



République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la
Recherche scientifique

Université A.M OULHADJ – Bouira

Faculté des Sciences et des Sciences Appliquées

Département de Génie des Procédés



Mémoire

Présente par :

BAALI ABDELLAH

KHEDDOUCI LINA

Pour l'obtention du Diplôme de

Master

Filière : GENIE DE PROCEDES

Spécialité : Génie Chimique

ETUDES DES PARAMETRES DE MARCHE DE REGENERATEUR EN CONTINUE 520-R-051 DE L'UNITE DE REFORMAGE CATALYTIQUE A LIT MOBILE DE LA RA1G

Soutenu, le 04/05/2023

Devant le jury composé de :

Mr.	A.	HAMDACHE	Président	MCB	Université de Bouira
Mme.	N.	EL HANAFI	Examinatrice	MCB	Université de Bouira
Mme	L.	MANSOURI	Examinatrice	MAA	Université de Bouira
Mr.	H.	LOUNICI	Encadrant	Professeur	Université de Bouira

Année Universitaire : 2022/2023



Remerciements

*Avant tout nous remercions le bon Dieu de nous avoir donné la santé, le courage et la volonté pour accomplir ce travail qui a été réalisé au sein de **LA RAFFINERIE D'ALGER***

*Au terme de ce travail, on remercie en premier lieu **Mr ZEMOURI**, le directeur de la raffinerie, de nous avoir donnés cette opportunité de préparer notre projet de fin d'étude de Master au sein de son entreprise, et pour son soutien, sa disponibilité, son aide indéfectible et sa gentillesse*

*On souhaite ensuite adresser nos remerciements à Monsieur **H.Boudahdir** , notre promoteur à Alger pour la confiance qu'il nous a accordés en nous permettant d'intégrer le groupe.*

Durant ce stage, sa disponibilité, le temps qu'il est pris pour répondre à nos questions et sa pédagogie a contribué au bon déroulement du projet.

*Nos remerciements vont à tout l'ensemble du personnel de la salle de contrôle pour son accueil et son soutien. Grâce à eux, on a pu réaliser notre stage dans d'excellentes conditions, Ainsi qu'à **Mr Maalag**.*

*Nous tenons à exprimer notre gratitude et nos remerciements pour notre promoteur **H. LOUNICI** de nous avoir encadrés et pour son aide tout au long de la réalisation de notre mémoire, nous saluons en lui sa patience et ses encouragements pour accomplir ce travail.*

*Nous tenons également à remercier **Mr A HAMDACHE** et Mesdames **N. EL HANAFI** et **L. MANSOURI** qui ont bien voulu nous honorer de la présence au sein du jury, qu'ils trouvent ici notre profonde reconnaissance*

On désire aussi remercier tous les enseignants de Génie des procédés qui nous ont aidé durant tout notre cursus.

Sans oublier nos familles, nos amis, et tous ce qui ont participé de loin ou de près pour la réalisation de ce travail.





Dédicace

Je dédie ce Modest travail :

*A mes chers grands parents, pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur tendresse.
Que ce modeste travail, soit l'expression des vœux que vous n'avez cessé de
formuler dans vos prières. Que Dieu vous préserve santé et longue vie.*

*A mes chères sœurs, ceux qui ont partagées avec moi mes moments d'émotions
pour leurs encouragements permanents, et leur soutien moral*

A ma tante, mes oncles et leurs enfants, vous êtes ma source de bonheur.

*A vous mes chers amies, ma deuxième famille, pour votre soutien, votre motivation,
pour réussir dans cette étape de ma vie, merci d'être toujours là pour moi*

LINA

J'ai le plaisir de dédier ce travail :

*A l'être le plus cher dans ma vie, ma mère, qui m'a soutenu et encouragé durant
ces années d'études. Qu'elle trouve ici le témoignage de ma profonde
reconnaissance.*

*A mon frère, mes sœurs et leurs époux, mes neveux et nièces, ceux qui m'ont
chaleureusement encouragé, sans vous je ne serai pas là où j'en suis.
Toute ma gratitude pour mon père également qui m'a permis de grandir, de murir
et de m'instruire.*

*A vous mes amis, vous êtes une bénédiction, je vous souhaite le succès dans
votre vie.*

ABDELLAH



Résumé

Le reformage catalytique est un processus chimique crucial dans l'industrie pétrolière et gazière, qui permet de convertir le naphta lourd en une essence à haut indice d'octane et un gaz riche en hydrogène. Au fil du temps, la technologie utilisant un catalyseur a lit fixe a été remplacée par une nouvelle génération de procédé appelée reformage à régénération catalytique a lit mobile en continue, mise en œuvre à la raffinerie d'Alger.

Notre mission consiste à mener une étude approfondie sur l'unité de reformage catalytique, en mettant l'accent sur le processus de régénération continue du catalyseur, tout en analysant les paramètres opérationnels qui ont un impact sur l'indice d'octane et sur l'efficacité de l'unité.

ملخص

الإصلاح التحفيزي هو عملية كيميائية مهمة في صناعة النفط والغاز تقوم بتحويل النفط الثقيل إلى بنزين عالي الأوكتان وغاز غني بالهيدروجين. بمرور الوقت، تم استبدال التكنولوجيا التي تستخدم محفزًا ثابتًا بجيل جديد من العملية تسمى إصلاح التجديد التحفيزي المستمر، والتي تم تنفيذها في مصفاة الجزائر العاصمة. مهمتنا هي إجراء دراسة متعمقة لوحدة الإصلاح الحفزي، مع التركيز على عملية التجديد المستمر للمحفز، مع تحليل المعلومات التشغيلية التي لها تأثير على رقم الأوكتان وكفاءة الوقود. كفاءة الوحدة.

ABSTRACT

Catalytic reforming is a crucial chemical process in the oil and gas industry that converts heavy naphtha into high-octane gasoline and hydrogen-rich gas. Over time, the technology using a fixed catalyst was replaced by a new generation of process called continuous catalytic regeneration reforming, implemented at the Algiers refinery.

Our mission is to carry out an in-depth study of the catalytic reforming unit, with emphasis on the process of continuous regeneration of the catalyst, while analyzing the operational parameters that have an impact on the octane number and the fuel efficiency. efficiency of the unit.

Sommaire

Liste des abréviations.....	I
Liste des figures.....	II
Liste des tableaux.....	III
Introduction Générale.....	1

Chapitre I : Généralités sur le pétrole et le raffinage

I- GENERALITES SUR LE PÉTROLE ET LE RAFFINAGE :	2
I.1. Le Pétrole :	2
I.1.1. Formation du pétrole :	2
I.1.2. Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers groupements :	2
I.1.3. Classification des pétroles bruts :	3
I.1.4. Impuretés contenues dans le pétrole brut :	5
I.2. Le raffinage :	5
I.2.1. Définition :	5
I.2.2. Les principales opérations de raffinage :	6
I.3. Reformage catalytique :	7
I.3.1 Définition du reformage catalytique.....	7
I.3.2 Types du reformage catalytique.....	8
I.3.3 Différents procédés du reformage catalytique.....	8
I.3.4 Objectif du procédé CCR.....	9
I.3.5 Indice d'octane.....	9
I.3.6 Prétraitement du naphta.....	10
a. <i>Objectif de L'hydrotraitement</i>	10
b. <i>Opérations d'hydrotraitement</i> :	10
I.3.7 Réactions fondamentales du prétraitement.....	10
I.4. Chimie des procédés :	11
I.4.1. Réactions fondamentales dans le procédé de reformage :	11
I.4.2. Réactions souhaitables :	12
A) Réactions souhaitables avec production d'hydrogène :	12
B) Réactions souhaitables sans production d'hydrogène.....	12
I.4.3. Réactions indésirables :	13

I.4.4.	Analyse cinétique des réactions chimiques :.....	14
--------	--	----

Chapitre II : Présentation de la raffinerie d'Alger

II.1	Présentation de la Raffinerie D'Alger.....	19
II.1.1	Historique :	19
II.1.2	Situation géographique de la raffinerie :	19
II.1.3	Capacité de production :	19
II.1.4	Description des principales installations :.....	20
II.2	Présentation d'unité de Reforming Catalytique CCR (u-520)	22
II.2.1	Description du procès CCR (U-520) :	22
a)	section de réaction de reformage catalytique.....	22
b)	section absorption.....	23
c)	section de stabilisation et de récupération de GPL.....	24
d)	section de régénération du catalyseur.....	24
II.2.2	Équipements du procédé :.....	24

Chapitre III : Régénération du catalyseur

III.1	Définition du catalyseur :	28
III.2	Nature du Catalyseur de reformage catalytique CR 401:.....	28
III.3	Caractéristiques du catalyseur CCR :	29
III.4	Mécanisme du catalyseur CCR :	29
a)	Fonction métallique :	30
b)	Fonction acide.....	30
III.5	Altération de l'activité du catalyseur :.....	31
a)	Les poisons temporaires.....	31
b)	Les poisons permanents.....	32
c)	Le Coke.....	33
III.6	Distribution du catalyseur dans les réacteur :	33
III.7	Circulation du catalyseur :	34
III.8	Régénération du catalyseur :	35
III.8.1	Les étapes de régénération :	35
III.8.2	Les différentes méthodes de régénération :	39

Chapitre IV : Résultats et interprétations

IV.1 Influence du coke sur l'indice d'octane :.....	41
IV.2 Effet de la pression sur le coke :	42
IV.3 Effet de la température sur l'indice d'octane :.....	43
IV.4 Effet de charge sur l'indice d'octane	44
IV.5 Effet du Débit du catalyseur sur la formation du coke :	45
IV.6 Effet de Taux de conversion :	46
IV.7 Effet de la température intérieur dans le premier lit de combustion :	48
IV.8 Effet de chlore sur l'indice d'octane.....	48
IV.9 Effet du ratio H ₂ /HC sur la formation du coke :.....	50
Conclusion Générale.....	51
Références Bibliographique.....	52

Liste des abréviations

A :	Aromatique
ADU :	Atmosphérique Distillation Unit
API :	American Petroleum Institute
BTS :	Basse Teneur en Soufre
BTX :	Benzène, Toluène et Xylène
C :	Atome de carbone
CCR :	Continuous Catalytic Reforming
CPECC :	China petroleum Engineering and Construction
CR401 :	Catalyseur de l'unité de reformage catalytique
GPL :	Gaz de Pétrole liquéfié
H2/HC :	Rapport molaire de l'hydrogène pur à la charge d'hydrocarbure
HTS :	Haute Teneur en Soufre
IFP :	Institut Français du Pétrole
KUOP :	Facteur de caractérisation
MON :	Motor Octane Number
MTS :	Moyenne Teneur en Soufre
N :	Naphtènes
NHT :	Naphta hydrotreating
NO :	Indice d'octane
P :	Paraffines
Ppm :	Part per million
RA1G :	raffinerie d'Alger
RFCC :	Residual Fluid Catalytic Cracking
RON :	Research Octane Number
SONATRACH :	Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures
Sp-Gr :	Specify Gravity
T :	Température
TEL :	Tétra éthyle de plomb
TI :	Température intérieure
U100 :	Unité de distillation atmosphérique
U300 :	Unité de production du gaz
U500 :	Unité d'hydrotraitement du naphta
U510 :	Unité d'isomérisation
U520 :	Unité de reformage catalytique
U530 :	Unité de craquage catalytique
UOP :	Universal Oil Products
VVH :	Vitesse Volumique Horaire

Liste des figures

Chapitre I : Généralités sur le Pétrole et le Raffinage

Figure I-1 : La distillation atmosphérique

Figure I-02 : Schéma de principe de raffinage

Figure I-03 : schéma représentatif du procédé CCR

Figure I-04 : Variation de la vitesse relative de réaction en fonction de la pression

Figure I-05 : Variation de la vitesse relative de réaction en fonction de la température

Figure I-06 : Variation de la vitesse relative de réaction en fonction de nombre d'atome de carbone

Chapitre II : Présentation de la Raffinerie d'Alger

Figure II-01 : Vue aérienne avec Google Earth présentant l'emplacement de la raffinerie d'Alger

Figure II-02 : Répartition des zones et unité de production dans la Raffinerie d'Alger

Figure II-03 : schéma représente le procédé de reformage catalytique

Figure II-04 : Schéma représentatif d'un échangeur à plaque charge-effluents sur les échangeurs à plaques PACKINOX

Figure II-05 : illustration des quatre réacteurs en série de l'unité CCR

Figure II-06 : représentatif du régénérateur

Figure II-07 : Principe de fonctionnement de sécheurs

Chapitre III : Régénération du Catalyseur

Figure III -01 : Illustration du catalyseur CR401

Figure III -02 : Mode d'action des catalyseurs solide

Figure III-03 : Distribution du catalyseur

Figure III-04 : influence du catalyseur

Figure III-05 : Schéma représentatif du circuit du catalyseur

Figure III-06 : représentant la combustion primaire du coke

Figure III-07 : représentant l'après combustion du coke

Figure III-08 : représentant l'élution du chlore

Figure III-09 : représentant la redispersion des métaux dans l'étape d'Oxychloration

Figure III-10 : représentant un Catalyseur séché et rechloré mais oxydé (non actif) .

Figure III-11 : représentant le passage sous atmosphère

Figure III-12 : représentant la réduction des métaux et la formation d'eau.

Chapitre IV : *Résultat et interprétation*

Figure IV-01 : variation de l'indice d'octane en fonction de coke

Figure IV-02 : variation du coke en fonction de la pression

Figure IV-04 analyse de l'indice d'octane en fonction de variation de charge

Figure IV-05 analyse du coke en fonction de variations du débit de catalyseur

Figure IV-06 analyse de la température intérieure en fonction de formation de coke

Figure IV-07 analyse de variation de l'indice d'octane en fonction de la teneur en chlore

Figure IV-08 analyse de la formation du coke en fonction de H₂/HC

Liste des tableaux

Tableau I-01 : Les classifications des pétroles bruts selon leur domination.

Tableau I-02 : comparaison des conditions opératoires et performances industrielles pour les deux types de procédés.

Tableau II-03 : Réactions de reformage Chaleur de réaction.

Tableau III-01 : Les différentes propriétés du catalyseur CR401.

Tableau III-02 : Les causes et les conséquences de la perte d'activité du catalyseur. 3

Tableau IV-01 profil de température dans les quartes réacteurs

Tableau IV-02 profil de A, P, N dans la charge

Tableau IV-03 profil de A, P, N dans le reformat

Introduction générale

L'Algérie dispose de plusieurs raffineries réparties dans des différentes régions du pays, notamment les raffineries d'Alger, d'Arzew, de Hassi Messaoud, de Bejaia et d'Adrar. Ces raffineries jouent un rôle stratégique dans la satisfaction de la demande intérieure en produits pétroliers et dans l'exploitation vers les marchés internationaux

Le raffinage est un maillon clé de l'industrie pétrolière algérienne, il lui permet de maximiser la valeur de ses ressources pétrolières en les transformant en produits raffinés à la plus forte valeur ajoutée.

Ces produits sont ensuite utilisés pour répondre aux besoins énergétiques du pays, tels que le carburant pour les véhicules, le combustible pour les centrales électriques et les industries, ainsi que pour l'exploitation vers d'autres marchés.

Notre projet de fin d'études a été réalisé essentiellement au sein de La raffinerie d'Alger Sidi Rzine appartenant à la compagnie Sonatrach, c'est l'une des plus grandes compagnies pétrolières et gazières en Afrique.

Une raffinerie doit répondre aux objectifs suivants :

- Améliorer les qualités de certaines coupes pétrolières à savoir l'indice d'octane des essences et la teneur en soufre des produits intermédiaires.
- Modifier les rendements des différentes coupes pétrolières obtenues à partir des bruts traités afin de produire les quantités de produits commerciaux exigées par le marché.

Le reformage catalytique est un processus permettant de convertir le naphta lourd en reformat liquide qui est un composant, mélangé à l'essence à haut indice d'octane. De l'hydrogène gazeux est un sous-produit de ce processus. Il est utilisé dans d'autres processus de raffinage, tels que l'hydrocraquage. En plus d'être un composant de mélange pour l'essence, le reformat est une source de produits chimiques aromatiques en vrac utilisés comme matières premières pour la production de plastique.

La majorité des raffineries sont munies d'un procédé appelé reformage catalytique, qui joue un rôle essentiel dans l'industrie pétrolière et gazière. Ce processus chimique permet de transformer les hydrocarbures lourds en essence à haut indice d'octane, ce qui les rend plus utilisables.

Notre travail consiste à étudier le phénomène de reformage catalytique à Régénération continue de l'unité U-520 au sein de la raffinerie d'Alger et suivre ses différents paramètres de marches.

Pour cela nous avons partagé le travail comme suit :

Le premier chapitre est destiné à la présentation des Généralités sur le pétrole et le raffinage, notions nécessaires pour la compréhension de la problématique traitée

Dans le Chapitre II : nous donnons une présentation générale sur la raffinerie d'Alger ainsi que la description du processus.

Le troisième chapitre de ce mémoire est destiné aux informations générales sur les catalyseurs (définition, différents types, caractéristiques et propriétés, causes de désactivation et les remèdes de désactivation du catalyseur).

Le quatrième chapitre est destiné aux Résultats et interprétations des différents paramètres opératoires : essais des réacteurs de l'unité de reformage catalytique au niveau de la raffinerie ainsi que la mesure de l'indice d'octane de l'essence produite par cette unité.



Chapitre I :

Généralités sur Le pétrole et le raffinage

I- GENERALITES SUR LE PÉTROLE ET LE RAFFINAGE :

I.1. Le Pétrole :

Le **pétrole brut** est un mélange d'hydrocarbures qui provient directement de l'exploitation d'un puits de pétrole, à l'issue des traitements de dessablage, Emprunté du latin médiéval (oléum) petroleum, « (huile) de pierre », lui-même dérivé de petra, « pierre » [1]. C'est une substance huileuse foncée qui est généralement liquide mais qui peut aussi être solide ou gazeuse. La forme liquide dont il est extrait et appelée "pétrole brut" s'il est noir et visqueux, et "condensat" s'il est clair et volatil. Lorsqu'il est solide, il s'appelle "asphalte", lorsqu'il est semi-solide, il s'appelle "Bitume" [2].

La variation de composition de ce mélange d'hydrocarbures, associé à d'autres atomes tels que le soufre, l'azote et l'oxygène [3], explique la diversité de sa consistance. Après le processus de raffinage, le pétrole est principalement utilisé comme carburant, combustible, matière première pour la production d'huiles, de bitumes et dans l'industrie pétrochimique.

1.1.1. Formation du pétrole :

Le pétrole est le résultat d'un processus géologique qui implique trois conditions successives :

- Le dépôt de matière organique.
- La transformation de cette matière organique en hydrocarbures.
- Le piégeage des hydrocarbures.

Il provient donc de la matière des organismes, animaux ou végétaux qui vivent à la surface de la Terre, notamment dans les milieux aquatiques. La matière organique qui en résulte se dépose au fond de l'océan et dans les lacs, où elle est incorporée dans les sédiments. Au fur et à mesure de leur enfouissement, les composants organiques se modifient essentiellement en hydrocarbures sous l'action de la température, dont certains s'enrichissent graduellement dans les pièges du réservoir perméable [4].

1.1.2. Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers groupements :

Le pétrole est principalement composé de carbone (83 à 87%) et d'hydrogène (11 à 14%), formant ainsi une variété de groupes d'hydrocarbures. En plus de ces éléments, on retrouve dans le pétrole des composés d'O/S/N, dont la proportion varie entre 1 % et 7% en fonction du type de pétrole. Les hydrocarbures présents dans le pétrole sont classés en trois principaux groupes [5]:

a) Hydrocarbures paraffinées (alcanes) :

Ce sont des HC saturés qui ont une formule brute de C_nH_{2n+2} . Ils se répartissent comme suit :

- Gaz (C1 à C4) : Ils peuvent être utilisés comme comburants ménagers et industriels, ainsi que comme matière première dans l'industrie pétrochimique

- Liquides (C5 à C16) : À température et pression normales, ils font partie intégrante de l'essence, du kérosène et du gazole. Cependant, ils peuvent également servir de matière première dans l'industrie pétrochimique pour la production d'alcools gras, d'acides gras, de détergents, etc.
- Solides (C17 et plus, à température ambiante) : Ils se présentent sous forme de paraffines et de résines.

b) Hydrocarbures naphténiques :

Ce sont des HC cycliques saturés qui ont une formule brute de C_nH_{2n} . Les hydrocarbures naphténiques présents dans le pétrole sont utilisés pour produire des huiles en raison de leur indice de viscosité élevé. Les propriétés des HC naphténiques s'installent entre celles des HC paraffiniques et des HC aromatiques [5].

c) Hydrocarbures aromatiques :

C'est un hydrocarbure dont la structure moléculaire comprend un cycle possédant une alternance formelle de liaisons simples et doubles, et respectant la règle de Hückel sur l'aromaticité. Le benzène est le premier membre de cette famille. Les hydrocarbures aromatiques de masse moléculaire plus élevée se trouvent dans le kérosène et le gazole, tandis que la grande majorité se trouve dans les huiles [6].

