

République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de  
la Recherche Scientifique



Université Saad Dahleb Blida 1  
Faculté de technologie  
Département de Génie des Procédés

# Mémoire de Projet de Fin d'Étude

En vue de l'obtention du diplôme de  
MASTER  
EN GENIE DES PROCEDES DES MATERIAUX

## *Thème*

**Étude de la régénération en continu du catalyseur CR-401  
dans l'unité de reformage catalytique CCR-520**

**Présenté par :**

Mr Mahieddine Abderrahim  
Mr Chabouni Mahdi Wassim  
Mr Brenkia Mohamed

**Dirigé par :**

Mme Z. Chennouf  
Mr A. Maalgue

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 donné 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 **Mr Maalgue**, notre promoteur à Alger pour la confiance qu'il nous a accordé 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 Bakhta**.*

*Nous tenons à exprimer notre gratitude et nos remerciements pour notre promotrice **Mme Z. Chennouf** de nous avoir encadré et pour son aide tout au long de la réalisation de notre mémoire, nous saluons sa patience et ses encouragements pour accomplir ce travail.*

*On désire aussi remercier tous les enseignants du département 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*



## Résumé :

Le reformage catalytique est l'un des procédés de conversion utilisé à grande échelle dans l'industrie du raffinage pour produire d'une part une essence à haut indice d'octane et d'autre part un gaz riche en hydrogène à partir du naphtha lourd de la distillation directe.

Avec le développement des systèmes catalytiques, l'ancienne technologie qui utilise un catalyseur fixe a été remplacé par une nouvelle génération de procédé nommé le reformage à régénération catalytique en continue au niveau de la raffinerie d'Alger.

Notre travail s'est porté sur l'effet de la vitesse du catalyseur sur l'indice d'octane et sa régénération. Il a prouvé que l'indice d'octane (102) représente le meilleur rendement par rapport à la vitesse optimale du catalyseur qui est de 350 kg/heure.

## ملخص:

الإصلاح التحفيزي هو إحدى عمليات التحويل المستخدمة على نطاق واسع في صناعة التكرير لإنتاج بنزين عالي الأوكتان من جهة وغاز غني بالهيدروجين من جهة أخرى من ناقتا التقطير المباشر.

مع تطوير النظام التحفيزي ، تم استبدال التكنولوجيا القديمة التي تستخدم محفز التثبيت بجيل جديد من العملية تسمى الإصلاح مع التجديد التحفيزي المستمر في مصفاة الجزائر.

سيتركز عملنا على دراسة على تأثير سرعة المحفز على عدد الأوكتان وتجديد المحفز. أثبت أن مؤشر الأوكتان (102) يمثل أفضل كفاءة مقارنة بسرعة المحفز الأمثل والتي تبلغ 350 كجم/ساعة.

## Abstract:

Catalytic reforming is one of the conversion processes used on a large scale in the refining industry to produce on the one hand a high octane gasoline and on the other hand a hydrogen rich gas from straight-run naphtha.

With the development of catalytic systems, the old technology which uses a fixed catalyst was replaced by a new generation of process which is reforming continuous catalytic regeneration CCR at the refinery of Algiers.

Our work will focus on the effect of catalyst speed on octane number and catalyst regeneration. He has proven that the octane number (102) represents the best efficiency in relation to the optimal speed of the catalyst, which is 350 kg/hour.

