta2	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	545,0	545,0
Composition	Pressure [bar]	25,92	25,92
Oil & Gas Feed	Molar Flow [Nm ³ /d[ges]]	273,0	273,0
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	58,38	58,38
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	12,49	12,49
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5,306e+004	-5,306e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	491,1	491,1
Cost Parameters	Heat Flow [kW]	-7,608	-7,608
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m ³ /h]	8,232e-002	8,232e-002
Emissions	Fluid Package	Basis-7	
	Utility Type		

Delete Define from Stream... View Assay

Résultats de simulation :

Après avoir entré toutes les données nous avons fait la simulation avec les mêmes données de l'unité, les résultats de simulations sont donnés dans l'image suivante prise à partir de Hysys.

D'après les résultats nous remarquons que le four a augmenté la température du naphta à 545.1°C grâce à la réaction de combustion à l'intérieur du four entre le fuel et l'air.



L'augmentation de la quantité à traiter du naphta1 dépend de la température du four , le problème qui existe dans l'unité c'est la température limitée du four qui ne permet pas de traiter une quantité supplémentaire du naphta1, pour cette raison nous avons pensé à essayer de faire augmenter la température du four en faisant varier les paramètres essentiel de la réaction de combustion à l'intérieur du four à savoir la pression et la température de l'air et du fuel. Les résultats sont récapitulés dans le tableau suivant.

Tableau : influence de la pression de fuel sur la température du naphta2

Paramètre	Air	Fuel	Naphta
T1	25	25	545.3
P1	1	4	
T2	25	25	545
P2	1	3	544.9
T3	25	25	
P3	1	2	544.7
T4	25	25	
P4	1	1	

Tableau 1 : représenté résultats influencent la pression de fuel sur la température de naphta

CHAPITRE III.....simulation du four par hysys

Dans les quatre cas de ce tableau, nous fixons la même valeur de température pour le fuel et l'air, mais nous ne modifions que la pression de fuel. Une fois on en prend 4 bar, une fois 3 bar, une fois 2 bar et une fois 1 bar, et gardons la même pression d'air.

D'après les résultats de tableau nous remarquons que la pression 4 bar du fuel est la pression proche du résultat du cas design pour la température que nous voulons atteindre de naphta sorties 545 c°.

Paramètre	Air	Fuel	Naphta
T1	25	25	546
P1	4	3	
T2	25	25	546
P2	3	3	
T3	25	25	545.8
P3	2	3	
T4	25	25	545.1
P4	1	3	

Tableau 2 : représenté résultats influencent la pression de l'air sur la température de naphta

Dans les quatre cas de ce tableau, nous fixons la même valeur de température pour le fuel et l'air, mais nous ne modifions que la pression de l'air. Une fois on en prend 4 bar, une fois 3 bar, une fois 2 bar et une fois 1 bar, et gardons la même pression du fuel 3 bar dans les quatre cas.

D'après les résultats de tableau nous remarquons que la pression 1 bar de l'air est la pression proche du résultat du cas design pour la température que nous voulons atteindre de naphta sorties 545 c°.

Tableau 3 : la comparaison entre le cas actuel et simule :

	Cas actuel	Cas simule
La T° avant le four (Naphta) (°C)	395	428
La T° après le four (Naphta2) (°C)	475	545
La pression de fuel (bar)	1	3
La T° de fuel (°C)	Ambiante (25)	Ambiante (25)
La T° de l'air (°C)	Ambiante (25)	Ambiante (25)
La pression de l'air (bar)	1	1

- La température avant le four (naphta)
- Cas actuel : 395°C
- Cas simulé : 428°C

Cette variable représente la température du naphta avant d'entrer dans le four.

- La température après le four (Naphta2) :
- Cas actuel : 475°C
- Cas simulé : 545°C

Cette variable indique la température du naphta après avoir été traité dans le four, Le processus de reformage catalytique vise à modifier la composition chimique du naphta pour produire des hydrocarbures à plus haute teneur en hydrogène

- La pression de fuel :
- Cas actuel : 1bar
- Cas simulé : 3bar

Cette variable représente la pression à laquelle le combustible (fuel) est fourni dans le processus de reformage catalytique. Une pression plus élevée peut avoir des effets sur les performances du procédé.