1.1.3. Classification des pétroles bruts :

Les centaines de pétroles bruts connus sont classés en fonction de trois critères principaux : la dénomination, la densité et la teneur en soufre. Les deux derniers critères permettent de classer les bruts en fonction de leur légèreté et de leur faible teneur en soufre. Ainsi, on retrouve des pétroles bruts comme ceux d'Algérie ou de la Mer du Nord, qui sont légers et présentent une faible teneur en soufre. À l'opposé, on trouve des pétroles bruts mexicains et vénézuéliens, qui sont plus lourds et contiennent davantage de soufre.

a) Dénomination des pétroles bruts (Méthode chimique) :

Les pétroles bruts peuvent être classés en fonction de leur composition principalement paraffinique ou naphténiq, en fonction de la prépondérance de l'une ou l'autre classe dans leurs fractions légères. Il n'existe pas de pétroles bruts à base aromatique, car jusqu'à présent, les hydrocarbures aromatiques n'ont jamais constitué la part majoritaire des fractions légères des pétroles bruts découverts. [7]. Voici les compositions typiques des pétroles bruts des trois séries principales :

Tableau I-01 : Les classifications des pétroles bruts selon leur domination [7]

Nature des hydrocarbures	Brut Paraffinique	Brut Naphténique	Brut Asphaltique
Paraffines	40	12	5
Naphtènes	48	75	15
Aromatiques	10	10	20
Asphaltènes	2	3	60

b) Classification par densité (classification industrielle) :

L'API (American Petroleum Institute) est une mesure qui indique la légèreté du pétrole brut et, de manière indirecte, son rendement en produits clairs. Il peut être exprimé en degré API, en densité à 60°F ou en spécificité gravitaire. Cependant, le degré API est le plus couramment utilisé. Selon la formule suivante [8] :

$$\text{API} = (141,5 / \text{SPGR}) - 131,5$$

La classification des pétroles bruts en fonction du degré API est la suivante :

- Pétrole brut léger : **API > 34**
- Pétrole brut moyen : **26 < API < 34**
- Pétrole brut lourd : **API < 26**

c) Classification par teneur en soufre (méthode technologique) :

Les pétroles bruts contiennent des HC sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous et parfois même du soufre en suspension. Il est usuel de classer le pétrole en fonction de sa teneur en soufre selon les catégories suivantes :

- BTS (Brut Très Sulfureux) : $S < 0.5\%$
- MTS (Brut Moyennement Sulfureux) : $0.5\% < S < 2.5\%$
- HTS (Brut Hautement Sulfureux) : $S > 2.5\%$

Une haute teneur en soufre requiert des efforts de raffinage additionnels pour atteindre des spécifications de produit qui limitent la haute teneur en soufre, ce qui peut présenter de nombreux inconvénients techniques et écologiques [8]. Étiqueter le pétrole brut différemment de ses homologues semble important.

À ces fins, divers facteurs ont été proposés, tels que le facteur propre de Kuop. Ce dernier a été introduit en 1935 par Watson et Nelson, chercheurs de la société UOP aux États-Unis. Il est quasiment le même pour toutes les fractions produites à partir du même pétrole brut. C'est le rapport entre la densité de n'importe quelle fraction de pétrole brut et son point d'ébullition à la pression atmosphérique

$$\text{Kuop} = \frac{\sqrt[3]{T}}{\sqrt{1.8} \text{ spgr}}$$

T : Température en Kelvin

Sp-Gr : Specific Gravity d_{15}^{15} (densité à 60 °F).

Le Kuop des hydrocarbures purs examinés est alors de :

- Aromatiques purs : Kuop=10
- Naphtènes purs : Kuop=11
- Chaînes et cycles de poids équivalent : Kuop=12
- Paraffines purs : Kuop=13

1.1.4. Impuretés contenues dans le pétrole brut :

Le pétrole brut contient des impuretés telles que le soufre, les sels et les traces de métaux en quantité plus ou moins grande.

a) **Le Soufre** : Les composés organiques sulfurés associent le plus souvent aux fractions pétrolières sont [8] :

- Le soufre libre et l'hydrogène sulfuré H₂S
- Les mercaptans R-SH (R étant un radical tel que CH₃, C₂H₅, C₃H₇, etc....)
- Les disulfures R-S-S-R
- Le thiophène.

Les composés sulfurés légers ont une odeur désagréable, tandis que les composés présents dans les gazoles, les lubrifiants et les résidus lourds sont généralement inodores. Les fractions légères contiennent peu de soufre par rapport aux fractions lourdes

b) **Les Sels** : les sels présents dans le pétrole brut se trouvent généralement sous forme d'eau salée. Lorsqu'on effectue une distillation atmosphérique du pétrole brut, il est nécessaire de se débarrasser de ces sels. Pendant cette distillation, la température augmente, ce qui provoque l'évaporation de l'eau. Cependant, les sels contenus dans l'eau se déposent dans les tubes des échangeurs de chaleur, ce qui peut entraîner leur obstruction. Afin d'éviter ce problème, il est crucial de procéder à une étape de dessalage du pétrole brut avant de poursuivre le processus de raffinage.

c) **Autres composés** :

Composés oxygénés : Les bruts contiennent généralement moins d'oxygène que de soufre. Bien que la teneur en oxygène soit faible, généralement comprise entre 0,1% et 4%, il peut jouer un rôle significatif dans l'acidité des composés.

Composés azotés : L'azote augmente dans les pétroles bruts à mesure que la température d'ébullition augmente. Il est préférentiellement présent dans les fractions ayant un point d'ébullition supérieur à 250°C, et se trouve particulièrement concentré dans les résines et les asphaltènes.

Traces de métaux : Les pétroles bruts contiennent également des traces de métaux, qui se trouvent généralement dans les fractions les plus lourdes. Ces métaux, tels que le vanadium et le nickel, peuvent être toxiques pour les catalyseurs utilisés dans les unités de conversion. Ils sont souvent associés à des molécules de la famille des porphyrines.

I.2. Le raffinage :

1.2.1. Définition :

Le raffinage du pétrole brut implique la séparation des hydrocarbures en une gamme de produits de densités variables en fonction de leur volatilité (la facilité avec laquelle ils passent d'un état liquide à un état gazeux), c'est-à-dire leur point d'ébullition. Certains des produits obtenus peuvent être vendus directement sur le marché, tandis que d'autres doivent subir des traitements supplémentaires tels que la conversion ou la purification. [9].

1.2.2. Les principales opérations de raffinage :

Le pétrole brut renferme ordinairement de l'eau, des sels minéraux, des matières en suspension MES et des traces de métaux dissolubles dans l'eau.

La première étape du raffinage consiste à évincer ces contaminants par déshydratation pour réduire la corrosion, le colmatage et l'encrassement des équipements et éviter l'empoisonnement des catalyseurs [10]. Dans une raffinerie, le brut est converti en produits finis suivant des processus rigoureux [11].

Le processus de raffinage comprend quatre opérations [12]:

- a) **La séparation (colonnes de distillation)** : elle se fait par distillation pour séparer le pétrole brut en plusieurs produit de base sans modifier sa structure. le plus léger (le moins chargé en carbone s'accumule en haut de la colonne de distillation et le plus lourd en bas
- b) **La transformation** : sous l'action combinée de chaleur et de la pression, avec ou sans catalyseur, soit en décomposant la structure moléculaire pour obtenir des produit plus légers (ex. Craquage catalytique), certain hydrocarbure changent de propriété.
- c) **L'épuration** : il s'agit de la suppression de produits indésirables tels que le soufre.
- d) **Le mélange** : il s'agit de l'association de plusieurs produits de base pour obtenir des produits commercialisables, conformes aux spécifications

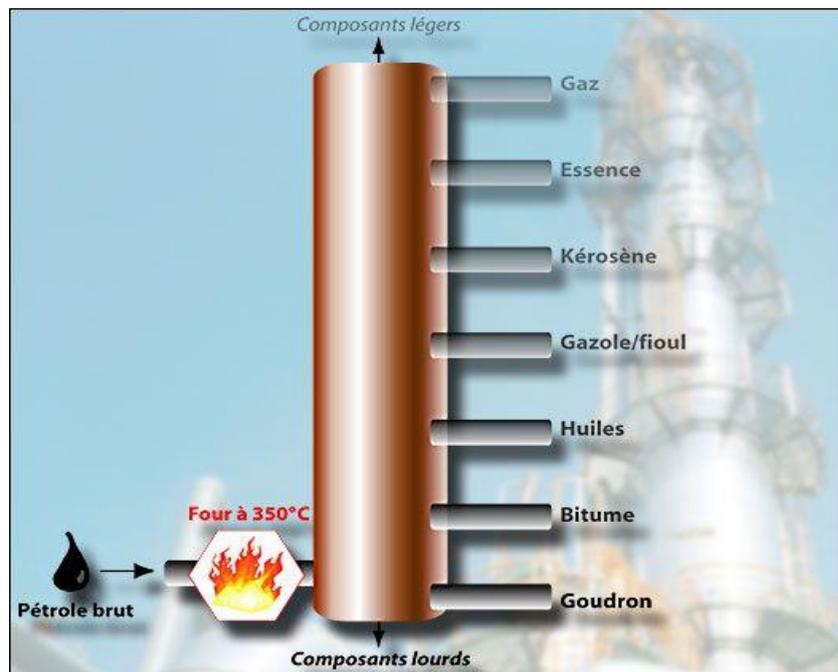


Figure I-1 : La distillation atmosphérique [12]

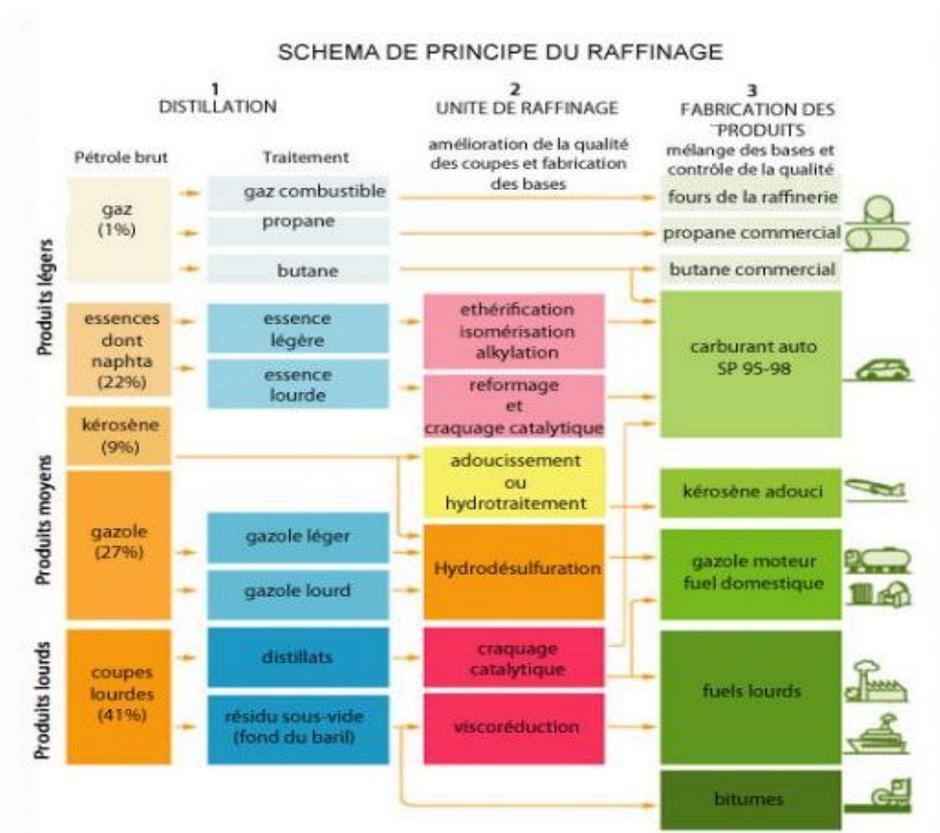


Figure I-02 : Schéma de principe de raffinage [13]

I.3. Reformage catalytique :

Est le reformage catalytique du naphta constitue l'un des processus clés de l'industrie pétrolière et pétrochimique

Présentement, la majorité des raffineries sont équipées d'une ou plusieurs unités de reformage catalytique. En effet, l'unité produit une base essence à haut indice d'octane d'une part et de l'hydrogène pour l'ensemble de la raffinerie d'autre part.

De plus, selon des exigences de production, il peut pareillement produire des fractions aromatiques pour la pétrochimie et/ou du gaz de pétrole liquéfié (GPL), du benzène, du toluène, des xylènes (BTX).

I.3.1. Définition du reformage catalytique :

Le reformage catalytique est un procédé chimique de raffinage qui permet de convertir les fractions pétrolières à faible indice d'octane, appelées communément naphthas, en bases carburant à haut indice d'octane (environ 102). Ce processus se déroule à une température élevée d'environ 500 °C et à basse pression, en présence d'hydrogène. Les réactions de reformage ont lieu dans des réacteurs catalytiques, où le catalyseur est régénéré et recyclé dans le régénérateur. La circulation du catalyseur et la régénération s'effectuent de manière continue, assurant ainsi la pérennité du processus [14].

L'indice d'octane peut être quantifié selon deux façons [15] :

- Indice d'octane Recherche (RON) : qui reflète le fonctionnement du moteur à faible charge dans des conditions de vitesses faibles et à basse température.
- Indice d'octane Moteur (MON) : caractérise le comportement du carburant lorsque le moteur fonctionne à forte charge avec une vitesse de rotation élevée et à haute température.

I.3.2. Types du reformage catalytique :

On distingue deux types d'unités de reformage catalytique :

Les semi-régénératives : C'est la technologie la plus vieille, usant un lit fixe de catalyseur et trois réacteurs de taille croissante. À la fin du cycle, l'unité est arrêtée pour régénérer le catalyseur, ce qui peut prendre entre 6 et 12 mois. Dans certains cas, le catalyseur peut subir jusqu'à une vingtaine de régénérations avant d'être changé [16].

Les régénératives cycliques : il a été constaté avec l'avènement des systèmes catalytiques multi-métalliques, une moderne lignée de procédés régénératifs est proposée. Ces unités utilisent un lit mobile de catalyseur bimétallique et intègrent un réacteur additionnel capable de remplacer continument chacun des autres réacteurs pendant les opérations de régénération. Cela permet une production continue sans interruption.

Cette technologie est appliquée typiquement à la production d'essence et d'HC aromatiques. Supportant des modalités de traitement plus drastiques, ce qui permet une cyclisation avancée des paraffines, la suppression par hydrocraquage des paraffines restantes et l'hydrodésalkylation des composés les plus lourds [17].

Tableau I-02 : comparaison des conditions opératoires et performances industrielles pour les deux types de procédés [14]

Procédé	P (bar)	H ₂ / HC (mol/mol)	VVH (m ³ /m ³ .h)	RON
Semi-régénératif	12 – 25	4 – 6	2	91 – 100
Régénératif cyclique	3 – 10	1,5 – 5	2 – 3	100 – 105

I.3.3. Différents procédés du reformage catalytique :

Les technologies UOP et Axens (ou IFP) dominent profusément les procédés semi-régénératifs et les procédés en continu. Les principales différences entre ces procédés commerciaux de reformage résident dans la méthode de régénération du catalyseur, le type de catalyseur utilisé et la conception des équipements [17].

On distingue les techniques de reformage suivantes : Ultraforming (Standard Oil), Houdriforming (Houdry) Powerforming (ESSO), Platforming (U.O.P) Reforming catalytique (IFP, Engelhard, Kellogg, Asahi, Amoco)

I.3.4. Objectif du procédé CCR :

Le procédé de reformage catalytique Octanizing® est une marque déposée d'Axens. Il est conçu pour produire un reformat à haut indice d'octane, un composant essentiel de l'essence, ainsi qu'un gaz riche en hydrogène. Ce procédé intègre deux aspects majeurs : d'une part, la section dédiée au reformage catalytique du naphta, comprenant les réacteurs, les réchauffeurs, la récupération de l'effluent et la stabilisation ; et d'autre part, la circulation continue du catalyseur et sa régénération, qui impliquent l'utilisation de technologies de manipulation de solides et de lit mobile [14].

L'avantage clé d'Octanizing® réside dans sa régénération catalytique continue, qui élimine la nécessité d'interrompre la régénération des unités de reformage précédentes à lit fixe. Cela permet de réduire le volume de catalyseur dans l'unité, tout en maintenant un rendement élevé et une qualité supérieure du reformat produit.

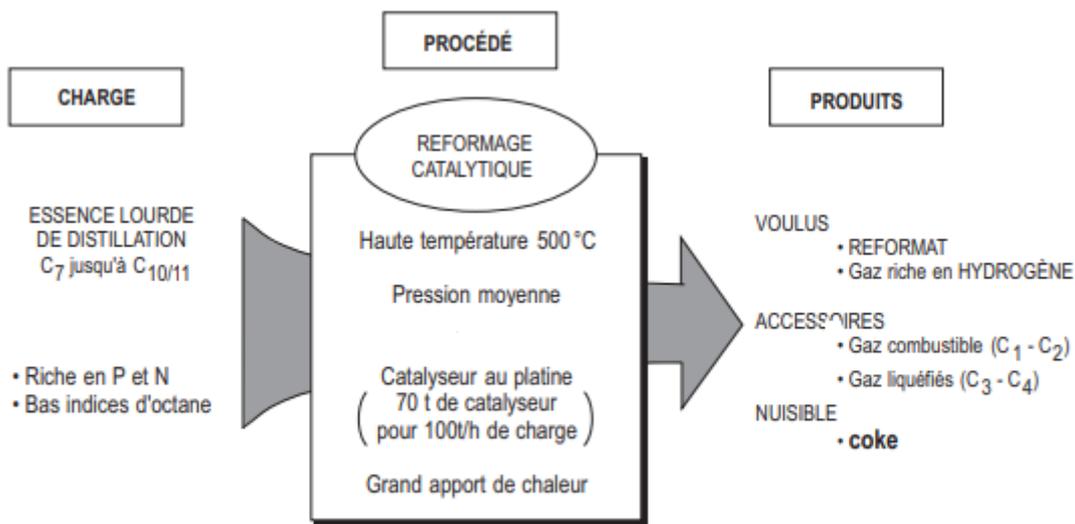


Figure I-03 : schéma représentatif du procédé CCR [14]

I.3.5. Indice d'octane :

L'indice d'octane mesure la résistance à l'auto-allumage de l'essence dans les moteurs à combustion interne [19]. Un indice d'octane élevé indique une plus grande résistance à l'auto-allumage, adaptée aux moteurs à haut rendement [18]. Il est déterminé en comparant l'essence avec des mélanges de référence d'isooctane et de n-heptane. Les essences commerciales ont généralement un indice d'octane de 85 à 95, tandis que les essences de qualité supérieure ont un indice supérieur à 95. Pour augmenter l'indice d'octane, le tétraéthyle de plomb était utilisé, mais il a été interdit en raison de ses effets néfastes. Aujourd'hui, d'autres additifs tels que le méthanol, l'éthanol et les éthers d'alkyle sont utilisés. Les normes réglementaires varient selon les pays, avec un indice d'octane minimum de 87 aux États-Unis et de 95 en Europe [19].