## Liste des abréviations

**ADU** : Atmospheric Distillation Unit

**API** : American Petroleum Institute

**BTX** : Benzène, Toluène et Xylène

**C<sub>7</sub>H<sub>14</sub>** : Haptène

**C<sub>7</sub>H<sub>16</sub>** : n-Heptane

**CCR**: Continuous Catalytic Reforming

**CR401** : Catalyseur de l'unité de reformage catalytique

**ENIP** : Entreprise Nationale de pétrole

**GP** : Gas production

**GPL** : Gaz de Pétrole liquéfié

**H<sub>2</sub>/HC** : Rapport molaire de l'hydrogène pur à la charge d'hydrocarbure

**H<sub>2</sub>S** : Sulfure d'hydrogène

**HDT** : Hydrotraitement

**IFP** : Institut Français du Pétrole

**IT** : Indicated temperature

**MON** : Motor Octane Number

**MTBE** : MéthylTert-Butyl Éther

**NH<sub>4</sub>Cl** : Chlorure d'ammonium

**NHT** : Naphtahydrotreating

**PI** : Pressure Indicated

**PIC** : Pressure Indicating Controller

**Ppb** : Part per billion

**Ppm** : Part per million

**Pt** : Platine

**PtS** : Platinum sulfide

**RFCC** : Residual Fluid Catalytic Cracking

**RON** :Research Octane Number

**SR** : Straight Run

**TAME** :TertioAmyleMéthylÉther

**U100** : Unité de distillation atmosphérique

**U200** : Unité de platforming

**UOP** : Universal OilProducts

**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

**Vol** : volume

**VVH** : Vitesse Volumique Horaire

**WTI** : West Texas Intermedia

## **Liste des tableaux**

Tableau II-1: La composition et les propriétés de l'alimentation .....	17
Tableau II-2: donne la liste des limites maximales admissibles d'impuretés dans la charge .....	18
Tableau II-3: Tableau : Composition de GPL à sa sortie du stabilisateur.....	22
Tableau III-1 : Les différentes propriétés du catalyseur CR401 .....	26
Tableau III-2: Le niveau de masse maximal admissible selon les poisons et leurs Sources.....	30
Tableau III-3: Les principales réactions qui ont lieu dans les différents réacteurs .....	31
Tableau III-4: paramètres de contrôle sont la température .....	34
Tableau VI-1: Analyse de la vitesse de catalyseur, teneur de coke (noir et après la régénération) et la teneur de chlore après la régénération et l'indice d'octane. ....	38

## Liste des figures

Figure I 1 : Schéma simplifié de la raffinerie d'Alger RA1G.....	6	
Figure II-1 : Section réaction-régénération.....	20	
Figure II-2: Section d'absorption .....	21	
Figure II-3: Section de stabilisation.....	22	
Figure II-4: Catalyseur CR 401 vierge.....	23	
Figure II-5: Circulation du catalyseur CR 401 dans l'unité de CCR.....	24	
Figure II-6: Séparation de gaz de lift au niveau du pot de lift avant son introduction aux .....	25	
Figure III-1: Catalyseur cokéfié	Figure III-2: Catalyseur régénéré .....	33
Figure VI-1:Variation de la teneur en coke noir en fonction du la vitesse du catalyseur .....	39	
Figure VI-2: Variation de la teneur en chlore régénéré en fonction de la teneur en coke noir. ....	40	
Figure VI-3: Variation d'indice d'octane en fonction de la teneur en coke après régénération .....	41	
FigureVI-4: Variation d'indice d'octane en fonction de la teneur en chlore après la régénération .....	42	
Figure VI-5: Variation d'indice d'octane en fonction de la vitesse du catalyseur .....	43	

# Sommaire

**Introduction générale.....1**

## **Chapitre I**

### **Présentation générale de la raffinerie d'Alger**

I.1	Historique.....	2
I. 1. 1	Nouveauté.....	2
I.2	Situation géographique de la raffinerie .....	3
I.3	Capacité de production.....	3
I.4	Description des unités .....	4
I. 4. 1	Unité 100 : La distillation atmosphérique.....	4
I. 4. 2	Unité 300: Unité gaz-plant (traitement et séparation).....	4
I. 4. 3	Salle de contrôle .....	4
I. 4. 4	Parc de stockage .....	4
I. 4. 5	Laboratoire.....	4
I. 4. 6	Utilité.....	4
I. 4. 7	Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC » .....	5
I. 4. 8	Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT ».....	5
I. 4. 9	Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 » .....	6
I. 4. 10	Unité de reformage catalytique CCR : 520.....	7
I. 4. 11	Unité 850: traitement des eaux .....	7

## **Chapitre II**

### **Unité CCR U 520 reformage catalytique**

II.1	Définition .....	9
II.2	But et principe.....	9
II.3	Réactions mises en jeu .....	10
II. 3. 1	La déshydrogénation des naphènes .....	10
II. 3. 2	Deshydrocyclisation des paraffines .....	11
II. 3. 3	Isomérisation des paraffines linéaires .....	12
II. 3. 4	Hydrocraquage des paraffines et des naphènes .....	12
II.4	Les variables des procédés.....	13
II. 4. 1	Pression .....	13



II. 4. 2	Température .....	13
II. 4. 3	Vitesse spatiale .....	14
II. 4. 4	Rapport H <sub>2</sub> /HC et pression partielle de H <sub>2</sub> .....	15
II.5	Description de procédé.....	16
II. 5. 1	Spécification de la charge.....	16
II.6	Les sections de l'unité CCR.....	18
II. 6. 2	Système de circulation de CR 401 dans l'unité CCR 520.....	23