- La température de l'air :
- Cas actuel : Ambiante (25°C)
- Cas simulé : Ambiante (25°C)

Cette variable représente la température de l'air ambiant utilisé dans le procédé de reformage catalytique. L'air peut être utilisé comme oxydant dans certaines réactions chimiques du procédé

- La pression de l'air :
- Cas actuel : 1bar
- Cas simulé : 1bar

Cette variable indique la pression à laquelle l'air ambiant est fourni dans le procédé de reformage catalytique

En comparant les deux cas, on peut observer les différences de température avant et après le four ainsi que la pression du fuel. Ces paramètres peuvent avoir un impact sur l'efficacité du procédé de reformage catalytique et les propriétés des produits obtenus. Il est important de noter que les résultats simulés peuvent différer des conditions réelles du cas actuel et sont utilisés pour évaluer les performances potentielles d'un changement de paramètres.

- On a remarqué aussi que la température de Naphta-Naphta2 dans les deux cas (actuel – simule) il existe une différence $395^{\circ}\text{C} < 428^{\circ}\text{C}$ et $475^{\circ}\text{C} < 545^{\circ}\text{C}$, A partir de ce point nous posons une question : **Pourquoi dans le cas actuel (RHM2) la température dans la sortie n'atteindra pas la même chose que le cas simule ?**
- **La réponse :** Ils ne peuvent pas le faire pour des raisons de sécurité par Exemple :
- Fusion de tube - La possibilités d'une nouvelle augmentation de la température indésirable

Conclusion Générale

Conclusion Générale

Le procédé du reforming catalytique permet d'augmenter l'indice d'octane de la charge (naphta) a un indice plus élevé (reformat) ce procédé nécessite plusieurs équipements qui jouent un rôle majeur pour l'optimisation de ce procédé parmi ces équipements le four qui joue un rôle primordiale pour porter la température de la charge à une température convenable d'entrée du réacteur , la simulation du four par le logiciel hysys a permet d'optimiser la température de four en faisant une étude de sensibilité sur les paramètres de la réaction d'oxydation à savoir la pression et la température de l'air et du fuel , les résultats ont montré que la température de fuel ou de l'air n'a aucune influence sur la température du four par contre la variation de pression permet d'optimiser cette température c'est pour cette raison on peut suggérer de mettre un compresseur qui permet de comprimer fuel avant son entrer dans le four.

Références Bibliographique

Références Bibliographique

[1] : Ramage MP, Graziani KR, Krambeck FJ. Development of mobile Kinetic reforming model, Chem

Eng. SCI (1980), P.35 (1-2), P.41 (8).

[2] : J.P. WAUQUIER : Procèdes de séparation, Edition TECHNIP 1998-Paris

[3] : Présentation de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud, RHM2.Mars.2007

[4] : PIERRE LEPRINCE : " le Raffinage du pétrole " : Procèdes de transformation (tome 3) Edition

Technip-Paris 1998 pages 105.125.175.180.237.342

[5] : Manuel opératoire de l'unité de traitement de RHM.

[6] : Document interne de l'unité RHM_2_CIS_HMD

[7] : Cours de Raffinage-1- FHC (1GCR02, 1GCP02), Boumerdes 2005-2006.

[8]: Engineering PERRY HAND BOOK, Edition 1972.

[9]: Engineering DATA BOOK NINTH, Edition 1972.

[10] :P. WUITHIER ' Le pétrole, raffinage et génie chimique 2' ; Edition Technip-Paris 1972.

[11] : Proceeding du séminaire 'Développement, promotion' ; Alger ; Avril 1999.

[12] : Site de recherche Google : www.naphta.com

[13] : Règlement technique installation de reformage catalytique.

[14] : A. CHAVEL, G. LEFEBVRE, Procédé de pétrochimie, Tome 1,2eme édition, (1985).

[15] : Pierre, LEPRINCE, Le Raffinage du pétrole, Tome 3 Procèdes de transformation, (1998).