1.3.6. Prétraitement du naphta :

Avant d'être traité dans les unités de reformage et d'isomérisation, le naphta de distillation brute subit un prétraitement dans l'unité d'hydrotraitement. Cette étape est essentielle pour éliminer les contaminants présents dans le naphta, qui pourraient être préjudiciables aux catalyseurs utilisés dans les processus de reformage et d'isomérisation [20].

a. Objectif de L'hydrotraitement :

L'objectif de l'hydrotraitement est de produire des matières premières hydrotraitées propres qui seront utilisées comme alimentation pour l'unité de reformage (unité 520), et l'unité d'isomérisation (unité 510) tout en préservant l'intégrité de leurs catalyseurs. Ces matières premières doivent être dénuées de polluants tels que l'eau, le soufre, l'azote, les oléfines, les halogènes, les dioléfines, le mercure, l'arsenic et autres métaux, afin de prévenir tout impact négatif sur les unités en aval [15].

b. Opérations d'hydrotraitement : Ce processus comporte 3 opérations :

- Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit de catalyseur bimétallique fixe dans un environnement hydrogéné. Une température modérément élevée comprise entre 280°C et 310 °C est nécessaire pour favoriser ces réactions chimiques (Section réaction).
- Épuisement du produit brut hydro-traité pour éliminer les fractions légères, les produits gazeux, y compris le sulfure d'hydrogène H₂S et l'eau (Section Stripper).
- Le naphta à coupe large est ensuite séparé en fractions spécifiées pour alimenter l'unité d'isomérisation en naphta léger, et l'unité Reformage en naphta lourd (Section Séparateur) [15].

1.3.7. Réactions fondamentales du prétraitement :

Le prétraitement catalytique implique différentes réactions visant à préparer la charge de naphta destinée aux unités de reformage et d'isomérisation en aval. Son objectif principal est l'élimination du soufre [20].

On peut citer notamment trois réactions fondamentales qui se produisent :

- ✚ **Hydrosulfuration :** Cela fait référence au processus de substitution de la molécule contaminante par de l'hydrogène, également connu sous les termes de désulfuration, dénitrification et désoxygénation.
- ✚ **Hydrogénation :** C'est l'addition d'hydrogène à un HC insaturé pour produire un produit saturé.
- ✚ **Élimination de l'arsenic :** Une fois présents, ces contaminants, après hydrogénation dans le réacteur d'hydrotraitement, adoptent généralement une forme organométallique. Cette forme hydrogénée réagit ensuite avec le catalyseur d'hydrotraitement pour former un composé bimétallique. Par conséquent, l'arsenic et les autres métaux sont physiquement adsorbés par le catalyseur, créant ainsi un gradient sur le lit catalytique.

I.4. Chimie des procédés :

Les paraffines de C6 à C11, des naphènes et des composés aromatiques constituent essentiellement la charge de naphta destinée à une unité de reformage CCR . Les naphènes se convertissent rapidement et efficacement en composés aromatiques, tandis que la conversion des paraffines nécessite des conditions plus sévères et reste inefficace malgré cela.

Dans ce procédé, le naphta passe à travers un lit de catalyseur bimétallique dans quatre réacteurs adiabatiques, en présence d'hydrogène à haute température et basse pression. Ces conditions entraînent un dépôt de coke relativement élevé sur le catalyseur. En conséquence, un procédé de régénération semi-régénératif n'est pas pratique, et il est nécessaire d'avoir une unité de régénération catalytique en continu [14].

1.4.1. Réactions fondamentales dans le procédé de reformage :

Les réactions chimiques impliquées dans les procédés de reformage sont de deux types [14] :

Les réactions souhaitables : sont les réactions menant à une production d'hydrogène d'une grande pureté ainsi qu'à une augmentation de l'indice d'octane [14].

Les réactions non souhaitables : sont les réactions menant à une diminution de l'indice d'octane, une baisse de pureté d'hydrogène ou une perte de rendement des produits. Ce sont les réactions qu'il y a lieu de réduire. Par ailleurs, ces réactions chimiques peuvent également être classées en deux autres familles :

Les réactions endothermiques : est une transformation qui absorbe de l'énergie [21].

Les réactions exothermiques : est une transformation qui dégage de l'énergie [21].

Dans le cas du reformage catalytique, la plupart des réactions souhaitables sont endothermiques tandis que la plupart des réactions indésirables sont exothermiques

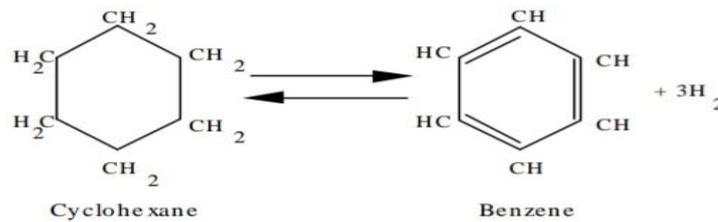
Tableau II-03 : Réactions de reformage Chaleur de réaction [14]

Réactions	Chaleur de réaction (1) kcal/mol
Déshydrogénation des naphènes	- 50
Déshydrocyclisation des paraffines	- 60
Isomérisation : Paraffines	+ 2
Naphènes	+ 4
Craquage	+ 10

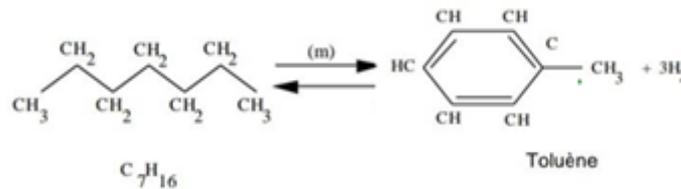
I.4.2. Réactions souhaitables :

A) Réactions souhaitables avec production d'hydrogène :

- **Déshydrogénation des naphtés** : Les composés naphténiques, tels que le cyclohexane, le méthylcyclohexane et le diméthylcyclohexane, subissent une réaction de déshydrogénation lors du reformage catalytique. Cette réaction transforme ces composés en benzène, toluène, xylènes (BTX) ainsi que des aromatiques C9 et C10, tout en produisant 3 moles d'hydrogène par mole de naphténe [14], La réaction du méthylcyclohexane, par exemple, se déroule comme indiqué ci-dessus :



- Du point de vue thermodynamique, la réaction est hautement endothermique et favorisée par une température élevée et une faible pression.
 - Dans les conditions normales de fonctionnement du reformeur, la réaction est très rapide et presque complète. Elle est favorisée par la fonction métallique du catalyseur, Puisqu'elle produit des aromatiques à haut indice.
- **Déshydrocyclisation des paraffines** : Elle est une réaction peut-être la plus importante du reformage, mais aussi la plus ardue. Il comporte une déshydrogénation suivie d'un réarrangement moléculaire pour former un naphténe et la déshydrogénation successive du naphténe. Le réarrangement moléculaire pour former un naphténe est la réaction la plus difficile à promouvoir, mais l'aromatisation suivante du naphténe permet une augmentation notable de l'indice d'octane.



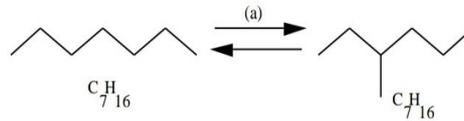
B) Réactions souhaitables sans production d'hydrogène :

- **Isomérisation des paraffines linéaires :**

Ces réactions sont rapides, légèrement exothermiques et ne modifient pas le nombre d'atomes de carbone [22]. L'équilibre thermodynamique de ces réactions dépend principalement de la température, avec une préférence pour les basses températures, et il augmente avec le nombre d'atomes de carbone de la paraffine. La pression n'a pas d'impact sur cet équilibre. L'isomérisation des paraffines conduit à un accroissement de l'indice d'octane. Au niveau cinétique, une température élevée favorise l'isomérisation, tandis que la

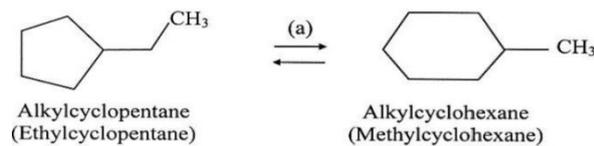
pression partielle d'hydrogène n'a pas d'effet significatif. Ces réactions sont favorisées par la présence d'une fonction acide sur le support du catalyseur.

Exemple : isomérisation des n-Heptane.



- **Isomérisation des naphènes :**

L'isomérisation d'un alkyl-cyclopentane en alkyl-cyclohexane est un processus qui implique un réarrangement annulaire. Cette réaction est souhaitable car elle conduit ensuite à la déshydrogénation de l'alkyl-cyclohexane en composés aromatiques. Cependant, en raison de la complexité du réarrangement annulaire, il existe un risque élevé d'ouverture de l'anneau, ce qui peut conduire à la formation de paraffines [22]. Cette réaction est plus facile à réaliser pour les molécules avec un plus grand nombre d'atomes de carbone. Elle est légèrement exothermique et peut être résumée comme suit :



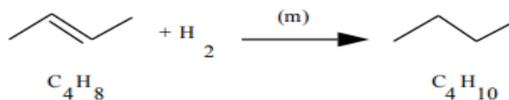
1.4.3. Réactions indésirables :

- **Craquage :**

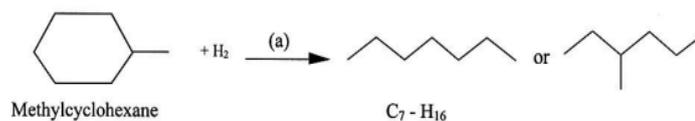
Les réactions de craquage comprennent les réactions d'hydrocraquage et d'hydrogénolyse

L'hydrocraquage :

L'isomérisation des paraffines ou des naphènes implique à la fois la fonction acide et la fonction métallique du catalyseur. Cette réaction peut affecter soit les paraffines, soit les naphènes présents dans la charge. Elle peut être considérée comme une réaction parallèle à la déshydrocyclisation des paraffines, dans laquelle les paraffines se transforment en composés aromatiques [22].



Réaction d'hydrocraquage des paraffines



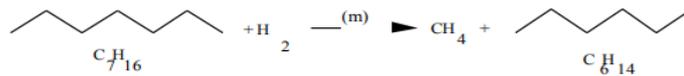
Réaction d'hydrocraquage des naphènes

Les principaux effets de l'hydrocraquage sont les suivants [22] :

- Une réduction de la quantité de paraffines présentes dans le reformat, entraînant une augmentation du pourcentage d'aromatiques
- Une diminution de production d'hydrogène
- Une augmentation de la production de gaz de pétrole liquéfié (GPL)

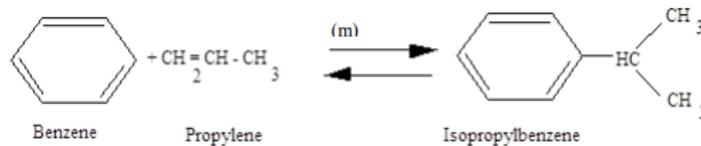
Hydrogénolyse :

Comme l'hydrocraquage, elle est exothermique et favorisée par les hautes pressions et les hautes températures voici un Exemple de Réaction d'hydrogénolyse :



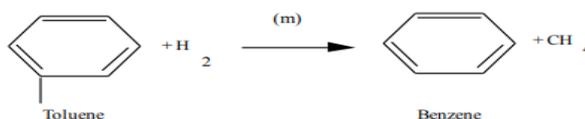
• **L'alkylation des aromatiques :**

Est une réaction de condensation, qui ajoute une molécule d'oléfine sur un cycle aromatique. Cela entraîne la formation d'un composé aromatique avec une augmentation du poids moléculaire. Cette réaction est favorisée par la fonction acide du catalyseur, et elle ne consomme pas d'hydrogène. Cependant, elle conduit à la formation de molécules plus lourdes qui peuvent augmenter le point final du produit. De plus, les hydrocarbures de poids moléculaire élevé ont tendance à former du coke qui se dépose sur le catalyseur [22].



• **La désalkylation des aromatiques :**

La réaction inverse prédomine pour les chaînes alkyles avec plus de trois atomes de carbone attachés à un cycle aromatique, ce qui conduit à une diminution du rendement en liquide et en hydrogène, ainsi qu'à une augmentation de la production de benzène. Les conditions de fonctionnement à haute pression et haute température favorisent la désalkylation, ce qui pose un défi pour respecter les réglementations strictes sur la faible teneur en benzène dans l'essence [22].



• **Cokage :**

Elle est liée aux produits lourds insaturés, tels que les aromatiques polynucléaires, qui résultent de la charge ou de la polymérisation des aromatiques impliqués dans certaines réactions de reformage, telles que la déshydrocyclisation ou la dismutation. Cela a un impact négatif sur le catalyseur car le coke se dépose sur sa surface active, réduisant ainsi son activité [22].

Dans le processus de reformage, on peut distinguer deux types de coke en fonction de leur température de combustion. Le coke situé sur ou près des sites métalliques contient relativement plus d'hydrogène et peut être brûlé à une température basse d'environ 300°C. En revanche, le coke présent sur le support en alumine contient relativement moins d'hydrogène et nécessite une température plus élevée, entre 400°C et 500°C, pour être oxydé lors de la régénération. De plus, le coke déposé sur l'alumine n'est pas uniforme.

I.4.4. Analyse cinétique des réactions chimiques :

a. Effet de la pression partielle de l'hydrogène :

La déshydrogénation du naphène est environ dix fois plus rapide que l'isomérisation, 30 fois plus rapide que la déshydrocyclisation et 50 à 60 fois plus rapide que le craquage (hydrocraquage et hydrogénolyse). La vitesse de cokage est faible par rapport aux autres réactions aux pressions relativement élevées, mais elle augmente considérablement aux basses pressions. La régénération continue du catalyseur est nécessaire pour compenser la vitesse de cokage accrue à basse pression [24].

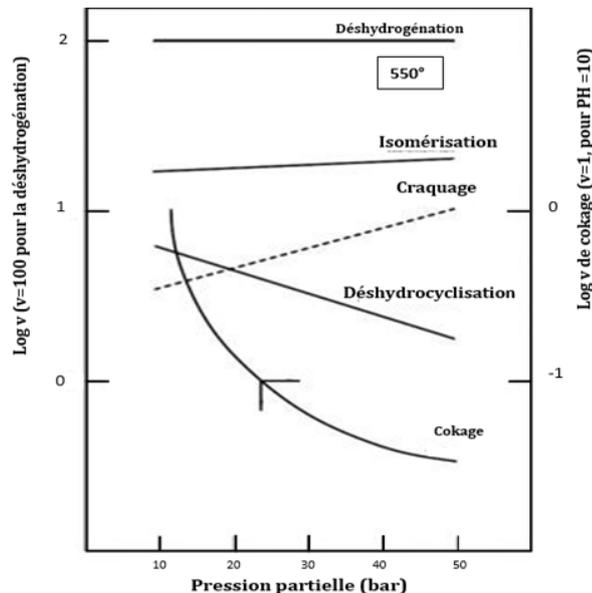


Figure I-04 : Variation de la vitesse relative de réaction en fonction de la pression [24]

b. Effet de la température :

L'influence de la température sur la vitesse des réactions dépend de l'énergie d'activation. Les réactions de déshydrogénation et d'isomérisation ont une énergie d'activation modérée (~20-25 Kcal/mole), ce qui signifie que l'augmentation de température ne les accélère que légèrement. En revanche, les réactions de déshydrocyclisation, de craquage et de cokage ont une énergie d'activation plus élevée (~35-45 Kcal/mole), ce qui signifie que l'augmentation de température accélère principalement la vitesse de ces réactions, en particulier celle du cokage. En somme, une température plus élevée favorise les réactions non désirées au détriment de celles désirées, mais une augmentation modérée de la température est

nécessaire pour maintenir l'activité du catalyseur et atteindre l'indice d'octane requis pour le produit final [14].

c. Effet sur le nombre d'atomes de Carbone :

On peut observer que la vitesse de craquage des paraffines en C6-C10 augmente de manière régulière avec le nombre d'atomes de carbone, tandis que la déshydrocyclisation connaît un accroissement rapide entre hexane et heptane, ainsi qu'entre heptane et octane. La déshydrocyclisation pour produire du benzène est plus difficile avec les paraffines en C6 qu'avec celles en C7 et C8, qui donnent respectivement du toluène et du xylène. Par conséquent, la fraction la plus appropriée pour alimenter un procédé de reformage est la fraction C7-C10 [14].

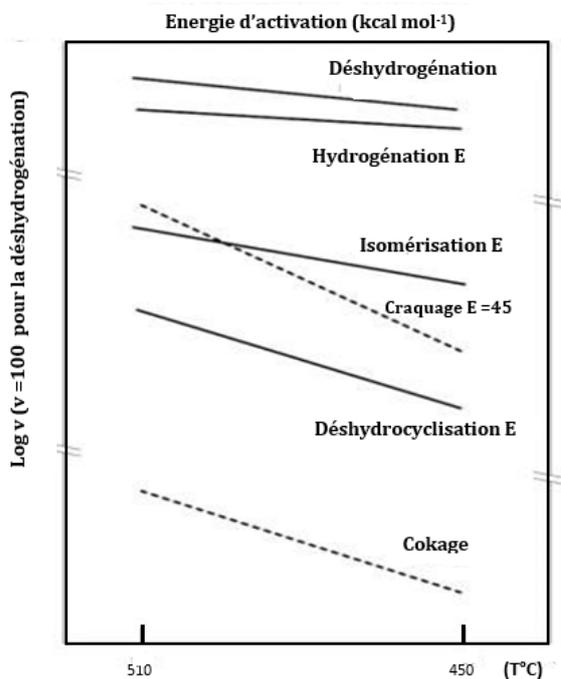


Figure I-05 : Variation de la vitesse relative de réaction en fonction de la température [24]

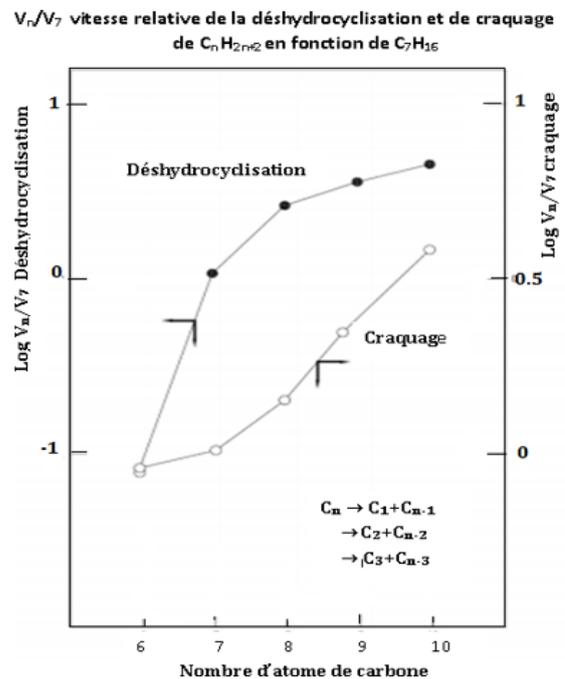


Figure I-06 : Variation de la vitesse relative de réaction en fonction de nombre d'atome de carbone [24]

Conclusion :

- Les réactions de déshydrogénation se déroulent très rapidement, environ un ordre de grandeur plus rapidement que les autres réactions.
- Les basses pressions favorisent toutes les réactions souhaitées et réduisent le craquage. Pour compenser l'effet négatif des basses pressions sur le cokage, une unité de reformage à basse pression nécessite une régénération continue du catalyseur.
- Une augmentation de la température favorise la cinétique des réactions de déshydrogénation, d'isomérisation et de déshydrocyclisation, mais accélère également les réactions de dégradation (craquage, cokage). Par conséquent, une augmentation de la température entraîne une augmentation de l'indice d'octane associée à une diminution du rendement du reformat.
- Les vitesses de réaction, telles que la déshydrocyclisation des paraffines, augmentent significativement avec le nombre d'atomes de carbone. La cyclisation est plus rapide pour les paraffines en C8 que pour celles en C7, et plus rapide pour les paraffines en C7 que pour celles en C6. Ainsi, la fraction C7-C10 est la charge la plus appropriée.



Chapitre II :

**Présentation de
La raffinerie d'Alger**

II.1 PRESENTATION DE LA RAFFINERIE D'ALGER :

II.1.1 Historique :

La Raffinerie d'Alger a été créée en décembre 1959 à la suite de la découverte de gisements de pétrole dans le sud de l'Algérie en septembre de la même année. Cependant, la raffinerie n'a démarré ses opérations que le 19 janvier 1964, sous la gestion d'un groupe de compagnies étrangères. À l'origine, l'approvisionnement de la raffinerie se faisait par des tankers transportant du pétrole depuis Bejaia jusqu'au port pétrolier d'Alger. Par la suite, un pipeline de 26 pouces a été utilisé pour acheminer le pétrole jusqu'au parc de stockage. Un raccordement a été réalisé à Beni Mansour à partir d'un pipeline reliant Hassi-Messaoud à Bejaia, avec la construction d'un pipeline de 18 pouces d'une longueur de 131 km jusqu'à la raffinerie, capable de transporter un débit de 500 m³/h. Ce pipeline a ensuite été remplacé par un pipeline de 20 pouces avec un débit pouvant atteindre 800 m³/h [25].