### **Chapitre III**

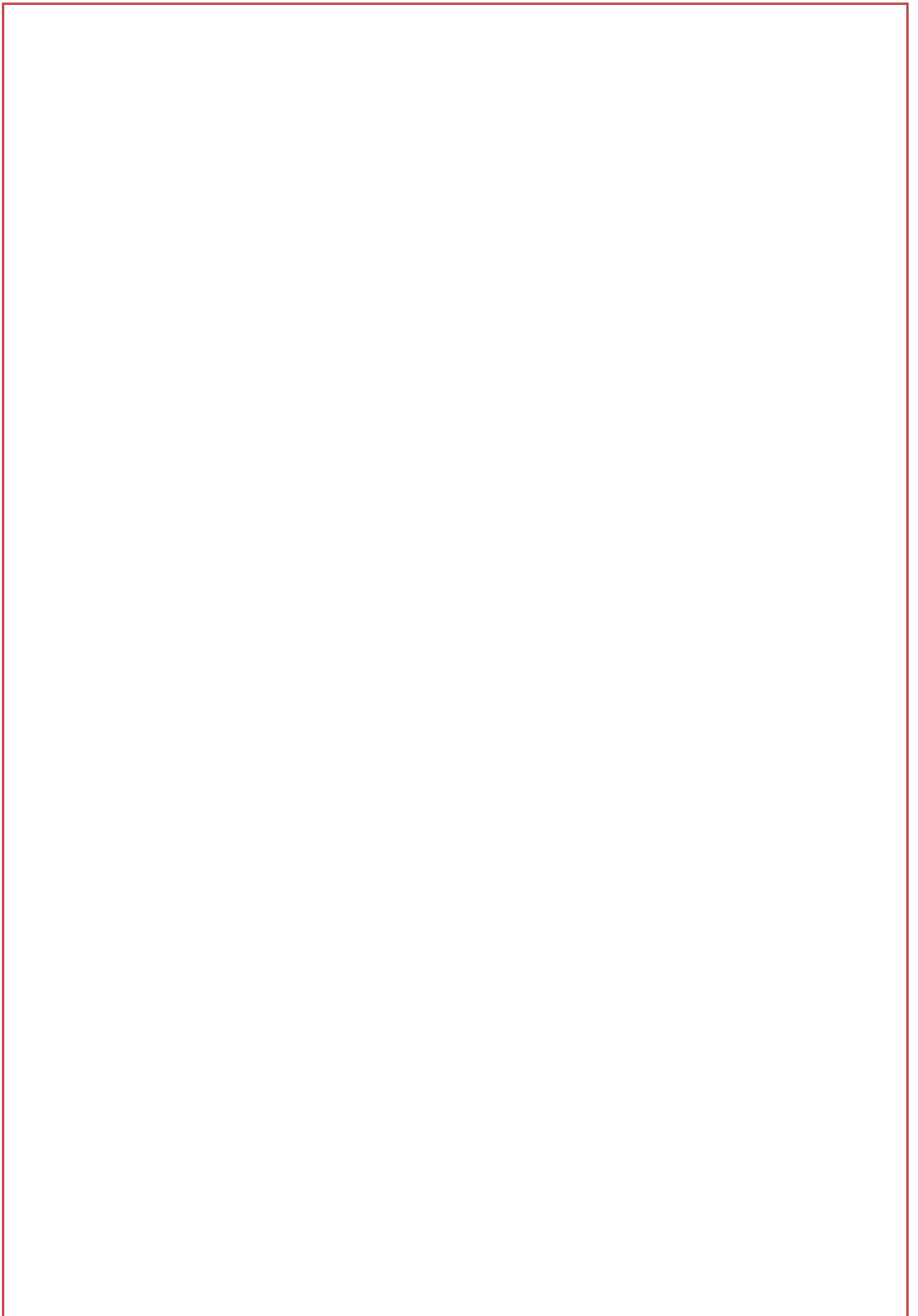
#### **Régénération du catalyseur**

III.1	Définition d'un catalyseur.....	26
III.2	Catalyseur de reformage catalytique CR 401.....	26
III. 2. 1	Caractéristiques du catalyseur CCR.....	26
III. 2. 2	Mécanisme du catalyseur CCR.....	27
III. 2. 3	Contaminants du catalyseur .....	29
III. 2. 4	Distribution du catalyseur dans les réacteurs .....	31
III. 2. 5	Circulation du catalyseur .....	31
III.3	Etapes de régénération .....	32
III. 3. 1	Définition .....	32
III. 3. 2	Fonctionnement en combustion incomplète (Black Burning).....	36

### **Chapitre IV**

#### **Résultats et interprétations**

IV.1	Introduction.....	38
IV. 1. 1	Effet de la vitesse du catalyseur sur teneur de coke (noir et après la régénération) et la teneur de chlore après la régénération et l'indice d'octane .....	38
IV. 1. 2	Effet vitesse de catalyseur sur coke noir.....	39
IV. 1. 3	Effet du teneur en coke (noir) sur la teneur du chlore après régénération .....	40
IV. 1. 4	Effet du teneur en coke (régénéré) sur L'indice d'octane.....	41
IV. 1. 5	Effet du teneur en chlore (régénéré) sur L'indice d'octane .....	41
IV. 1. 6	Effet du Vitesse de catalyseur sur L'indice d'octane.....	42
	Conclusion Générale .....	47
	Références bibliographiques.....	48