Annexes

Fiche technique de RHM2: Genèse

- Année de construction : 1977
- Engineering : ALTEC & HE.
- Construction : ALTRA
- Mise en service : 14 juin 1979

Elle se compose des quatre unités suivantes:

- Unité 200: Distillation atmosphérique (Topping)
- Unité 300: Pré-traitement naphta (hydrodésulfuration)
- Unité 800: Reforming catalytique
- Unité 900: Stockage, pomperie d'expédition et utilités.

Capacité de production

Capacités en Tonnes / An:

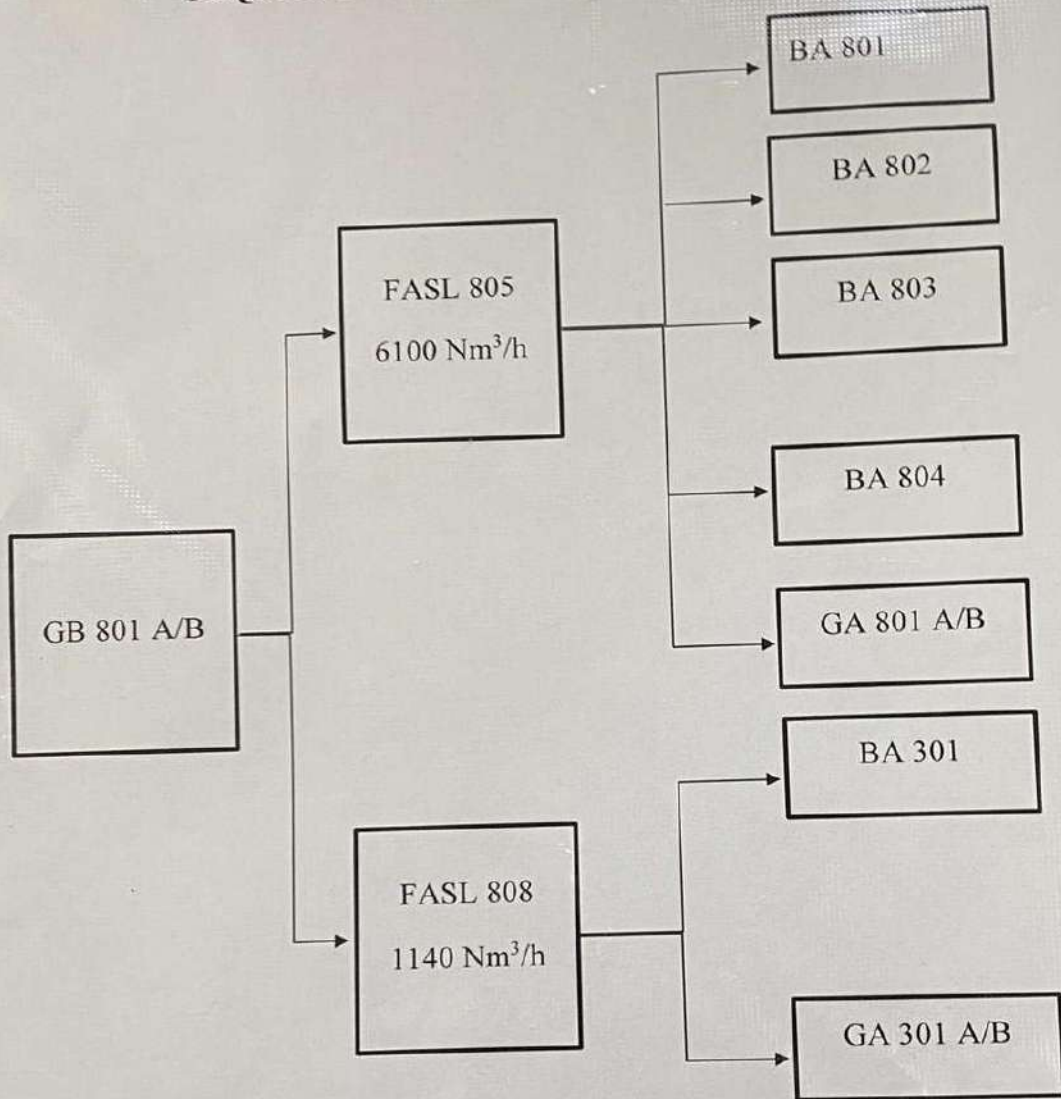
	DESIGN	ACTUELLE (2019)
Charge Topping	1 070 000	1 120 300
Charge Reforming	120 800	65 200
Gas-oil	412 000	332 000
Jet A1	40 500	69 000
Essence Normale	42 500	44 000
Essence Super	42 500	0
Reformat	100 000	60 500