Après plus de deux ans de travaux de réhabilitation menés par le groupe chinois China petroleum Engineering and Construction (CPECC), la raffinerie d'Alger a été réceptionnée en février 2019, suivie d'une mise en service progressive des différentes installations. En mai 2019, les unités "utilités" de la raffinerie, telles que le traitement des effluents, le stockage, la distillation atmosphérique, et le traitement et la séparation des GPL, ont été mises en service [26].

En 2020, la raffinerie a construit son unité MS Block pour la production de composants destinés à la fabrication des essences, tels que l'hydrotraitement du naphta, le reforming CCR et l'isomérisation. Elle a également mis en place son unité RFCC Block pour le craquage catalytique, comprenant le traitement des GPL associés, le traitement des eaux acides, la régénération des amines et la récupération du soufre [27].

II.1.2 Situation géographique de la raffinerie :

La raffinerie d'Alger est située à 5 km au sud d'EL Harrach et à 20 km à l'est d'Alger. Elle s'étend sur une superficie de 182 hectares. L'emplacement de la raffinerie a été choisi après avoir vérifié la présence d'une nappe d'eau suffisante pour répondre aux besoins des systèmes de refroidissement de la raffinerie. Cette nappe d'eau est essentielle pour assurer le bon fonctionnement des équipements de refroidissement utilisés dans les processus de production et de transformation du pétrole.

II.1.3 Capacité de production :

La modernisation de cette usine suivant les normes internationales de qualité et de sécurité a permis d'augmenter sa capacité de production pour atteindre 3,645 millions de tonnes par an de pétrole brut saharien. La production est à la norme Euro V (une norme antipollution), elle permet de couvrir 95% des besoins en carburants de la région Centre en Algérie [28].

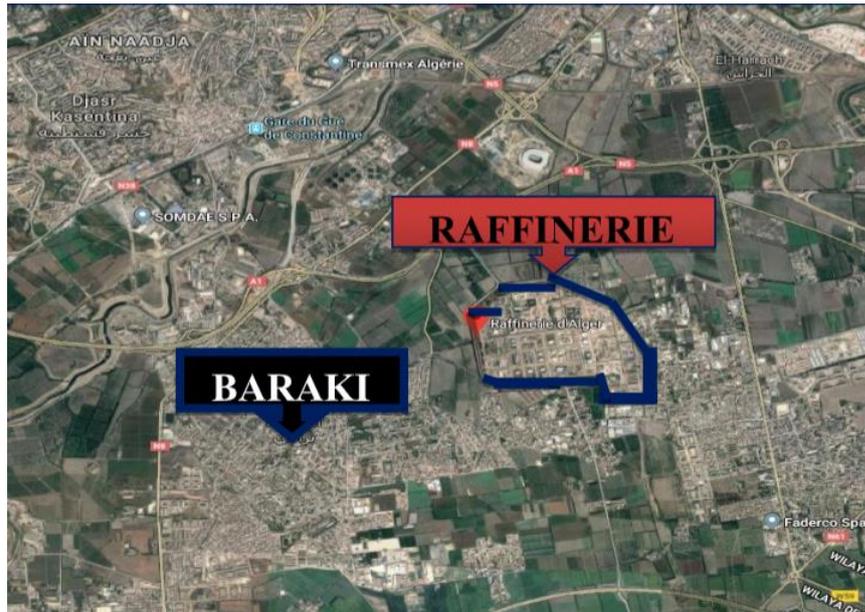


Figure II-01 : Vue aérienne avec Google Earth présentant l'emplacement de la raffinerie d'Alger

La raffinerie a une gamme variée de produits qui répondent aux normes nationales et internationales qui sont :

- ❖ Butane et propane commerciaux.
- ❖ Naphta (30% essence SR + 70% solvant total) .
- ❖ Essences normale et super
- ❖ Jet (Kérosène)
- ❖ Gas-oil .
- ❖ Fuel lourd.

II.1.4 Description des principales installations :

a) Unité de distillation atmosphérique du brut « U100 : Topping » :

Le procédé de distillation, également appelé « Topping », est la première étape dans le schéma d'une raffinerie. Il représente le fondement essentiel du raffinage car il fournit les autres unités avec une série de fractions élémentaires qui seront traitées ultérieurement pour produire des produits commerciaux. La colonne de distillation atmosphérique permet de fractionner le pétrole brut en différentes coupes en fonction de leurs températures d'ébullition[25] [26], Les coupes obtenues à partir de ce processus sont les suivantes :

- **Les hydrocarbures légers** contenant des gaz incondensables, qui seront brûlés dans les fours de la raffinerie, ainsi que du butane et du propane qui seront traités dans l'unité de gazéification.

- **L'essence légère (C4 - C10)**, utilisée comme carburant pour les automobiles. C'est la fraction la plus légère du pétrole, avec une plage de température d'ébullition allant de 30 à 200°C.

- **Le kérosène (C10 - C14)**, qui vient après l'essence et a une plage de température d'ébullition de 130 à 280°C. Il est utilisé pour produire des produits commerciaux tels que le pétrole lampant et le carburéacteur.
- **Le gasoil léger (C14 - C22)**, qui est utilisé comme carburant pour les moteurs.
- **Le gasoil lourd**, utilisé dans la fabrication des combustibles légers.
- **Un résidu**, qui sert de matière première pour la production de combustibles légers et lourds.

b) Unité de traitement du gaz « U300 : gaz plant » :

Les vapeurs de GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié) récupérées à partir des unités de topping et de reforming catalytique sont principalement composées de butane et de propane. Pour séparer et récupérer commercialement le propane et le butane, ces vapeurs sont envoyées dans l'unité de gazéification (gaz plant). Cette unité utilise des tamis moléculaires spécifiques pour réaliser cette séparation [25] [26].

c) Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT » :

L'unité d'hydrotraitement du naphta vise à produire des matières premières hydrotraitées propres pour l'unité d'isomérisation (unité 510) et l'unité de reformage CCR (unité 520), avec une faible teneur en contaminants. Le naphta brut provenant de la distillation est utilisé comme alimentation pour l'unité NHT. Le processus consiste à faire passer le naphta sur un catalyseur bimétallique à lit fixe, dans un réacteur adiabatique en présence d'hydrogène [29].

d) Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 » :

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane de la charge de naphta léger (principalement C5/C6) avant son mélange dans le pool carburant. L'isomérisation convertit une partie des isomères normaux à faible indice d'octane en isomères ramifiés à indice d'octane plus élevé. Les conditions de fonctionnement sont modérées pour favoriser la réaction d'isomérisation tout en minimisant l'hydrocraquage et les coûts d'investissement [30].

e) Unité de reformage catalytique du naphta « U520 : CCR » :

L'objectif de cette unité est de produire du reformat à haut indice d'octane, qui est un paramètre essentiel dans la production d'essence, ainsi qu'un gaz riche en hydrogène. La charge d'alimentation de l'unité peut être soit du naphta provenant de la distillation directe, soit du naphta issu du craquage, généralement mélangé au naphta de distillation directe. L'unité se compose de deux sections principales : le processus de reformage catalytique du naphta et la circulation continue du catalyseur, incluant sa régénération [14].

f) Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC » :

L'objectif de l'unité RFCC (Craquage Catalytique en lit Fluidisé Régénératif) est de convertir les fractions lourdes de pétrole brut provenant de l'unité de distillation atmosphérique (ADU)

en hydrocarbures plus légers de meilleure qualité, à haute température et à pression moyenne. Le procédé RFCC se compose principalement de trois sections : la section réacteur-régénérateur, la section de fractionnement et la section de concentration des gaz [31].

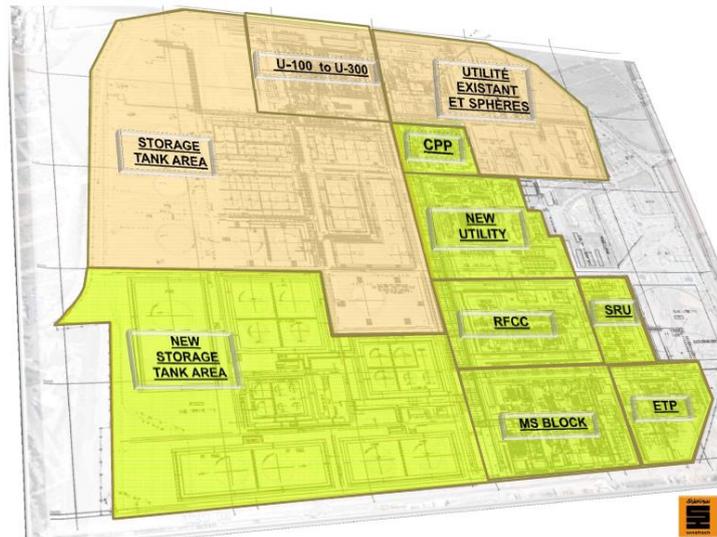


Figure II-02 : Répartition des zones et unité de production dans la Raffinerie d'Alger [32]

II.2 PRESENTATION D'UNITE DE REFORMING CATALYTIQUE CCR (U-520) :

II.2.1 Description du procès CCR (U-520) :

a. Section de réaction de reformage catalytique :

Avant d'être utilisée dans la section réaction, la charge de naphta lourd hydrotraité provenant de l'unité 500 subit un traitement comprenant l'ajout d'eau et d'un agent chlorurant pour optimiser l'efficacité du catalyseur dans les réacteurs. Un agent sulfurant est également incorporé pour réduire la formation de coke sur le catalyseur. La charge est filtrée pour éliminer les impuretés qui pourraient obstruer l'échangeur. Ensuite, elle est mélangée à un gaz riche en hydrogène provenant du recyclage et injectée par un compresseur. Ce mélange est préchauffé à 420°C puis chauffé à la température de réaction dans un four. Les réactions se produisent dans les réacteurs pour produire un reformat non stabilisé, qui est ensuite refroidi et séparé de l'hydrogène de réaction. Le reformat est pompé vers la section d'absorption, tandis que l'hydrogène récupéré est réinjecté dans la charge en début d'unité ou dans le reformat ultérieurement dans le processus [manuel reforming] [14].

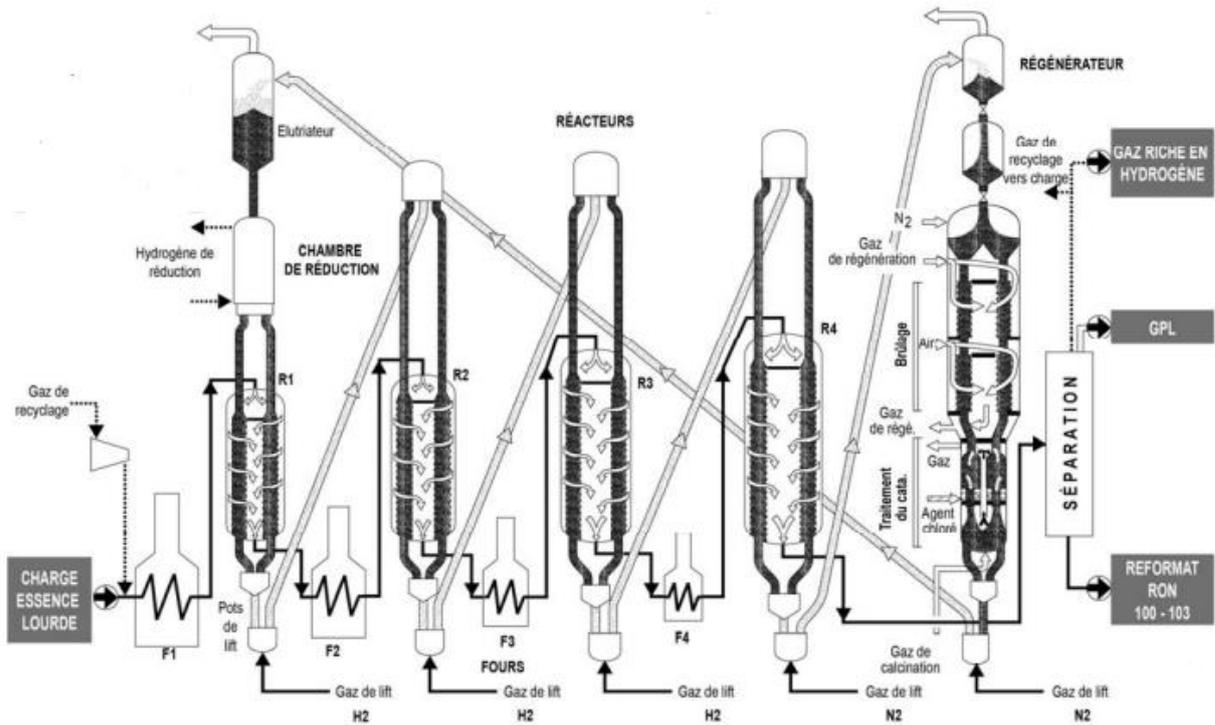


Figure II-03 : schéma représente le procédé de reformage catalytique [22]

b. Section absorption :

Dans la section d'absorption, les traces d'HCl et les composés lourds sont éliminés de l'hydrogène gazeux produit. Le reformat est combiné avec le gaz riche en hydrogène provenant de la section réaction et de la section de régénération du catalyseur. L'hydrogène subit une compression en deux étapes à l'aide du compresseur 520-KM-002 A./B. Après la première compression, les incondensables récupérés de l'unité d'isomérisation U-510 sont ajoutés à l'hydrogène. Deux ballons tampons, 520-D-002 et 520-D-003, sont utilisés pour éliminer les traces d'hydrocarbures lourds avant la compression [30].

Le mélange de reformat et d'hydrogène est refroidi continûment dans une refroidisseuse haute pression à eau 520E-004 et dans deux échangeurs, 520-E-005 et 520-E-006. Subséquemment, il passe par un chiller 520-E-007 pour aboutir une température proche de 0°C. Ces modalités permettent de recouvrer une quantité maximale de GPL et de soutirer un gaz riche en H2 d'une pureté accentuée .

Le assortiment entre, ensuite dans le ballon 520-D-004 où le flux de gaz riche en hydrogène contenant des traces d'HCl s'échappe en tête du ballon et est dirigé vers un absorbeur 520-D-006 A/B qui récupère les traces d'HCl. Le gaz riche en hydrogène purifié retourne dans le réseau de gaz riche en hydrogène des unités de la raffinerie. Avant d'être utilisé pour alimenter différentes unités de la raffinerie (unités 500, 510 et 520) [14], le gaz riche en hydrogène est débarrassé de ses chlorures. En bas du ballon 520-D-004, les GPL condensés avec le reformat sont directement envoyés vers la section de stabilisation de l'unité.

c. Section de stabilisation et de récupération de GPL :

Le mélange de reformat et de GPL provenant de la section d'absorption est combiné avec des GPL issus de la tête du ballon accumulateur 520-D-008. Ce mélange est aspiré par la pompe 520-MP-002 M./B. Les composés incondensables, principalement composés de C1 et C2, sortent en tête du ballon. La partie liquide est réchauffée en passant à travers trois échangeurs (520-E-008 A, B et C) et débarrassée de ses dernières traces de chlorures dans le ballon adsorbeur 520-D-007 A/B. Ensuite, le liquide entre dans le stabilisateur 520-C-001. Le courant de tête du stabilisateur, composé de GPL à l'état vapeur, est envoyé et condensé dans le ballon accumulateur 520-D-008.

Les vapeurs condensées provenant du pied du ballon sont soit envoyées vers l'unité gaz plant (unité 300), soit réinjectées comme reflux en tête du stabilisateur [32].

Le reformat obtenu à la sortie du stabilisateur est refroidi à travers trois échangeurs (520-E-008 A, B et C), un aéroréfrigérant (520-EA-003) et un condenseur à eau (520-E-010) avant d'être envoyé vers la section de mélange pour obtenir les essences commerciales. Le rebouillage en fond du stabilisateur 520-C-001 est assuré par le four 520-F-005 à travers la pompe 520-MP-004 A/B afin de maintenir l'équilibre thermique nécessaire au stabilisateur.

d. Section de régénération du catalyseur :

Après son utilisation dans les quatre réacteurs, le catalyseur utilisé dans la section de réaction doit être régénéré. Ce processus de régénération suit un cycle continu. Pour une régénération complète, le catalyseur passe par cinq opérations différentes dans le circuit de régénération. Les trois premières opérations, appelées brulage du coke, oxychloration et calcination, ont lieu dans le régénérateur 520-R-051 [33].

II.2.2 Équipements du procédé :

Cette section décrit brièvement certaines pièces principales de l'équipement présent dans l'unité de reformage CCR du naphta.

- *Echangeur Charge/Effluent du réacteur – PACKINOX :*

Il est spécifiquement conçu comme un échangeur de chaleur à plaques soudées, comprenant un faisceau de transfert de chaleur et une cuve sous pression. Ce dispositif fonctionne selon le principe du contre-courant, ce qui permet d'obtenir une perte de pression

minimale et une récupération maximale de chaleur à partir de l'effluent du réacteur. [22].

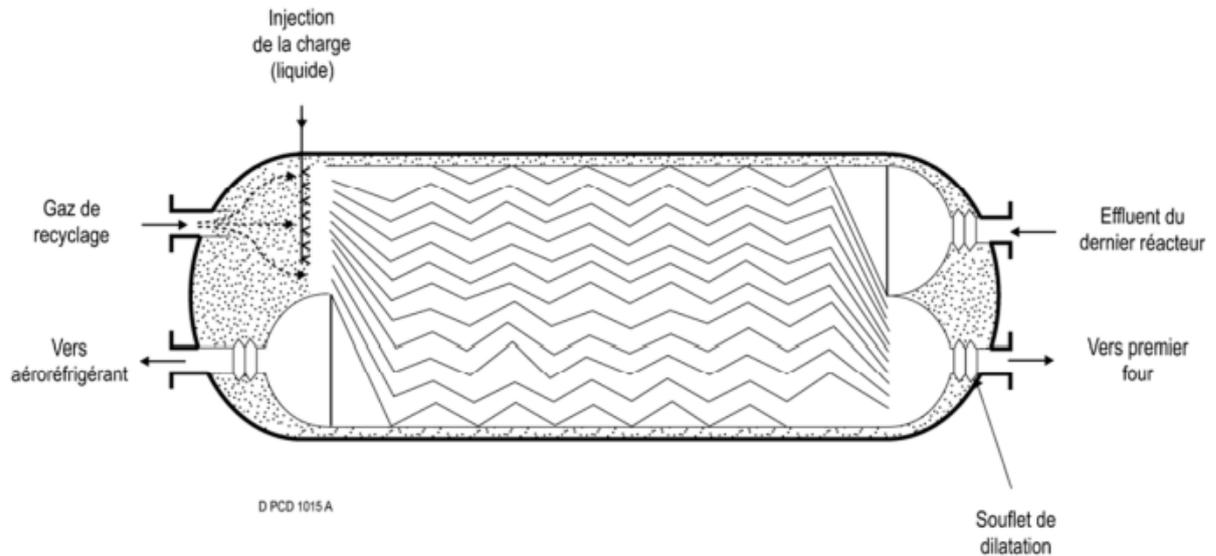


Figure II-04 : Schéma représentatif d'un échangeur a plaque charge-effluents sur les échangeurs à plaques PACKINOX [22]

- *Préchauffeur et réchauffeurs Intermédiaires :*

La charge d'alimentation combinée, ainsi que l'hydrogène recyclé, sont préchauffés à la température requise dans le préchauffeur avant d'entrer dans le premier réacteur. Étant donné que les réactions de reformage sont principalement endothermiques, un réchauffage supplémentaire est nécessaire avant l'alimentation des réacteurs suivants. Des réchauffeurs intermédiaires sont installés avant les quatre autres réacteurs pour maintenir les températures requises conformément aux exigences du processus [33].

- *Réacteurs :*

Les réacteurs utilisés dans l'unité de reformage ont une configuration de réacteur à flux radial. Les composants internes amovibles sont fabriqués en acier inoxydable, tandis que les composants internes fixes sont en acier allié [33].

Les quatre réacteurs de tailles différentes sont disposés côte à côte, ce qui présente plusieurs avantages par rapport à une disposition empilée.