NB. 23 800 Tonnes de Reformat livré aux puits

Historique des actions pour Réhabilitation

- 2000 à 2010: Réalisation de plusieurs études techniques et diagnostics pour sa réhabilitation.
- 2007: Elaboration par Stone & Webster (SHAW) du FEED de la réhabilitation.
- 2008: Consultation restreinte pour la réalisation en EPC du projet (Infructueuse).
- 2009: Décision prise pour confier le projet à SHAW avec sous-traitance des travaux au groupement Algérien ENGTP/ENGCB/ETTERKIB/SAFIR.
- 2010: Rejet par Sonatrach de l'offre commerciale de SHAW en raison du prix.

SEQUENCES D'ARRET PAR BAS DEBIT GB 801 A/B



DEBIT DES PASSES DU FOUR BA 201

LECTURE	VALEUR CORRESPONDANTE	LECTURE	VALEUR CORRESPONDANTE
3.0	10.50	6.0	21
1	10.85	1	21.35
2	11.20	2	21.70
3	11.55	3	22.05
4	11.90	4	22.40
5	12.25	5	22.75
6	12.60	6	23.10
7	12.95	7	23.45
8	13.30	8	23.80
9	13.65	9	24.15
4.0	14	7.0	24.50
1	14.35	1	24.85
2	14.70	2	25.20
3	15.05	3	25.55
4	15.40	4	25.90
5	15.75	5	26.25
6	16.10	6	26.60
7	16.45	7	26.95
8	16.80	8	27.30
9	17.15	9	27.65
5.0	17.50	8.0	28
1	17.85	1	28.35
2	18.20	2	28.70
3	18.55	3	29.05
4	18.90	4	29.40
5	19.25	5	29.75
6	19.60	6	30.10
7	19.95	7	30.45
8	20.30	8	30.80
9	20.65	9	31.15

Journée du : 15/02/2023

SUIVI PRODUCTION KEROSENE - JET A1

HEURE	PRECIPITATEUR FA 214				ANALYSE KEROSENE VERS STOCKAGE										ANALYSE KEROSENE AU BAC												
	CHARGE M3/H	T°C	ENTREE	LP EN BARS	TENSION EN KV	% COURSE PPE SOUDE	% COURSE PPE STAINS	DENSITE	PL ECLAIRE	COULEUR	ACIDITE	POINT DE TROUBLE	CONDUCTIVITE ELECTRIQUE	WSM	SOUDE	POINT DE CONGELATION	SR	HAUTEUR	T°C	DENSITE	LUCHAIRE	COULEUR	CONDUCTIVITE ELECTRIQUE	WSIM	POINT DE TROUBLE	ACIDITE	
00H00	12	36	37	35	32	30	20	0,7829	431/30	40/30	40/30	451/30	451/30	22	3230	22	0,7848	3230	22	23	3480	23	70/44	70/44	210	210	210
02H00	36	35	32	30	20	20	20	0,7802	41/30	38/30	38/30	41/30	41/30	25	4265	25	4265	25	25	4000	25	4510	25	4510	25	4510	
04H00	35	32	30	20	20	20	20	0,7802	41/30	38/30	38/30	41/30	41/30	25	4265	25	4265	25	25	4000	25	4510	25	4510	25	4510	
06H00	32	31	30	20	20	20	20	0,7802	41/30	38/30	38/30	41/30	41/30	25	4265	25	4265	25	25	4000	25	4510	25	4510	25	4510	
08H00	31	30	20	20	20	20	20	0,7802	41/30	38/30	38/30	41/30	41/30	25	4265	25	4265	25	25	4000	25	4510	25	4510	25	4510	
10H00	39	36	34	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
12H00	34	34	34	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
14H00	37	36	34	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
16H00	36	34	32	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
18H00	34	32	30	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
20H00	34	32	30	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
22H00	32	30	30	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
24H00	32	30	30	30	30	30	30	0,7802	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	

OBSERVATIONS :

HASSI-MESSAOUD, Le 15/02/2023

SIGNATURE.

Journée du : 16/02/2023

SUIVI PRODUCTION KEROSENE - JET A1

HEURE	PRECIPITATEUR FA 214				ANALYSE KEROSENE VERS STOCKAGE										ANALYSE KEROSENE AU BAC												
	CHARGE M3/H	T°C	ENTREE	LP EN BARS	TENSION EN KV	% COURSE PPE SOUDE	% COURSE PPE STAINS	DENSITE	PL ECLAIRE	COULEUR	ACIDITE	POINT DE TROUBLE	CONDUCTIVITE ELECTRIQUE	WSM	SOUDE	POINT DE CONGELATION	SR	HAUTEUR	T°C	DENSITE	LUCHAIRE	COULEUR	CONDUCTIVITE ELECTRIQUE	WSIM	POINT DE TROUBLE	ACIDITE	
00H00	12	36	36	35	32	30	20	0,7808	431/30	41/30	41/30	431/30	431/30	25	4460	25	4460	25	25	4460	25	5020	26	5020	26	160	160
02H00	36	35	32	30	20	20	20	0,7808	431/30	41/30	41/30	431/30	431/30	25	4460	25	4460	25	25	4460	25	5020	26	5020	26	160	160
04H00	35	32	30	20	20	20	20	0,7808	431/30	41/30	41/30	431/30	431/30	25	4460	25	4460	25	25	4460	25	5020	26	5020	26	160	160
06H00	32	31	30	20	20	20	20	0,7808	431/30	41/30	41/30	431/30	431/30	25	4460	25	4460	25	25	4460	25	5020	26	5020	26	160	160
08H00	31	30	20	20	20	20	20	0,7808	431/30	41/30	41/30	431/30	431/30	25	4460	25	4460	25	25	4460	25	5020	26	5020	26	160	160
10H00	39	36	34	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
12H00	34	34	34	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
14H00	37	36	34	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
16H00	36	34	32	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
18H00	34	32	30	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
20H00	34	32	30	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
22H00	32	30	30	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	
24H00	32	30	30	30	30	30	30	0,7808	431/30	431/30	431/30	431/30	431/30	28	5760	28	5760	28	28	5510	28	6010	28	6010	28	6010	

OBSERVATIONS :

HASSI-MESSAOUD, Le 16/02/2023

SIGNATURE.

LABORATOIRE RHM2
RESULTATS D'ANALYSES

Date: *01.03.2023* Heure: *18h*

Poste: *Prod*

Echantillon	Origine	Densité 15/4	TVR (bars)	Couleur	Point Eclair (°C)	DISTILLATION ASTM °C											
						PI	5%	10%	20%	30%	50%	70%	80%	85%	90%	55%	PF%
Reformât	Reforming	0,7686	0,720			37	54	62	80	93	115	134	146	X	160	176	196
Gasoline	Topping	0,6832	0,720			37	46	50	53	56	63	72	79	X	88	93	107
Naphta	- "-	0,7448	X			81	110	105	110	115	127	138	148	X	160	170	185
Kérosène	- "-	0,7854	X	+30	43	145	154	157	160	165	174	184	190	X	197	202	212
Mélange	- "-	0,8340	X	0,5	62	170	175	200	220	234	260	273 295	318	330	345	370	391
Echantillon	Origine	Densité 15/4	TVR (bars)	NaCl (mg/l)	PH	Fe (mg/l)	Cl ⁻ (mg/l)	Observations:									
BRUTE	TOPPING	0,7962	0,750		X												
BRUT/S	- "-	0,7959			X												
RESIDU	- "-				X												
H2O	FA201				4,81												
H2O	FA205				6,20												