Les réactions clés mentionnées précédemment se déroulent dans les différents réacteurs selon l'ordre suivant :

- **Premier réacteur** : déshydrogénation et isomérisation
- **Deuxième réacteur** : déshydrogénation, isomérisation, craquage, déshydrocyclisation
- **Troisième et quatrième réacteurs** : craquage, déshydrocyclisation

Cela permet d'optimiser les différentes réactions nécessaires pour obtenir les produits souhaités dans le processus de reformage [33].



Figure II-05 : illustration des quatre réacteurs en série de l'unité CCR [20]

- *Régénérateur :*

L'objectif est d'assurer une régénération continue du catalyseur pendant le fonctionnement normal de l'unité de reformage, tout en maintenant un niveau de coke stable dans les réacteurs et des conditions de fonctionnement optimales. Pour atteindre cet objectif, l'unité de régénération du catalyseur comprend plusieurs zones distinctes : une zone de stockage, deux chambres de combustion, une zone d'oxychloration et une zone de calcination. Ces différentes zones jouent un rôle essentiel dans le processus de régénération du catalyseur, permettant de restaurer ses propriétés catalytiques et d'assurer une performance optimale de l'unité de reformage [33].



Figure II-06 : représentatif du régénérateur [33]

En plus des équipements mentionnés précédemment, l'unité de reformage CCR comprend d'autres équipements importants tels que des compresseurs de recyclage, des compresseurs pour le gaz riche en hydrogène, des refroidisseurs pour l'adsorbeur, un adsorbeur pour l'élimination du chlore du gaz riche en hydrogène, ainsi qu'un stabilisateur. De plus, la section de régénération de l'unité est également équipée de divers équipements nécessaires au processus de régénération du catalyseur. Ces équipements supplémentaires contribuent au bon fonctionnement de l'unité de reformage CCR et à la production de produits finis de haute qualité [33].

- *Sécheur de l'unité :*

Avant de charger le catalyseur dans les sections de réaction, de circulation et de régénération, il est nécessaire de procéder à un séchage. Cette étape est importante pour éviter tout dommage au catalyseur causé par la présence d'eau et pour réduire la durée de fonctionnement à faible sévérité lors de la première alimentation en hydrocarbures. Le séchage est réalisé en utilisant de l'azote chaud circulant dans deux boucles physiquement distinctes [22]:

- La première boucle utilise le compresseur de recyclage et le compresseur d'azote. Elle englobe la section de réaction ainsi que la section d'azote. Les réchauffeurs sont utilisés pour atteindre la température requise.
- La deuxième boucle concerne la section de régénération et fait appel au compresseur de la boucle de régénération pour faire circuler l'azote. Celui-ci est chauffé à l'aide de réchauffeurs électriques tels que les réchauffeurs de combustion, d'oxychloration et de calcination.

Ces deux boucles distinctes permettent d'assurer un séchage efficace des sections du catalyseur, garantissant ainsi des conditions optimales de fonctionnement de l'unité [22].

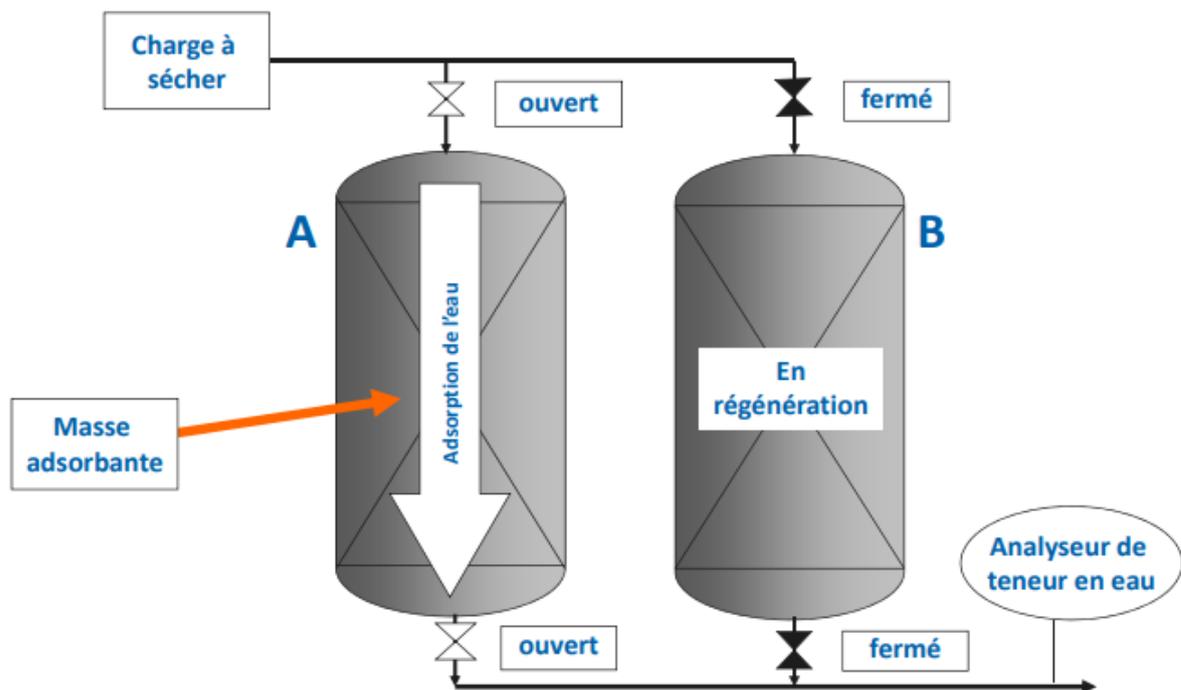


Figure II-07 : Principe de fonctionnement de sécheurs [22]



Chapitre III :

**Régénération du
Catalyseur**

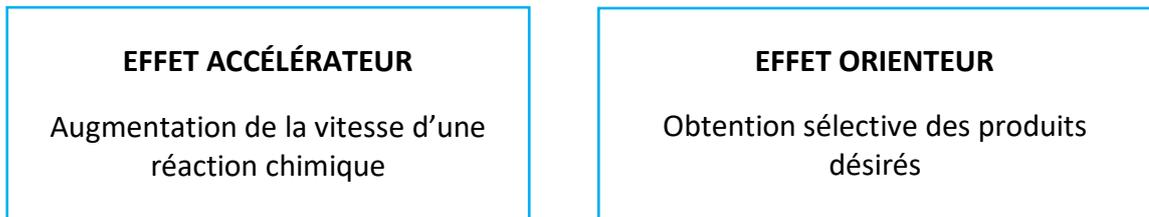
Introduction :

La régénération du catalyseur à lit mobile est une étape cruciale dans les procédés de raffinage, qui permet de restaurer l'activité du catalyseur épuisé, en vue de maintenir la qualité des produits et d'optimiser le rendement des unités de production. Cette opération consiste à retirer les dépôts de carbone et les composés soufrés du catalyseur, ainsi qu'à restaurer ses propriétés acido-basiques, en utilisant un mélange d'air et de vapeur d'eau comme agent oxydant. Les paramètres de marche de cette opération influencent fortement l'efficacité de la régénération, ainsi que la durée de vie et la performance du catalyseur.

III.1 Définition du catalyseur :

Un catalyseur est généralement un solide poreux qui se présente sous forme de bâtonnets ou de billes [36]. Un catalyseur est une substance qui permet d'augmenter la vitesse d'une transformation chimique, de l'accélérer, Outre son effet accélérateur, le catalyseur peut avoir un effet orienteur permettant d'obtenir sélectivement les produits désirés (par accélération sélective des vitesses des diverses réactions chimiques possibles).

On distingue deux effets du catalyseur [34]:



Et deux modes de fonctionnement :



III.2 Nature du Catalyseur de reformage catalytique CR 401:

Le catalyseur CR 401, fabriqué par Axens©, est une composition bi-métallique de platine et d'étain supportée par de l'alumine de grande pureté. Il est principalement utilisé pour le reformage du naphta lourd dans le but de produire une essence à haut indice d'octane. Le CR 401 est disponible sous forme sphérique, environ 70 tonnes de ce catalyseur sont nécessaires pour traiter une charge de 100 tonnes par heure dans une unité de raffinage qui utilise le procédé de reformage à régénération continue [33].

Platine et étain sur sphères d'alumine de pureté élevée	
Diamètre	1,8 mm
Platine	0,3% en poids
Perte au feu à 900 °C	1% en poids
Aire de surface	200 m ² /g
Volume total des pores	0,6 cm ³ /g

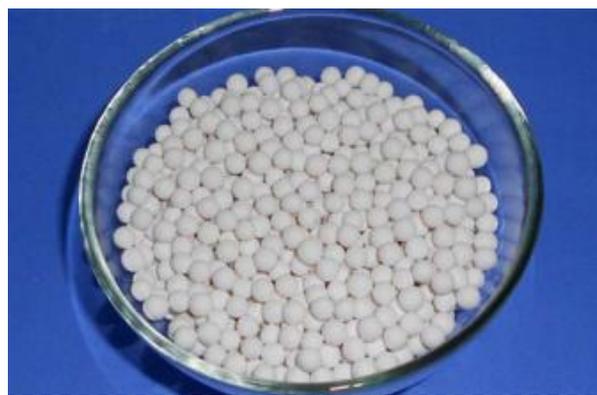


Figure III -01 : Illustration du catalyseur CR401 [33]

Tableau III-01 : Les différentes propriétés du catalyseur CR401 [22]

III.3 Caractéristiques du catalyseur CCR :

Les catalyseurs utilisés dans l'unité de reformage sont composés d'un catalyseur multi-métallique contenant du platine et des promoteurs métalliques sur un support d'alumine de haute pureté [14]. Ces catalyseurs présentent plusieurs avantages :

- Le support d'alumine de haute pureté offre une résistance élevée à l'attrition, assurant ainsi une durabilité du catalyseur.
- La combinaison de platine et d'autres métaux promoteurs confère une stabilité et une sélectivité élevées au catalyseur.
- Le catalyseur peut être régénéré en continu, permettant un fonctionnement ininterrompu de l'unité.
- Le catalyseur présente une rétention élevée des chlorures.
- Sa forte résistance mécanique réduit l'abrasion lors des transferts entre les réacteurs.

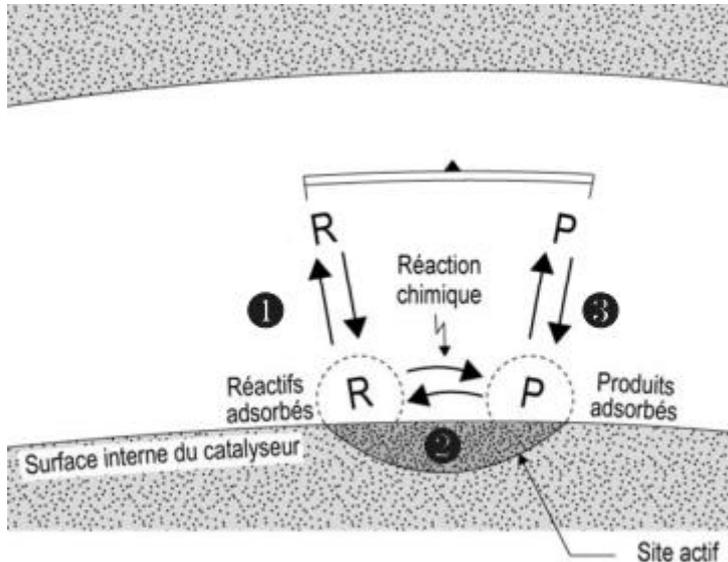
Grâce à ces caractéristiques et à la régénération continue, les catalyseurs offrent les avantages suivants :

- Un rendement élevé en reformat.
- Une production d'hydrogène élevée.
- Un coefficient de disponibilité élevé.
- Une longue durée de vie.
- Un faible stock de catalyseur.
- Des coûts d'exploitation réduits.

III.4 Mécanisme du catalyseur CCR :

Le catalyseur a une double fonction, métallique et acide, qui favorise différents types de réactions. Le métal du catalyseur étend les réactions de déshydrogénation et d'hydrogénation, tandis que la fonction acide du support catalyse les réarrangements de structure moléculaire. Le platine est sélectionné comme métal de base avec des

promoteurs pour améliorer la sélectivité et la stabilité du catalyseur, tandis que l'alumine Al_2O_3 de haute pureté est utilisée comme support acide. Les principales réactions impliquées dans les procédés de reformage sont catalysées soit par le support, soit par les fonctions métalliques [14].



Le phénomène catalytique peut être en lui-même décomposé en trois étapes :

1. **Adsorption** des réactifs sur certains sites actifs de la surface du catalyseur
2. **Transformation** chimique sur la surface du catalyseur (en phase adsorbée)
3. **Désorption** des produits de la surface "active"

Figure III -02 : Mode d'action des catalyseurs solide [21]

a) Fonction métallique :

Afin d'assurer une efficacité catalytique optimale, il est crucial que le métal soit uniformément dispersé sur le support d'alumine [35], tout en maintenant sa taille de particules en dessous de la limite maximale (environ $1 \cdot 10^{-6}$ mm).

Les performances de la phase métallique peuvent être réduites en raison des facteurs suivants [24]:

- Empoisonnement de la phase métallique.
- Altération de la phase métallique sur le support.

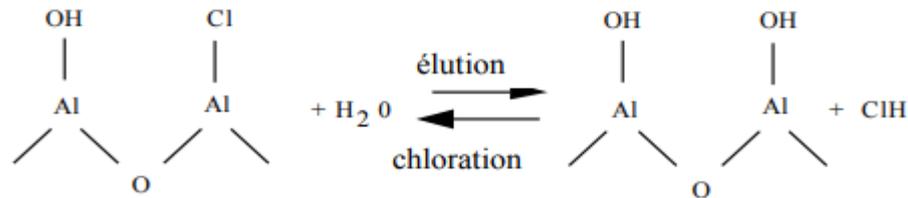
Pendant la première étape de régénération (combustion du coke), il peut se produire une agglomération de la phase métallique en raison des températures élevées et de la pression partielle de l'eau. Cependant, l'étape d'oxychloration qui suit la combustion du coke permet une redistribution adéquate de la phase métallique.

b) Fonction acide :

La présence d'une certaine acidité sur le support du catalyseur est nécessaire pour stimuler certaines réactions souhaitées telles que l'isomérisation et la déshydrocyclisation. Le niveau d'acidité optimal varie en fonction des performances souhaitées et dépend de la quantité de chlore fixée sur le catalyseur lors de sa fabrication. La teneur en chlore doit être ajustée et maintenue entre 0,9% à 1,1% en masse pendant l'étape d'oxychloration afin d'optimiser les performances du catalyseur [35]. Le niveau d'acidité optimale est fonction du ratio des liaisons -OH sur les liaisons -Cl, qui sont adsorbées

à la surface du catalyseur. Ce ratio est à son tour fonction de la teneur en eau et en HCl du gaz de recyclage du fait de l'équilibre existant entre l'eau et HCl dans le gaz de recyclage, et des liaisons -OH et -Cl sur le catalyseur.

La structure chimique du support de catalyseur et les procédés de chloration et d'éluion du chlore à l'eau peuvent se représenter de la façon simplifiée suivante [14] :



III.5 Altération de l'activité du catalyseur :

Les contaminants du catalyseur sont classés en deux catégories : les poisons temporaires (Parfois également appelés inhibiteurs) et les poisons permanents.

a) *Les poisons temporaires :*

Les poisons temporaires sont des contaminants qui peuvent être éliminés du catalyseur sans nécessiter l'arrêt de l'installation. Une fois que le contaminant est éliminé, l'activité et la sélectivité du catalyseur sont restaurées à leur état initial [23].

1. Le soufre :

La présence de soufre dans la charge du catalyseur de reformage peut avoir plusieurs effets négatifs. Une contamination réactionnelle au soufre inhibe la fonction métallique du catalyseur, ce qui entraîne une diminution des rendements d'hydrogène et de la pureté de recyclage. De plus, cela peut entraîner une augmentation de l'hydrocraquage, augmentant ainsi la production de GPL. On observe également une réduction des chutes de température dans les réacteurs, en particulier dans le premier réacteur, et parfois une augmentation de la chute de température à travers le deuxième réacteur. Enfin, la présence de soufre peut accélérer le processus de cokage du catalyseur. Par conséquent, il est préférable de maintenir une faible teneur en soufre dans la charge afin de garantir une stabilité et une sélectivité optimales du catalyseur.

2. L'azote :

La présence d'azote dans la charge de reformage, bien que moins fréquente que le soufre, peut avoir des effets indésirables. La contamination à l'azote entraîne une réduction de la fonction acide du catalyseur, ce qui se traduit par une diminution de l'indice d'octane du produit final. De plus, on observe généralement une légère diminution de la production d'hydrogène. En ce qui concerne les réacteurs, la contamination à l'azote entraîne une réduction de la chute de température dans le réacteur. Il est donc important de maintenir une

concentration d'azote organique dans la charge inférieure à 0,5 ppm en masse afin de préserver les performances du catalyseur de reformage [23].

3. Eau et composés organiques oxygénés :

Les composés organiques oxygénés présents dans la charge de reformage, tels que le méthanol, le MTBE, le TAME, le phénol, etc., sont convertis en eau lors des réactions dans les réacteurs. L'eau joue en réalité un rôle important dans l'activation de la fonction acide du catalyseur et n'est donc pas considérée comme un poison dans ce contexte. Cependant, un excès d'eau peut entraîner une diminution de l'activité catalytique. Ainsi, la concentration maximale admissible d'eau dans la charge est de 4 ppm en masse, afin de maintenir les performances optimales du catalyseur de reformage. [36].

4. Halogènes (chlore, fluor) :

L'impact de la contamination par le chlore et le fluor dans le processus de reformage se manifeste de la manière suivante [36]:

- Une augmentation des réactions d'hydrocraquage.
- Une diminution du rendement en produit liquide de reformat.
- Des rendements plus élevés en GPL (gaz de pétrole liquéfié) et en composés C1.
- Une légère amélioration de l'indice d'octane.
- Une réduction de la production d'hydrogène.

Ces contaminants peuvent donc avoir des effets indésirables sur les performances du catalyseur et les rendements des produits souhaités dans le processus de reformage.

b) Les poisons permanents :

Les poisons permanents sont des contaminants qui entraînent une perte d'activité irréversible du catalyseur, nécessitant son remplacement, même après régénération. Parmi les principaux poisons permanents pour les catalyseurs conventionnels à lit fixe et les catalyseurs régénérés en continu, on retrouve l'arsenic, le plomb, le cuivre, le fer, le nickel, le chrome, le mercure, le sodium et le potassium [14].

L'effet de la contamination par des métaux se manifeste de la manière suivante :

- Une diminution significative de la différence de température (ΔT) dans le premier réacteur, associée à une augmentation de ΔT dans le deuxième réacteur.
- Une diminution de l'indice d'octane.
- Une augmentation du rendement en produit liquide.
- Une réduction de la production d'hydrogène.

Ces métaux contaminants peuvent donc avoir un impact négatif sur les performances du catalyseur, notamment en affectant les caractéristiques thermiques du processus de reformage, l'indice d'octane et la production d'hydrogène.

c) Le Coke :

Le dépôt de coke sur le catalyseur est un phénomène passager qui peut être éliminé par régénération. Étant donné l'importance cruciale de ce phénomène dans les unités de reformage catalytique, il est traité séparément.

La teneur normale en coke du catalyseur se situe entre 4% et 6% en masse, à condition que le débit, la qualité de la charge d'alimentation et le niveau de sévérité soient dans la plage spécifiée et que la circulation du catalyseur soit dans la plage de fonctionnement. La réduction du coke peut être obtenue en réduisant la température des réacteurs (en diminuant la sévérité) et en augmentant la circulation d'hydrogène.

À l'inverse, une faible pression totale favorise la formation de coke, d'où la nécessité d'une régénération continue [23].