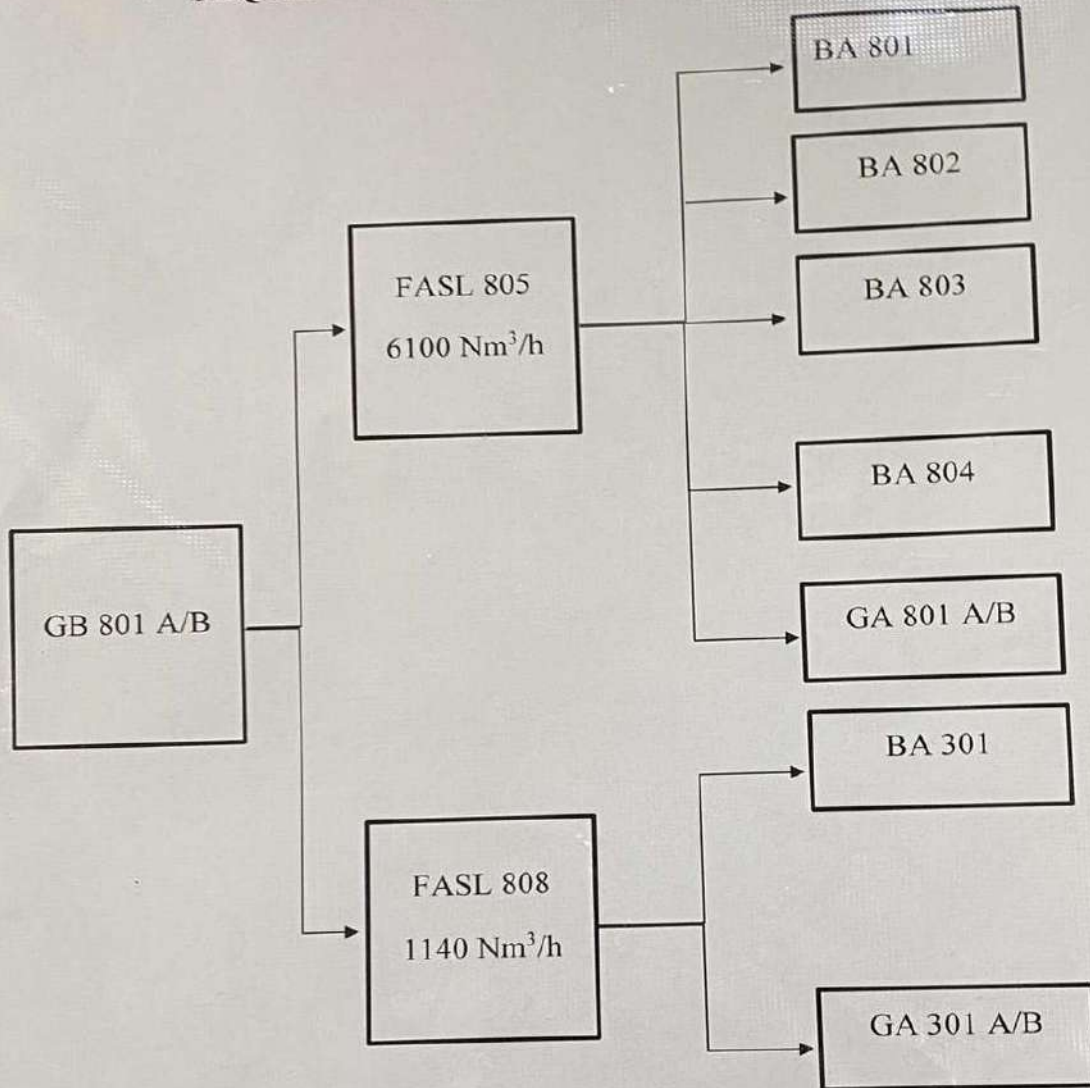
SEUIL ALARME/SECURITE GB 801 A/B

	ALARME		SECURITE	
	PROCESS	PAL 860 A/B	18 bar	PASL 861 A/B
TAH 829 A/B		80°C	TASH 830 A/B	90°C
EAU DE REFROID		/	FASL 823 A/B	1 m ³ /h
HUILE COMPR	PAL 864 A/B	1.1 bar	PASL 865 A/B	0.9 bar
	TAH 834 A/B	70°C	TASH 835 A/B	80°C
HUILE REDUC	PAL 867 A/B	1.5 bar	PASL 868 A/B	1.0 bar

SEUIL ALARME/ SECURITE BA 202

ALARME	DEBIT PASSES	FAL 206 A-B	10m³/h
	BRULEUR	PAL 217	150 mb
SECURITE	DEBIT PASSES	FASL 207 A-B	8m³/H
	PILOTE	PASL 214	50 mb
	BRULEUR	PASL 218	100mb
	FUMEEES	TASH 222	480°C
T°	PEAU TUBE MAXIMALE	SORTIE ZONE DE RADIATION	SORTIE ZONE DE CONVECTION
	500°C	750°C	870°C

SEQUENCES D'ARRET PAR BAS DEBIT GB 801 A/B



LABORATOIRE RHM2
RESULTATS D'ANALYSES

Date: 01.03.2023
 Heure: 18h
 Poste: N...

Echantillon	Origine	Densité 15/4	TVR (bars)	Couleur	Point Eclair (°C)	DISTILLATION ASTM °C												
						PI	5%	10%	20%	30%	50%	70%	80%	85%	90%	95%	PF %	
Réformât	Réforming	0,7686	0,720			37	54	62	80	93	115	134	146	X	160	176	196	
Gasoline	Topping	0,6832	0,720			37	46	50	53	56	63	72	79	X	88	93	107	
Naphta	-"-	0,7448	X			81	110	105	110	115	127	138	148	X	160	170	185	
Kérosène	-"-	0,7854	X	+30	43	145	154	157	160	165	174	184	190	X	197	202	212	
Mélange	-"-	0,8340	X	96	62	170	185	200	220	234	260	283	295	318	330	345	370	391

Observations:

Echantillon	Origine	Densité 15/4	TVR (bars)	NaCl (mg/l)	PH	Fe (mg/l)	Cl- (mg/l)
BRUTIE	TOPPING	0,7962	0,760		X		
BRUT/S	-"-	0,7959			X		
RESIDU	-"-				X		
H2O	FA201				4,81		
H2O	FA205				6,20		

SEUIL ALARME / SECURITE FOURS BA800

	SEUIL ALARME		SEUIL SECURITE				T°C MAX	
	FG Bruleur	Débit Qv	FG pilote	FG bruleur	Fumées	Débit H2 gaz de recyclage	Peau tube	Fumées
BA 801	PAL 811	FAL 806 QvH2	PASL 809	PASL 812	TASH 816	FASL 805 QvH2	607°C	845°C
	0.3 bar	10200 Nm³/h	0.150 bar	0.2 bar	950°C	6100 Nm³/h		
BA 802	PAL 817	FAL 806 QVH2	PASL 815	PASL 818	TASH819	FASL 805 QVH2	607°C	845°C
	0.3 bar	10200 Nm³/h	0.150 bar	0.2 bar	950°C	6100 Nm³/h		
BA 803	PAL 823	FAL 806 QvH2	PASL 821	PASL 824	TASH 822	FASL 805 QvH2	616°C	845°C
	0.3 bar	10200 Nm³/h	0.150 bar	0.2 bar	750°C	8100 Nm³/h		
BA 804	PAL 836	FAL 806 QvH2	PASL 876	PASL 837	TASH 940	FASL 905 QvH2		
	0.3 bar	10200 Nm³/h	0.150 bar	0.2 bar	550°C	6100 Nm³/h		
BA 301	PAL313	FAL807 QvH2	PASL 310	PASL3 14	TASH309	FASL808 QvH2	427°C	482°C
	0.3 bar	1520Nm3/h	0.150 bar	0.2 bar	580°C	1140 Nm3/h		
BA302	PAL332	FAL307 Qv GA303A/B	PASL 329	PASL3 33	TASH 312	FASL308 Qv GA303A/B	454°C	507°C
	0.3 bar	32m3/h	0.150 bar	0.2 bar	610°C	24m3/h		

SEUILS ALARMES & SECURITES DU FOUR BA 201

ALARME	DEBIT CHARGE	FAL 215	65 m³/h
	BRULEUR	PAL 208	0.3 bar
SECURITE	DEBIT CHARGE	FASL 216	55 m³/h
	DEBIT PASSES	FASL 202 A-F	12 m³/h
	PILOTE	PASL 205	0.150 bar
	BRULEUR	PASL209	0.2 bar
	FUMEEES	TASH 219	500 °C
TEMPERATURE	PEAU TUBE MAXIMALE	SORTIE ZONE DE RADIATION	SORTIE ZONE DE CONVECTION
	500 °C	844 °C	364 °C

Fiche technique de RHM2: Genèse

- Année de construction : 1977
- Engineering : ALTEC & HE.
- Construction : ALTRA
- Mise en service : 14 juin 1979

Elle se compose des quatre unités suivantes:

- Unité 200: Distillation atmosphérique (Topping)
- Unité 300: Pré-traitement naphta (hydrodésulfuration)
- Unité 800: Reforming catalytique
- Unité 900: Stockage, pomperie d'expédition et utilités.