	Diminution de la fonction acide	Augmentation de la fonction acide	Diminution de la fonction métallique
Causes	<ul style="list-style-type: none"> • Élu­tion du chlore en raison d'une forte teneur en eau dans le gaz de recyclage ; • Composés d'azote (perte de Cl par NH4Cl) 	<ul style="list-style-type: none"> • Catalyseur surchloré en raison de – chloration lors de la régénération – chlore dans la charge – ou trop faible teneur en eau dans le gaz de recyclage ; • Forte teneur en eau dans le gaz de recyclage (dysfonctionnement) sur un catalyseur très sec (l'augmentation de la fonction acide est temporaire) ; 	<ul style="list-style-type: none"> • Empoisonnement réversible temporaire par du soufre ; • Empoisonnement permanent par des métaux • Mauvaises conditions de régénération et/ou de réduction
Conséquences	<ul style="list-style-type: none"> • Baisse de l'indice d'octane • Baisse de production de GPL • Augmentation de production de Cl liée à la coupure C1-C4 • Augmentation de la pureté du gaz de recyclage • Augmentation du rendement de produit liquide 	<ul style="list-style-type: none"> • Légère augmentation de l'indice d'octane • Baisse de production liquide et de rendements H2 • Augmentation de production de GPL • Diminution de production de C1 liée à la coupure C1- C4 • Augmentation de la pureté du gaz de recyclage 	<ul style="list-style-type: none"> • Forte diminution de l'indice d'octane • Baisse de delta T dans le premier réacteur • Baisse de production de C1 + C2 • Augmentation de production liquide • Forte diminution de la production de H2 • Diminution de la pureté du gaz de recyclage

Tableau III-02 : Les causes et les conséquences de la perte d'activité du catalyseur [33]

III.6 Distribution du catalyseur dans les réacteurs :

En raison de la forte endothermicité des réactions les plus importantes et désirables (déshydrogénation des naph­tènes et déshydrocyclisation des paraffines), il n'est pas possible de maintenir une température optimale uniforme dans tout le volume du

catalyseur. En outre, la déshydrogénation est la réaction la plus rapide, ce qui entraîne une chute brutale de la température dans la première partie du catalyseur. Pour établir l'activité du catalyseur lorsque la température atteint un niveau critique qui varie en fonction des réactions impliquées, il est nécessaire de réchauffer la charge du réacteur. Ainsi, pour atteindre cet objectif, le catalyseur est reparti sur plusieurs réacteurs [14].

Ainsi, il est préférable de ne pas utiliser plus de 12% du catalyseur dans le premier réacteur car la réaction de déshydrogénation des naphthènes qui y a lieu génère une baisse de température insuffisante pour maintenir la réaction. Pour cette raison, l'effluent issu du premier réacteur doit être réchauffé afin de poursuivre l'hydrogénation des naphthènes et de démarrer la déshydrogénation des paraffines sur les 18% de catalyseur suivants, répartis dans le deuxième réacteur. Toutefois, la température baisse à nouveau ce qui nécessite un réchauffage pour permettre l'hydrocyclisation des paraffines

Donc la répartition du catalyseur est alors la suivante [14] :

- Premier réacteur = 12 %
- Deuxième réacteur = 18 %
- Troisième réacteur = 25 %
- Quatrième réacteur = 45 %

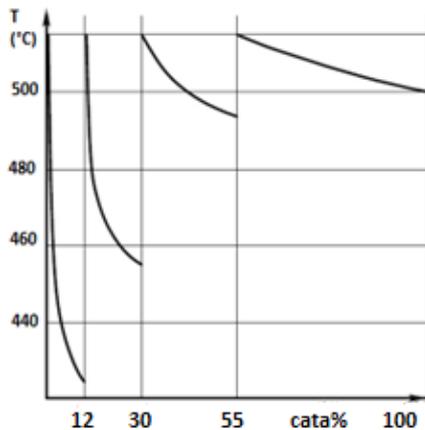


Figure III-03 : Distribution du catalyseur

[22]

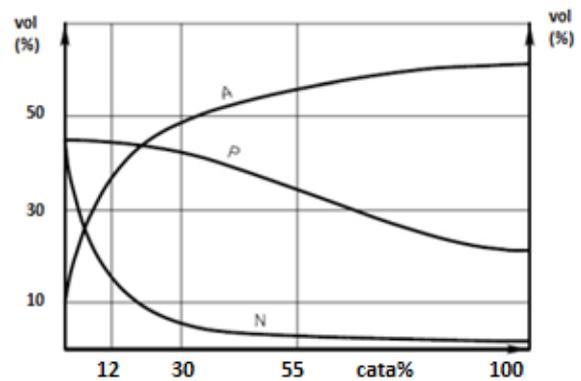


Figure III-04 : influence du catalyseur

III.7 Circulation du catalyseur :

La circulation continue du catalyseur est assurée par un système de lift de gaz, qui achemine le catalyseur depuis le fond du régénérateur jusqu'au sommet du premier réacteur, puis du fond de chaque réacteur vers le sommet du réacteur suivant, et enfin du fond du dernier réacteur vers le sommet du régénérateur [33]

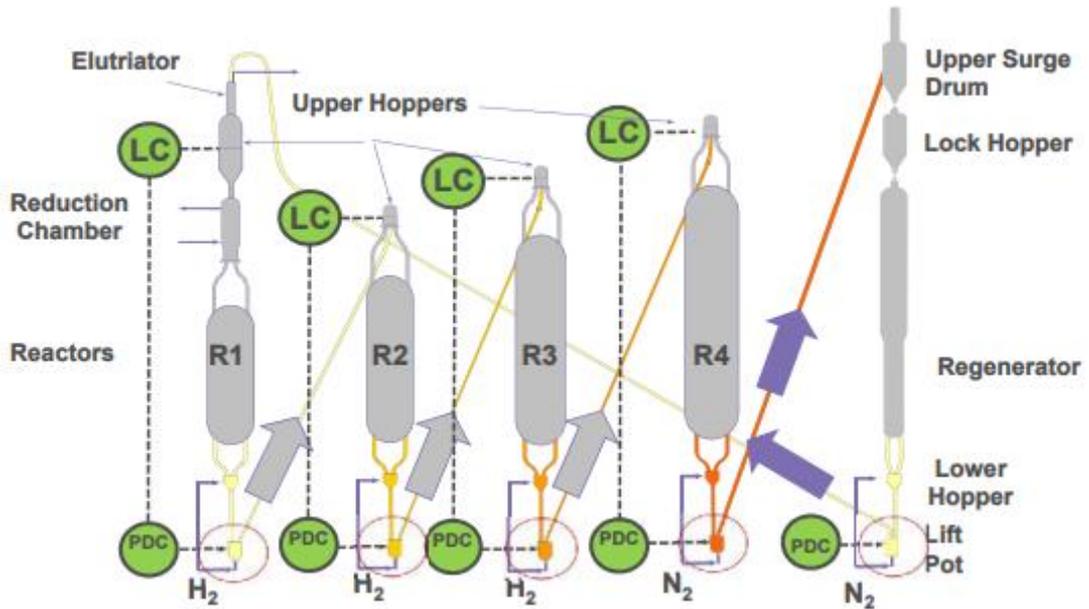


Figure III-05 : Schéma représentatif du circuit du catalyseur [22]

III.8 Régénération du catalyseur :

III.8.1 Les étapes de régénération :

La régénération est démarrée lorsque la teneur en coke du catalyseur est supérieure à 3 % en masse. La régénération est assurée en deux étapes de combustion de coke, suivies par une étape d'oxychloration et de calcination pendant laquelle la quantité optimale de chlore est restituée.

Pour permettre une régénération efficace de l'unité de reformage catalytique, les opérations suivantes sont réalisées en continu au sein de l'unité de reformage [37] :

1. La combustion :

La combustion du catalyseur s'effectue dans un premier puis un deuxième lit de combustion (radial), successivement. Dans le premier lit, la majeure partie du coke est éliminée par combustion contrôlée, grâce à la circulation d'un gaz de combustion à teneur réduite en oxygène (environ 0,8 % en volume). À la sortie du premier lit, les gaz d'échappement de combustion ne contiennent normalement plus d'oxygène. Un léger excès de 0,2 % peut être maintenu pour assurer une bonne combustion dans le premier lit de combustion. Une injection intermédiaire d'air (ou d'un gaz à teneur contrôlée en oxygène) permet d'ajuster la teneur en oxygène et la température du gaz à l'entrée du deuxième lit de combustion [37].

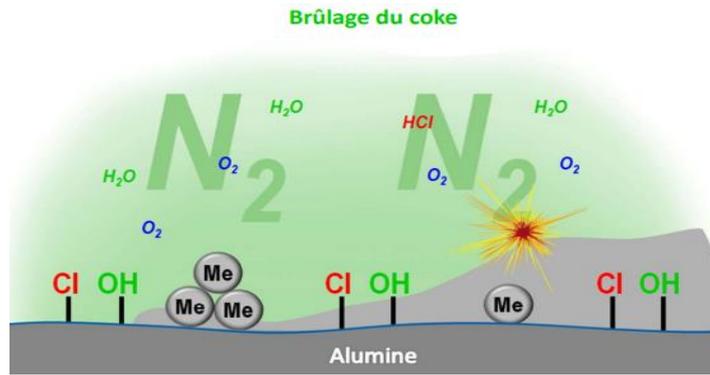


Figure III-06 : représentant la combustion primaire du coke

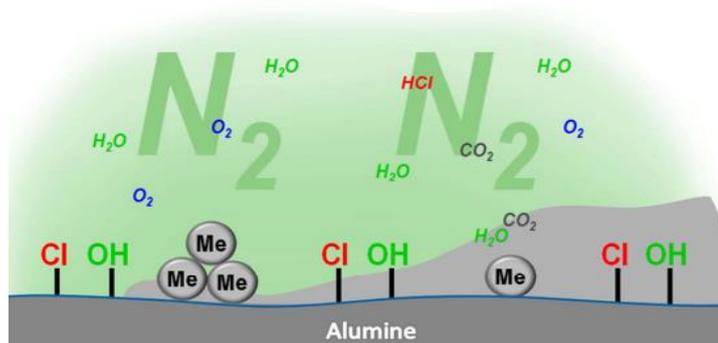


Figure III-07 : représentant l'après combustion du coke [22]

Réaction de combustion du coke :

Le coke est constitué de carbone (C) et d'hydrogène (H), les réactions de combustion sont les suivantes [22] :



A cause de la présence de platine sur le catalyseur il ne se forme pas de monoxyde de carbone (CO) lors de la combustion du carbone du coke (le platine catalyse la formation du CO₂ même en présence de très peu d'oxygène.



Inévitablement durant la combustion du coke, il y a une formation d'eau qui chasse le chlore du catalyseur en formant de l'HCL (gaz chlorhydrique)

La quantité d'acidité du catalyseur est influencée par la quantité de chlore qui y est fixée lors de sa fabrication. Pendant le fonctionnement de l'unité, la teneur en chlore du catalyseur peut varier en raison de l'humidité du gaz de recyclage et de l'éluion du chlore par l'eau, principalement pendant l'étape de combustion du coke, en raison de la formation d'eau

de combustion. Par conséquent, il est nécessaire d'ajuster ce niveau d'acidité lors de l'étape d'oxychloration afin de maintenir des conditions de fonctionnement optimales du catalyseur. Cela permet de contrôler efficacement l'activité catalytique et la sélectivité du processus de reformage.

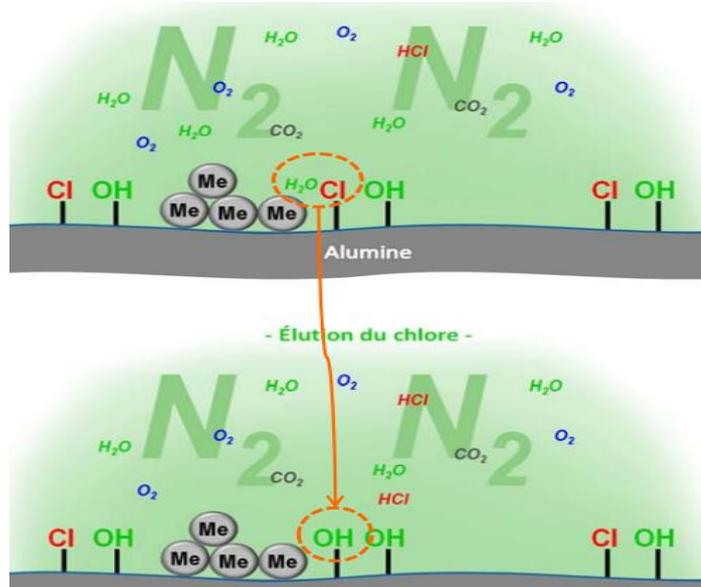


Figure III-08 : représentant l'éluon du chlore [22]

2. Oxychloration :

Après avoir été débarrassé de son coke, le catalyseur descend par gravité dans la zone de régénération à forte teneur en oxygène. Cette zone se subdivise en deux lits balayés de bas en haut par de l'azote fortement enrichi en oxygène (4 à 8 %). Une injection entre les deux lits de produit chloré dans le flux d'azote permet d'oxychlorer le catalyseur (l'eau produit par la combustion du coke à élué une grosse partie du chlore normalement fixé sur le catalyseur).

L'oxychloration est une attaque chimique à haute température des cristallites de platine par l'oxygène et du chlore, il y a une formation d'espèces métalliques légèrement volatiles (oxychlorures de platine) qui migrent sur la surface de l'alumine et se fixent sur les sites libres de l'alumine, assurant ainsi la dispersion des métaux. Pour que cette redispersion métallique puisse se faire, il faut que l'alumine dispose d'un maximum de sites libres, cela implique que :

- Le coke a été parfaitement éliminé pendant la phase de combustion
- L'alumine n'est pas sulfatée : c'est-à-dire que la combustion s'est déroulée en l'absence de soufre, en effet les oxydes de soufre formés (SO₂ et SO₃) attaquant alors les sites réactifs de l'alumine en formant de sulfate d'alumine inerte chimiquement

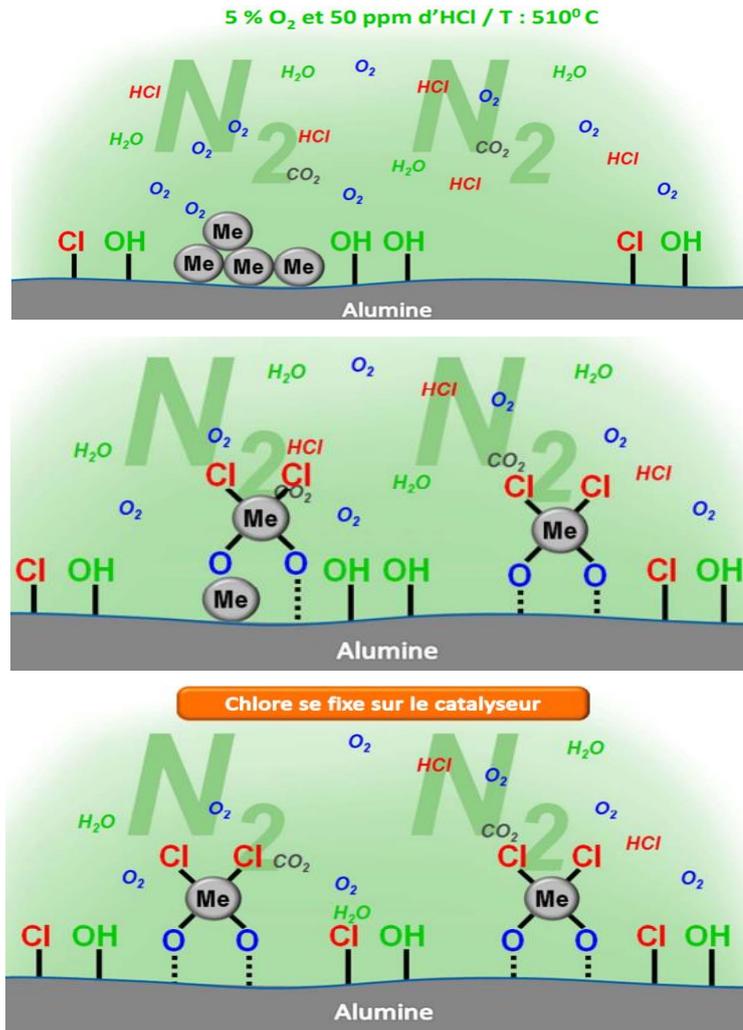


Figure III-09 : représentant la redispersion des métaux dans l'étape d'Oxichloration [22].

3. Calcination :

La calcination est une étape d'élimination maximale de l'eau piégée par l'alumine durant les phases précédente de la régénération en effet le bon déroulement de la phase de réduction nécessite d'opérer en présence du minimum d'eau possible sur le catalyseur, suivant d'un séchage de catalyseur [37], La calcination exige un maintien en température à 510 °C et une augmentation de l'oxygène O₂ à 8 %

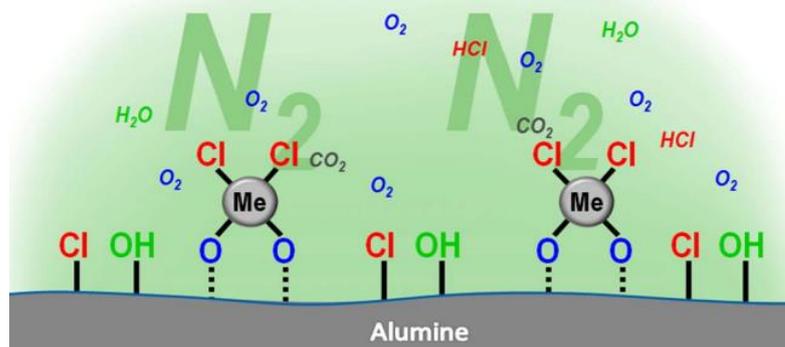


Figure III-10 : représentant un Catalyseur séché et rechloré mais oxydé (non actif) [22].

4. Réduction :

En sortie de zone de calcination en pied de régénérateur, le catalyseur descend par gravité dans la première trémie pour redonner au métal dispersés leur forme apte à la catalyse.

L'objectif de la phase de réduction est de transformer les oxychlorures de platine (catalyseur jaune pâle) redispersés à la surface de l'alumine pendant l'oxychloration en platine métallique (catalyseur gris) cette réaction chimique consomme de l'hydrogène (réactif nécessaire pour réaliser la réduction) et produit de l'eau la réaction s'écrit :



Il faut utiliser de l'hydrogène pur et parfaitement sec pour la réduction :

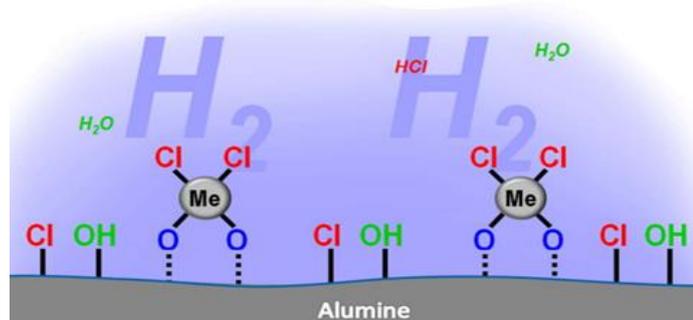


Figure III-11 : représentant le passage sous atmosphère [22].

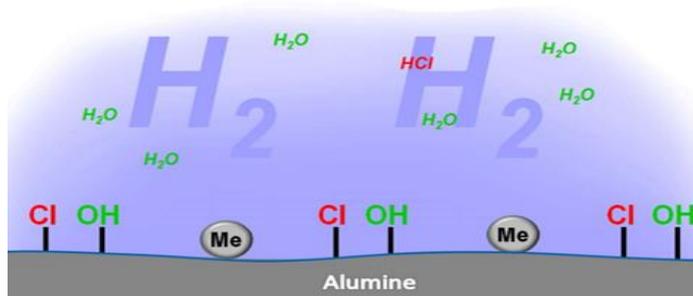


Figure III-12 : représentant la réduction des métaux et la formation d'eau [22].

III.8.2 Les différentes méthodes de régénération :

Dans la régénération continue de catalyseur il existe deux termes couramment utilisés pour décrire les phénomènes observés : le black burning (combustion incomplète) et le white burning (combustion complète [37]).

a) Black burning (combustion incomplète) :

Si la totalité du coke n'est pas brûlée en bas du deuxième lit (en cas d'afflux anormal de coke sur le catalyseur par exemple), le régénérateur (520-R-051) sera automatiquement exploité en mode combustion incomplète. Le catalyseur, bien qu'il ne soit pas exempt de coke, s'écoule par les zones d'oxychloration et de calcination, où l'injection d'air ainsi que les injections

d'agent de chloration et d'eau ont été complètement arrêtées au préalable (l'injection d'air dans la zone de combustion est maintenue au moyen du « circuit de combustion incomplète »). Par conséquent, le catalyseur retourne vers les réacteurs malgré un certain niveau de coke. La section de réaction de reformage peut fonctionner dans ces conditions pendant une courte période de temps (quelques heures), ce qui permet de maintenir la circulation du catalyseur pendant que les conditions de fonctionnement sont réglées pour retrouver un niveau de coke acceptable sur le catalyseur [14].

b) White burning (combustion complete) :

Afin d'assurer une combustion complète : l'analyseur réinitialise la circulation d'air [14].