Capacité de production

Capacités en Tonnes / An:

	DESIGN	ACTUELLE (2019)
Charge Topping	1 070 000	1 120 300
Charge Reforming	120 800	65 200
Gas-oil	412 000	332 000
Jet A1	40 500	69 000
Essence Normale	42 500	44 000
Essence Super	42 500	0
Reformat	100 000	60 500

NB. 23 800 Tonnes de Reformat livré aux puits

Historique des actions pour Réhabilitation

- 2000 à 2010: Réalisation de plusieurs études techniques et diagnostics pour sa réhabilitation.
- 2007: Elaboration par Stone & Webster (SHAW) du FEED de la réhabilitation.
- 2008: Consultation restreinte pour la réalisation en EPC du projet (Infructueuse).
- 2009: Décision prise pour confier le projet à SHAW avec sous-traitance des travaux au groupement Algérien ENGTP/ENGCB/ETTERKIB/SAFIR.
- 2010: Rejet par Sonatrach de l'offre commerciale de SHAW en raison du prix.

Résumé

Le procédé de reformage catalytique est très difficile à exploiter car il dépend de plusieurs paramètres opératoires qui ne sont pas faciles à maîtriser.

Depuis ces dernières années la quantité de reformat issue de l'unité 800 a diminuée à cause de la dégradation de la capacité du four BA 801.

Ce travail consiste en l'étude du problème d'augmentation de la production de l'unité RHM2 HMD par l'augmentation de la charge naphtha d'entrée du four et de faire une simulation par le logiciel HYSYS de four BA 801 de l'unité reforming catalytique dans le but d'augmenter la température de sortie du four en faisant varier certains paramètres opératoires (fuel, air). Les résultats ont montré que l'augmentation de la pression du fuel permet d'augmenter la température du four.

Mots clés : Raffinage, Reformage, RHM2, four, naphtha, fuel, air.

ملخص

من الصعب جدًا استغلال عملية الإصلاح الحفزي لأنها تعتمد على العديد من معايير التشغيل التي ليس من السهل التحكم فيها.

في السنوات الأخيرة، انخفضت كمية إعادة التكوين من الوحدة 800 بسبب تدهور قدرة الفرن BA 801.

يتكون هذا العمل من دراسة مشكلة زيادة إنتاج وحدة RHM2 HMD عن طريق زيادة حمل الناقتا عند مدخل الفرن وعمل محاكاة بواسطة برنامج HYSYS لفرن BA 801 لوحدة إعادة التشكيل الحفزي مع تهدف إلى زيادة درجة حرارة مخرج الفرن من خلال تغيير معاملات تشغيل معينة (وقود، هواء). أظهرت النتائج أن الزيادة في ضغط الوقود تجعل من الممكن زيادة درجة حرارة الفرن.

الكلمات المفتاحية: التكرير، الإصلاح، RHM2، الفرن، النفط، زيت الوقود، الهواء.

Summary

The catalytic reforming process is very difficult to exploit because it depends on several operating parameters, which are not easy to control.

In recent years, the quantity reformats from unit 800 has decreased due to the deterioration of the capacity of the BA 801 furnace.

This work consists of the study of the problem of increasing the production of the RHM2 HMD unit by increasing the naphtha load at the inlet of the furnace and to make a simulation by the HYSYS software of the BA 801 furnace of the catalytic reforming unit in order to increase the furnace outlet temperature by varying certain operating parameters (fuel, air)

Keywords: Refining, Reforming, RHM2, furnace, naphtha, fuel, air. The results showed that the increase in the pressure of the fuel allows increasing the temperature of the furnace.