- La régénération est conçue pour brûler une certaine quantité de coke par jour. Le fait d'essayer de dépasser cette limite se traduit par une température de régénération excessive et un risque d'endommager le catalyseur.
- Durant les diverses étapes de la régénération, le catalyseur ne doit pas être surchauffé (la température maximale de calcination ne doit pas dépasser 520 °C).

Les opérateurs doivent ensuite surveiller la régénération catalytique et définir la circulation du catalyseur en respectant les directives suivantes.

- Un débit (de l'ordre de 60 à 90 % du débit nominal de design) sera sélectionné sur la base de la tendance au dépôt de coke (à raison d'un débit plus important en cas d'augmentation du dépôt de coke).
- Les débits de gaz de combustion et d'Oxychloration/calcination sont fixés à leurs valeurs de design.
- Les températures à l'entrée des lits de combustion sont réglées au moyen des réchauffeurs électriques (comme expliqué au point 5.3.4 « Boucle de régénération »).
- Les injections d'air sont réglées entre 0,6 et 0,8 % en vol. à l'entrée dans le premier lit de combustion, et à 0,2 % en vol. à la sortie du deuxième lit de combustion.

Les opérateurs doivent ensuite observer la température de sortie du premier lit de combustion

Si cette température est trop élevée, les options suivantes sont possibles:

- Diminuer la valeur de TI à la température d'entrée (au minimum égale à 470 °C).
- Diminuer le débit du catalyseur.



Chapitre IV :

Résultat et interprétation

Dans ce chapitre nous présenterons une analyse approfondie des paramètres de marche tel que le coke la température, la pression et plusieurs d'autre facteurs qui participent directement à l'impact sur l'indice d'octane et la formation du coke dans le procédé de reformage catalytique.

Les schémas suivants ainsi que leurs interprétations expliquent cette analyse. Sachant que les valeurs mentionnées dans les tableaux sont prises des analyses effectuées au laboratoire et à la salle de contrôle d'où elles sont obtenues à partir des différentes dates consécutives du mois de mars, avril, mai .

IV.1 Influence du coke sur l'indice d'octane :

Dans ce qui suit, nous nous sommes intéressés à l'étude de l'influence de la variation de l'indice d'octane de reformat obtenu sur le taux de cokage du catalyseur. Pour cela nous avons extraits les valeurs présentées ci-dessous d'essais menés pendant une durée d'environ 3 mois, avec la collaboration de techniciens de la raffinerie d'Alger.

Nous rappelons qu'il est impossible de consigner des valeurs opératoires désirées afin d'étudier l'influence d'un paramètre quelconque du fait du fonctionnement de la raffinerie Les valeurs que nous représentées sur la figure, en réalité, ils représentent des essais étalés sur la période de notre stage effectuée

Par exemple, nous avons extraits ces valeurs d'un ensemble de datas ou nous avons relevés les différentes valeurs de cokage obtenus et les valeurs d'indice d'octane

Et pour mieux observer l'interaction du taux d'indice d'octane obtenu avec le taux de cokage, nous les avons mis en relief dans la figure suivante :

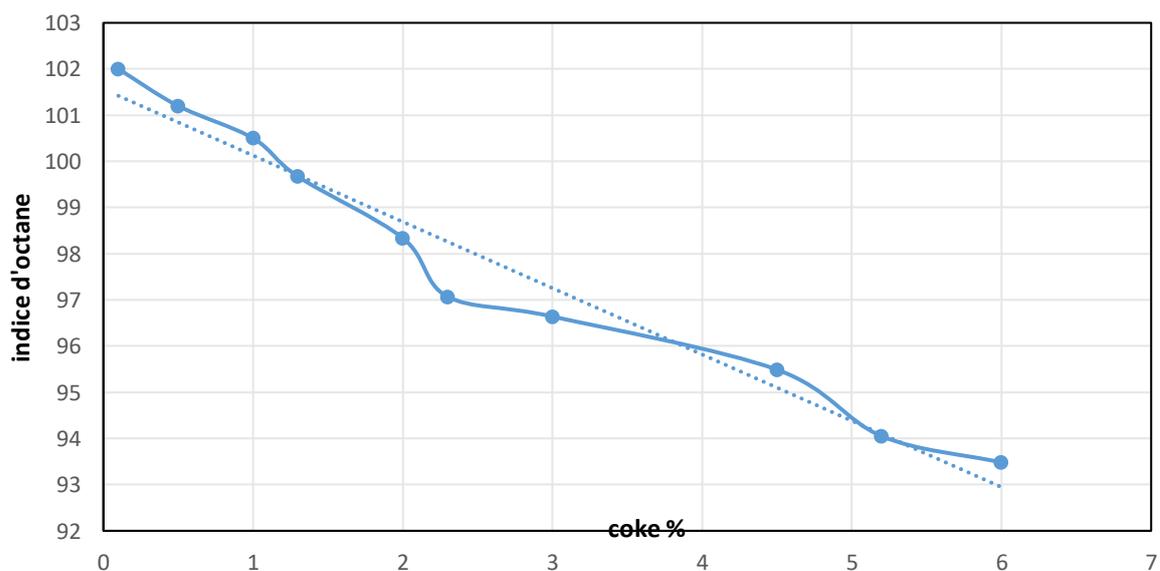


Figure IV-01 : variation de l'indice d'octane en fonction de coke

A partir de la figure On peut voir que plus le pourcentage de coke produit est élevé, plus l'indice d'octane diminue. Par exemple, avec 0.1% de coke, l'indice d'octane est de 102 mais avec 2.3% de coke, l'indice d'octane chute à 97.07

En ce qui concerne l'indice d'octane, le coke peut avoir un effet négatif sur ce dernier. Lorsque le coke s'accumule sur le catalyseur, il peut favoriser des réactions indésirables, Le coke peut également obstruer les pores du catalyseur, réduisant ainsi sa capacité à convertir les hydrocarbures en produits souhaités. Cela peut réduire l'indice d'octane du produit final. Par conséquent, il est important de contrôler la formation de coke et de maintenir la stabilité du catalyseur pour obtenir des produits à haut indice d'octane.

On peut conclure que ces essais effectués, démontrent que les consignes opératoires pour la phase de la mise en régénération du catalyseur ont été correctement dimensionnés, en effet on peut aller jusqu' à des valeurs de cokage de 6 % sans altérer la qualité du produit obtenu en termes d'indice d'octane, au-delà de cette valeur, il ne serait pas judicieux de la transgresser

IV.2 Effet de la pression sur le coke :

En second lieu, afin d'examiner l'effet de la pression sur la formation du coke, nous avons pris de différents valeurs de pression tout en maintenant les autres paramètres opératoires constants (température, débit de charge ...) et on les a transposé sous forme de ce graphique :

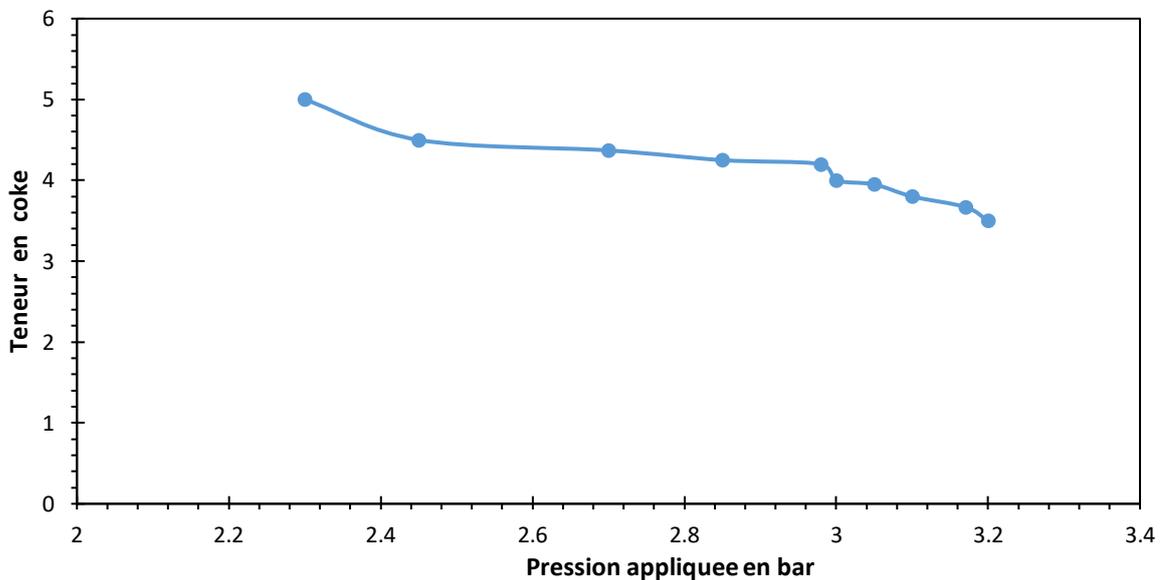


Figure IV-02 : variation du coke en fonction de la pression

On remarque que le pourcentage du coke a atteint 5% c'est-à-dire 83% de la valeur maximale. D'où on tire comme information que plus la pression est élevée, moins il y aura de coke produit (une léger déférence de 2% peut influencer sur le taux de coke) .

Une faible pression favorise la formation de coke. Par ailleurs, la thermodynamique favorise également les basses pressions pour la déshydrogénation et la déshydrocyclisation

Les basses pressions favorisent toutes les réactions souhaitables et réduisent le craquage. Pour compenser l'effet négatif des basses pressions sur le cokage, une unité de reformage à basse pression exige une régénération continue du catalyseur

Plus la pression est faible, plus les rendements sont élevés à la fois pour le reformat et pour l'hydrogène, pour un indice d'octane donné. C'est pour cela que l'on réduit la chute de pression dans l'unité et que l'on recherche la pression de fonctionnement la plus faible possible.

IV.3 Effet de la température sur l'indice d'octane :

A partir des conditions opératoires nous avons travailler à différents essais ou pratiquement la charge exercée a était fixé à 85 m³/h et à différentes températures puis nous avons relevé les valeurs de l'indice d'octane obtenue en fonction de la température exercé et les résultats sont présenter sur la figure suivante :

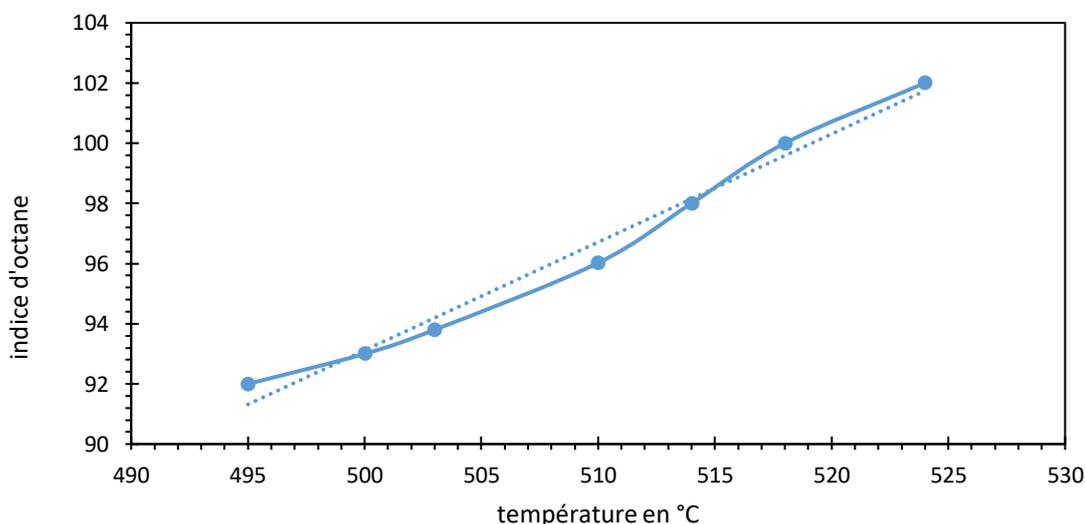


Figure IV-03 : analyse de l'indice d'octane en fonction de température

Suite à l'analyse de la figure après la variation de la température, on remarque un accroissement de température qui s'accorde à une augmentation de l'indice d'octane avec une valeur maximale de 102 pour une température de 524°C.

Une haute température Favorise la cinétique de déshydrogénation, d'isomérisation, de déshydrocyclisation, mais accélère encore davantage les réactions de dégradation (craquage, cokage). Par conséquent, une augmentation de température conduit à une augmentation de l'indice d'octane associée à une diminution du rendement du reformat.

IV.4 Effet de charge sur l'indice d'octane

Dans ce cas-là, nous avons effectués divers essais où la charge a été varier et la température était modulée à 518 °C, nous avons ensuite notés les valeurs de l'indice d'octane obtenue en fonction de la charge et les résultats sont illustrés dans la figure suivante :

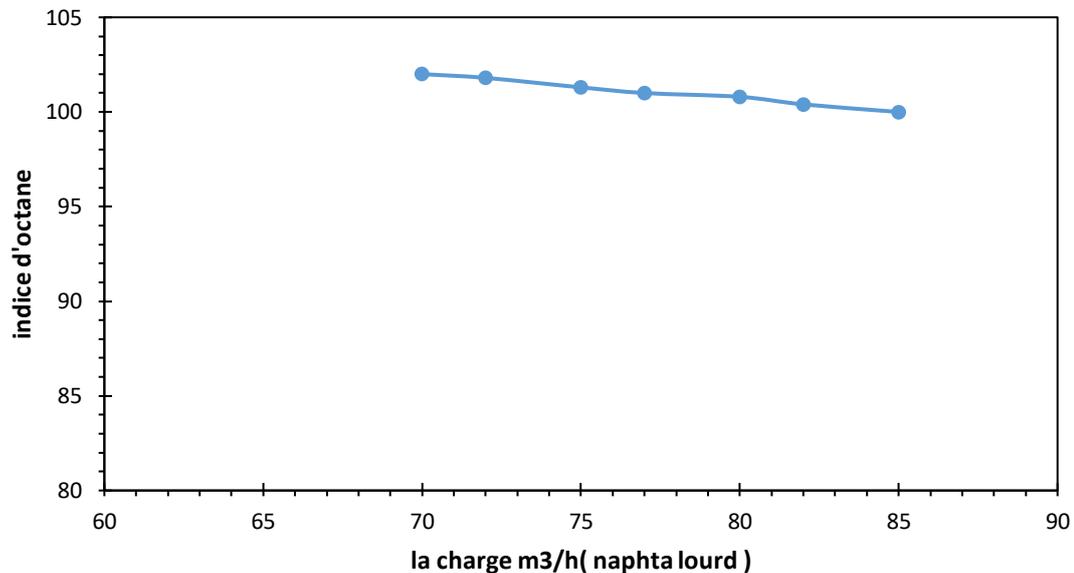


Figure IV-04 analyse de l'indice d'octane en fonction de variation de charge

Suivant l'analyse obtenue lors de la variation de la température de charge on constate une diminution de l'indice d'octane causé par la hausse de charge c'est-à-dire l'augmentation de cette dernière de 20% diminue une valeur de 100 d'indice d'octane, cependant on peut dire que la charge à un impact négative sur les résultats mais avec toutes les valeurs de consigne de travail les valeurs d'indice d'octane demeurent ainsi intéressantes.

Selon le principe du reformage catalytique, un surmontât de température de charge est nécessaire pour maintenir l'indice d'octane à haut niveau.

Une température de charge élevée favorise plus de réactions, cependant, il existe une limite à laquelle une augmentation de la charge peut affecter négativement l'indice d'octane. Des charges excessives peuvent augmenter la formation de composés indésirables tel que la formation du coke .

Cependant, lorsque la charge est augmentée, l'équilibre des réactions chimiques peut être perturbé, favorisant la formation d'hydrocarbures plus lourds et moins volatils, ce qui réduit l'indice d'octane du produit final .

IV.5 Effet du Débit du catalyseur sur la formation du coke :

Dans cette partie on analyse les variations du débit du catalyseur et son impact sur la formation du coke pour cela nous avons maintenue tous les autres paramètres opératoires constants. Les résultats de cette analyse sont représentés par la figure suivante :

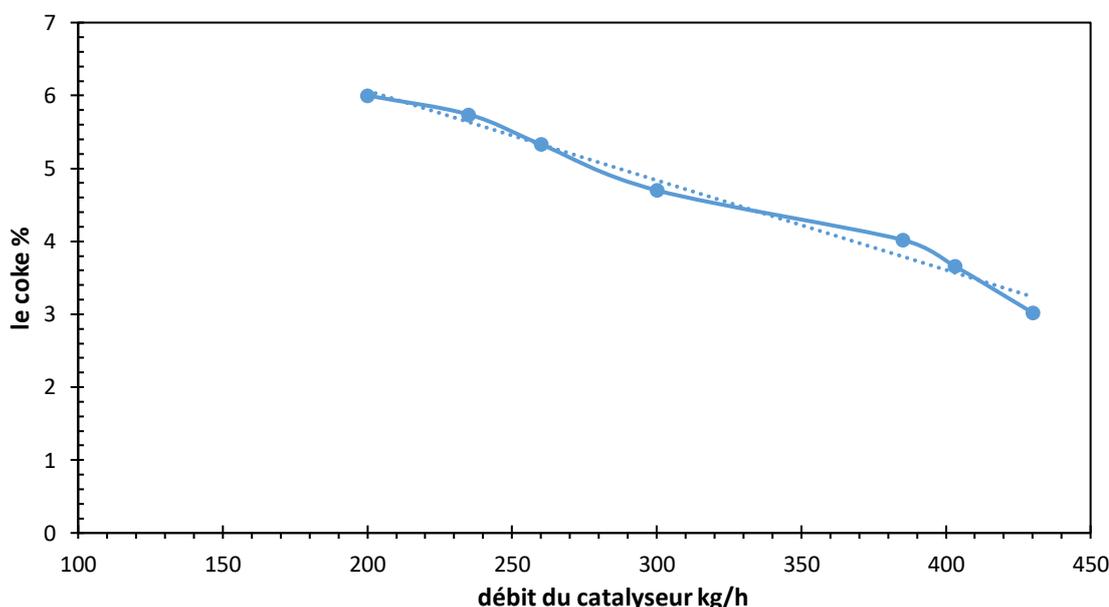


Figure IV-05 analyse du coke en fonction de variations du débit de catalyseur

On distingue une réduction de formation du coke chaque fois que le débit augmente. Par exemple pour un débit de catalyseur de 200, le pourcentage du coke est 6, alors que pour un débit de 430, le pourcentage de coke diminue à 3,02.

Lorsque on augmente le débit de catalyseur, cela entraîne une accélération de la vitesse spatiale.

La vitesse spatiale fait référence à la vitesse à laquelle les réactifs et le catalyseur se déplacent dans le réacteur. Une vitesse spatiale élevée peut réduire la formation de coke en limitant le temps de contact (temps de séjours) entre les réactifs et le catalyseur.

Donc lorsque le catalyseur circule à un débit plus élevé, il passe moins de temps en contact avec les réactifs, ce qui limite les réactions indésirables conduisant à la formation de coke.

Cela peut aider à maintenir la surface du catalyseur plus propre et à prévenir l'accumulation excessive de coke.

IV.6 Effet de Taux de conversion :

Nous nous intéressons ensuite à l'étude des différents paramètres (Aromatiques, Paraffines, Naphtènes) du taux de conversion final en fonction des conditions opératoires de températures. Ensuite, nous avons relevé les valeurs qui sont répertoriées dans les tableaux suivants.

le taux de conversion fait référence à la mesure de transformation des hydrocarbures en produits plus lourds, tels que les aromatiques.

En appliquant cette loi, nous avons calculé le taux de conversion de chaque réacteur :

$$\Psi_{ji} = (\Delta T_i / \Delta T_{Total}) \Psi_{j Total}$$

Ψ_{ji} : Taux de conversion des familles des hydrocarbures (j) dans chaque réacteur (i),

Avec j : Paraffines, Naphtènes, Aromatiques

$\Psi_{j Total}$: Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures

ΔT_i : La différence de température entre chaque entrée et sortie des reacteurs

ΔT_{Total} : La somme des différences de températures dans chaque réacteur

Tableau IV-01 profil de température dans les quartes réacteurs

Réacteurs	T entrée	T sortie	ΔT
R1	522	410	112
R2	522	441	81
R3	522	460	62
R4	522	490	32

Tableau IV-02 profil de A, P, N dans la charge

% Aromatiques +N+P dans charge	A	N	P
	7,82	33,99	19,46

Tableau IV-03 profil de A, P, N dans le reformat

% Aromatiques +N+P de Reformat	A	N	P
	63,66	6,81	7,25

- **Calcul de pourcentage de chaque réacteur**

$$\Sigma \Delta T = 112+81+62+32 = 287 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$112/287 = 39\% \text{ pour R1}$$

$$81/287 = 28,22\% \text{ pour R2}$$

$$62/287 = 21,60\% \text{ pour R3}$$

$$32/287 = 11,14\% \text{ pour R4}$$

- **Calcul de la différence entre les quantités d'aromatiques dans le reformat et dans la charge :**

$$\text{Les aromatiques de reformat} - \text{les aromatique dans la charge} = 63,66 - 7,82 = 55,84$$

$$0,39 * 55,84 = 21,77 \quad \text{taux de conversion pour R1}$$

$$0,2822 * 55,84 = 15,75 \quad \text{taux de conversion pour R2}$$

$$0,2160 * 55,84 = 12,06 \quad \text{taux de conversion pour R3}$$

$$0,1114 * 55,84 = 6,22 \quad \text{taux de conversion pour R4}$$

Le tableau montre que le pourcentage d'aromatiques, de naphtènes et de paraffines dans le produit final de reforming est beaucoup plus élevé que celui dans la charge initiale.

Les calculs montrent que le taux de conversion est plus élevé dans le premier réacteur (39% pour R1) que dans les réacteurs suivants, ce qui indique que le premier réacteur est le plus efficace pour produire des composants de hautes qualités. Cependant, les taux de conversion diminuent à mesure que les réactifs traversent les réacteurs, cela s'explique par le fait que les réactifs sont convertis en produits à chaque étape, ce qui limite la quantité de réactifs disponibles pour la réaction suivante.

IV.7 Effet de la température intérieur dans le premier lit de combustion :

Dans cette partie, nous somme intéressée à l'évolution de formation de coke dans le catalyseur pour des différentes températures du premier lit appliquée dans le régénérateur, présenté dans le graphe suivant :

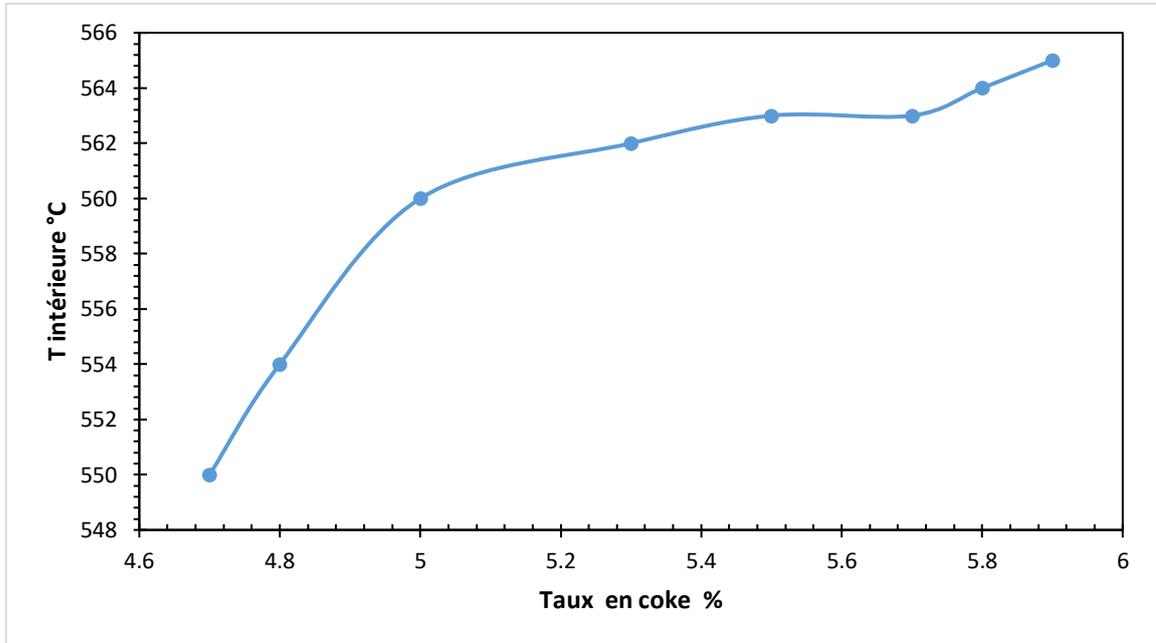


Figure IV-06 analyse de la température intérieure en fonction de formation de coke

On remarque une tendance à la hausse de taux de coke avec l'augmentation de la température intérieure.

Dans des circonstances normales, la plupart du coke est éliminé dans le premier lit de combustion. Cependant, dans ce cas particulier, on observe une quantité anormalement élevée de coke qui se dépose sur le catalyseur et n'est pas brûlé dans le premier lit malgré la haute température. Par conséquent, il est nécessaire de passer en mode de combustion incomplète (black burning) .

IV.8 l'Effet de chlore sur l'indice d'octane :

Notre intérêt réside dans l'étude de l'impact du chlore sur l'indice d'octane. Pour ce faire, nous avons maintenue constantes toutes conditions opérationnelles et enregistré le taux de chlore lors de nos essais. Puis, en utilisant cette loi, nous avons calculé la quantité de chlore à injecter dans le régénérateur :

$$C_2Cl_4 \left(\frac{l}{h} \right) = \frac{[(1,1 - \text{Actuel}) + 0,2] \times \text{Débit de circulation du catalyseur } kg/h}{100 \times 0,85 \times 0,860 \times 1,623}$$

Valeur cible %Cl en masse sur le catalyseur
 %Cl en masse sur le catalyseur utilisé
 Pertes estimées pendant la combustion

Vitesse de fixation du chlore
 Fraction de chlore C₂Cl₄ en masse
 Masse volumique du C₂Cl₄

Les résultats obtenus du calcul nous a permet d'avoir ce graphe illustré dans La figure suivante :

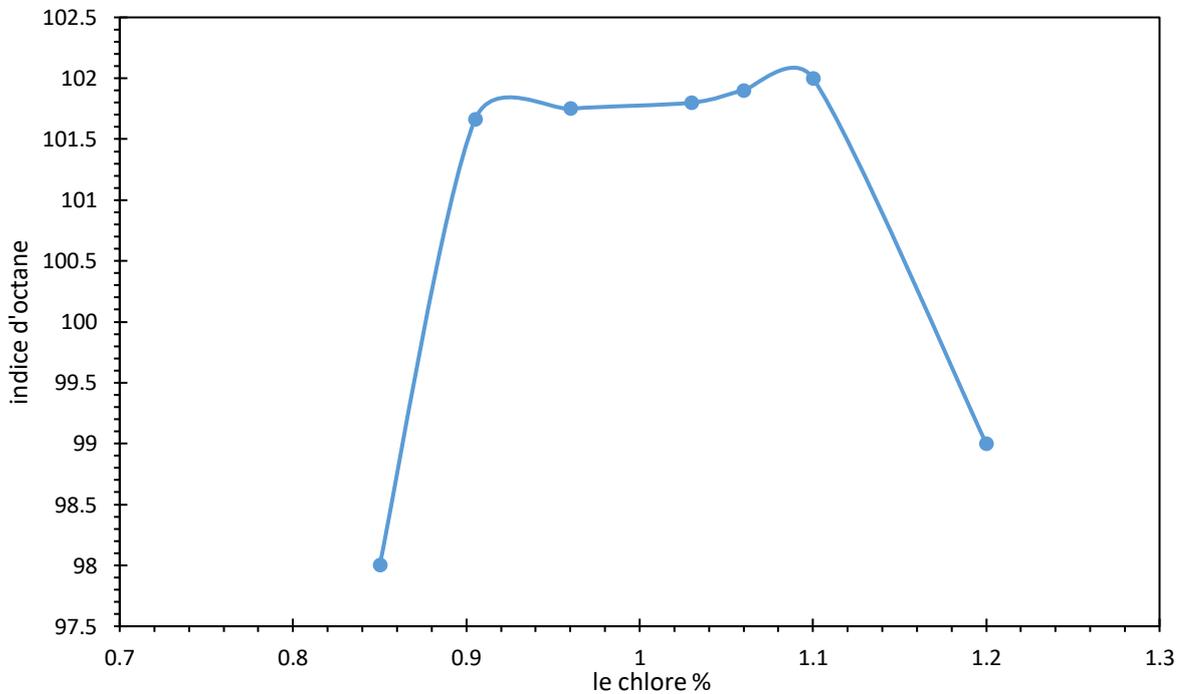


Figure IV-07 analyse de variation de l'indice d'octane en fonction de la teneur en chlore

Il est observable que lorsque la teneur en chlore est trop basse, l'efficacité du catalyseur diminue, ce qui entraîne un indice d'octane inférieure aux attentes.

Une teneur en chlore trop élevée (plus de 1,1 % en masse de chlore pur) correspond à un excès en chlore et perte de sélectivité dans le reformat ce qui cause une augmentation de température, favorise les réactions d'hydrocraquage, ce qui entraîne une production plus faible, une moindre pureté d'hydrogène, mais un indice d'octane plus élevé.

Si la teneur en chlore est trop faible, l'activité du catalyseur est réduite et l'indice d'octane est plus faible que prévu.

D'après le graphe on conclue que La teneur en chlore du catalyseur régénéré doit être maintenue entre 0,9 % et 1,1 % en masse pour avoir un bon indice d'octane .

IV.9 Effet du ratio H₂/HC sur la formation du coke :

En dernier lieu, nous accordons enfin de l'intérêt à l'effet du ratio H₂/HC sur la formation du coke, les valeurs sont extraites tout en gardant les autres paramètres constants ce qui nous permet de tracer ce graphe :

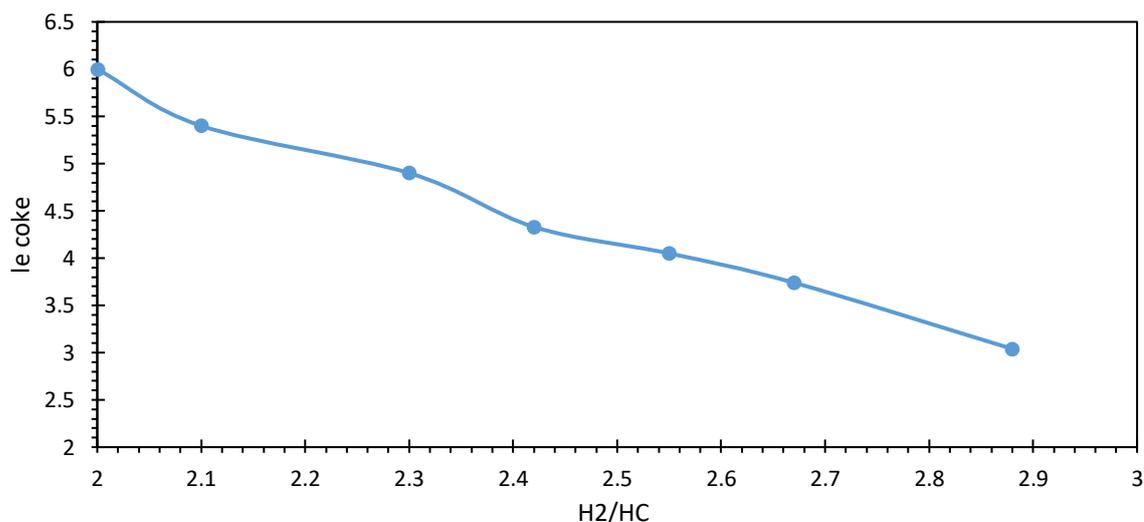


Figure IV-08 analyse de la formation du coke en fonction de H₂/HC

Il est notable que l'on remarque que le pourcentage de coke produit diminue lorsque le ratio augmente.

L'hydrogène est un agent de dégradation du coke. Ainsi, une concentration élevée d'hydrogène dans le flux réactionnel favorise la suppression de la formation de coke.

Lorsque le ratio H₂/HC est faible, c'est-à-dire lorsque la concentration d'hydrogène est insuffisante par rapport à celle des hydrocarbures, la dégradation du coke est moins efficace. Cela conduit à une accumulation progressive de coke sur le catalyseur, ce qui réduit son activité et sa durée de vie.

Conclusion Générale

L'objectif de ce projet réalisé à l'unité de reformage catalytique CCR-520 de la raffinerie d'Alger RA1G est de suivre l'évolution du processus de reformage catalytique à travers le suivi des principaux paramètres opératoires intervenant dans le processus de régénération et nous avons focalisé notre étude sur les performances du procédé. Notre objectif était de comprendre tous les facteurs qui influencent la production de l'indice d'octane et contribuent à la formation du coke.

L'examen de ce projet a conduit aux observations suivantes :

- Il est observé que le coke peut avoir un impact défavorable sur l'indice d'octane en favorisant des réactions indésirables et en diminuant la capacité du catalyseur à générer les produits souhaités. Par conséquent, il est crucial de surveiller la formation de coke afin de préserver des produits à fort indice d'octane.
- En effet, bien que la basse pression favorise la formation de coke, elle peut améliorer le rendement de l'unité en termes de reformat et de l'hydrogène, ce qui contribue à l'indice d'octane. C'est pourquoi on cherche à réduire la chute de pression dans l'unité et à atteindre la pression de fonctionnement la plus basse possible.
- La température joue également un rôle crucial dans l'indice d'octane et la formation de coke. Une température élevée favorise la vitesse des réactions de déshydrogénation, d'isomérisation et de déshydrocyclisation, mais elle accélère également les réactions de dégradation telles que le craquage et le cokage. Par conséquent, il est essentiel de maintenir une température de charge supérieure pour préserver un indice d'octane élevé à un niveau optimal.
- En ce qui concerne la charge, une augmentation de celle-ci peut avoir un impact négatif sur l'indice d'octane. Cependant, il est nécessaire de maintenir une température de charge plus élevée afin de maintenir un niveau élevé de cet indice.
- Enfin, le débit du catalyseur influence également la formation de coke. Une augmentation du débit de catalyseur peut réduire la formation de coke en accélérant la vitesse spatiale, ce qui entraîne une diminution du temps de séjour et une augmentation de l'indice d'octane.
- En résumé, la maîtrise de ces différents paramètres de fonctionnement est essentielle pour maintenir un indice d'octane élevé et réduire la formation de coke lors du processus de reformage catalytique.

Références bibliographique

- [1] Larousse , pétrole , Encyclopédie Larousse .
- [2] Energy4me , Pétrole et Gaz Naturel ; SPE International , 2015
- [3] Connaissance des énergies , pétrole ; Fiche pédagogique , Groupe Aleen , 2014
- [4] : Guillaume, A., & Arnu, J. (1989). Les hydrocarbures. Editions Technip.
- [5] LAGHOUITER Mohamed Abdessamad BOUDJRADA Mohamed Lamin, « Amélioration de la température de sortie du four BA201 par l'emplacement d'un ballon de flash auniveau de topping RHM2 ».projet fin d'étude pour l'obtention du diplôme de master2, en génie des procédé option : Raffinage et Technologie des Hydrocarbures, université de KASDI MERBAH OUARGLA année 2015 .
- [6] G.LEFEBVRE, Chimie des hydrocarbures, Editions Technip, 1978.
- [7] X. Normand, Leçon Sommaires sur l'industrie de Raffinage du Pétrole : Tome 1, Paris : Édition Technip, 1999
- [8] J.P WAUQUIER, Le Raffinage de pétrole : Tom 1,Édition Technip 1994.
- [9] Richard S.Krauss , Le Raffinage de Pétrole industrielles chimiques et parachimiques, chapitre 78 collection encyclopédique du BIT.
- [10] Ministère du travail, de l'emploi et de l'insertion, Industrie pétrochimique prétraitement du Pétrole, dessalage, publié le 21 mars 2011
- [11] Planète énergies, dossier << les techniques du raffinage >> , les trois étapes du raffinage, publié le 25 août 2014
- [12] <https://donges.totalenergies.fr/la-plateforme-de-donges/notre-identite/raffinage-et-petrochimie>
- [13] <https://toubacleanenergy.blogspot.com/2018/04/raffinage-petrolier.html?m=1&fbclid=IwAR00OpXTCDuIMtWch3gkGss-vVDYcAQkiBcVNjFRpvt7ahxkkgodCEcfeY>
- [14] Manuel d'exploitation de l'unité de reformage catalytique U520 de la raffinerie d'Alger
- [15] Jean-Pierre Favennec , le raffinage du pétrole tome 5, exploitation et gestion de la raffinerie, édition technip,163 .
- [16] Christine Travers et Olivier Clause, le raffinage du pétrole brut, Produire de l'essence grâce au reformage catalytique (article). D'après G. Martino, « Reformage catalytique ». Procédés de transformation, P. Leprince, Edition Technip, 1998.

- [17] Boulouf Walid, mémoire, Étude théorique du reformage catalytique : application à l'échelle industrielle, université Ferhat Abbas – Setif
- [18] D.B.X.M.Jean-Claude GUIBET, « Carburants », Encyclopædia Universalis.
- [19] https://www.euro-petrole.com/re_05_details_mot.php?idMot=61
- [20] Manuelle opératoire U500 unité d'hydrotraitement naphta raffinerie d'Alger
- [21] <https://www.alloprof.qc.ca/fr/eleves/bv/chimie/les-reactions-exothermiques-en-detail-c1021>
- [22] IFP training Hassi Messaoud Centre IAP – 6-11 juin 2015 M. Daniel DUMAS ;Evolution du procédé de reformage catalytique
- [23] Springer Handbook of Petroleum Technology-Springer International Publishing (2017)
- [24] AOURAGH AMINA, «Modélisation et optimisation du procédé de régénération du catalyseur CR 401 dans l'unité de reformage catalytique CCR 520 de la raffinerie RA1G». Mémoire de fin d'études Pour l'obtention du diplôme de Master II, En : Génie des procédés, Option : Génie chimique, Université akli mohand oulhadj bouira année 2020/2021].
- [25] Plan de construction de la raffinerie d'Alger RA1G, Fooster Wheeler, 1964.
- [26] Réhabilitation de la raffinerie d'Alger: les travaux avancent bien, l'effectif renforcé, Algérie presse service, 2017.
- [27] Rapport annuel, Projet de réhabilité de la raffinerie d'Alger RA1G, SONATRACH, 2019.
- [28] ministère de l'énergie <https://www.energy.gov.dz/?rubrique=produits-petroliers>
- [29] P. Paul, T. Barrachin, B. Zekiri. Operation manual, U 500 - Naphtha hydrotreating NHT Unit, Edition : TECHNIP, France, 2014
- [30] P. Paul, T. Barrachin, B. Zekiri. Operation manual, U 510 - Light naphtha isomerization ISOM Unit, Edition : TECHNIP, France, 2015.
- [31] P. Paul, T. Barrachin, B. Zekiri. Operation manual, U 530 – Residual fluid catalytic cracking RFCC Unit, Edition : TECHNIP, France, 2015.
- [32] [Mebarki Amina, « Etude de vérification des paramètres de fonctionnements de la Colonne C302 de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger ». Mémoire de fin d'études Pour l'obtention du diplôme de Master II, En : Génie des procédés, Option : Génie des Procédés Organiques et Macromoléculaires, Université M'Hamed BOUGARA Boumerdes année 2016/2017].
- [33] NDHT-Octanizing Training Sonatrach Algiers Refinery, Edition : Axens solution, 2019

[34] https://www.persee.fr/doc/sgeol_0302-2692_1993_num_46_1_1911?fbclid=IwAR1YPy9DSHztRGCTDxKo9CcPAwcjrzpP0ItjMohlanbj8AqCB6bX2yvqf4

[35] Wang, Y., & Huang, Y. (2019). Structural characterization of metal catalysts supported on alumina. Applied Sciences, 9(20), 4244. <https://doi.org/10.3390/app9204244>

[36] Techno-science.net, physique, catalyseur - Définition et Explications.

URL : <https://www.techno-science.net/definition/5931.html>

[37] P. Le PRINCE, Le Raffinage du Pétrole vol 3, procédés de Transformation France 1998

URL : https://www.lavoisier.fr/livre/industries-chimiques/le-raffinage-du-petrole-vol-3-procedes-de-transformation/leprince/descriptif_2081487