## Introduction générale

Depuis l'évènement de la révolution industrielle, de nombreux procédés de raffinage ont émergé pour répondre à la demande croissante de véhicules fonctionnant à l'essence, exigeant ainsi des propriétés antidétonantes améliorées. Parmi les procédés les plus connus de cette époque figurent le craquage thermique (viscoréduction), le craquage catalytique, l'alkylation, l'isomérisation catalytique et le reformage catalytique. Au fil des années, grâce à la modernisation et au développement des catalyseurs, une nouvelle génération de celui-ci bimétalliques a été mise au point dans le but d'accroître le rendement et d'améliorer l'indice d'octane des essences, afin de répondre à une demande croissante sur le marché [1].

Les procédés de reformage catalytique sont utilisés pour convertir les naphthas lourds à faible indice d'octane en hydrocarbures aromatiques destinés à être utilisés dans l'industrie pétrochimique ou comme carburant automobile. Deux types de procédés distincts sont couramment utilisés : le procédé semi-régénératif et le procédé régénératif cyclique, qui est une amélioration du procédé précédent. Le procédé semi-régénératif a subi quelques modifications, notamment la régénération continue des catalyseurs et la fluidisation des lits catalytiques des réacteurs, ce qui en fait un procédé plus attrayant et intéressant [2].

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude, nous proposons une optimisation du catalyseur dans le processus de régénération, en prenant en compte l'influence de la variation de la vitesse du catalyseur par rapport à l'indice d'octane.

Les informations ainsi que les données pour ce travail ont été obtenues par des essais des valeurs de la vitesse du catalyseur et de l'indice d'octane à partir des archives des années 2021/2022/2023.

Ce travail est subdivisé en quatre (04) chapitres :

**Le premier chapitre** donne une présentation générale de la Raffinerie d' Alger

**Le deuxième chapitre** est consacré au procédé de reforming catalytique (Unité CCR U520)

**Le troisième chapitre** présent les étapes de la régénération du catalyseur

**Le chapitre quatre** englobe les interprétations ainsi que les résultats obtenues

En fin ce mémoire est conclu par une conclusion

## Chapitre I

### Présentation générale de la raffinerie d'Alger



## I.1 Historique

La Raffinerie d'Alger fut créée en décembre 1959 suite à la découverte du pétrole au sud algérien en septembre 1959, le chantier fut ouvert en janvier 1960, le démarrage de la raffinerie n'a eu lieu que le 19 janvier 1964 par un groupe de compagnies étrangères. Le coût de construction est estimé à 210 millions dinars dont 170 millions par les installations et 40 millions de frais établis et autres[1].

Avant 1971, l'alimentation de la raffinerie était par tankers du pétrole de Bejaia au port pétrolier d'Alger, en suite par pipe de 26 pouces, jusqu'au parc de stockage.

Un piquage a eu lieu à Beni Mansour à partir de pipe reliant Hassi-Messaoud -Bejaia, un oléoduc de 18 pouces d'une longueur de 131 km jusqu' à la raffinerie avec un débit de 500 m<sup>3</sup>/h, ce pipe qui a été refait en 20 pouces avec un débit atteignant jusqu'à 800 m<sup>3</sup>/h. En ce qui concerne le choix de la région algéroise, elle se présente comme un pôle futur de développement industriel. En plus, elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40% à 50% de la demande intérieur. Il apparait clairement que la production à partir de la raffinerie d'Alger sera moins coûteuse que celle venant des autres raffineries.

La Raffinerie, sur le plan quantitatif, veut continuer à assurer la couverture des besoins en produits de première nécessité comme l'essence, gasoil, GPL,...etc., ainsi que les produits qui servent de base pour l'industrie pétrochimique. Sur le plan qualitatif, un programme est mis en place, qui consiste en la suppression du plomb des essences avec une réduction actuelle de 0,4 g/l depuis le premier janvier 1999, jusqu'à 0,15 g/l à partir du premier janvier 2002 et la suppression totale du plomb prochainement [2].

### I.1.1 Nouveauté

Après plus de deux ans de travaux de réhabilitation menés par le groupe chinois China pétrolum Engineering and Construction CPECC, la raffinerie d'Alger a été réceptionnée en février 2019 avant d'entamer la mise en service progressive des différentes installations(figure I-1). En mai 2019, la raffinerie a connu la mise en service de ses unités "utilités"(figure I-2). I celles de traitement des effluents, de stockage, de distillation atmosphérique, et de traitement et séparation des GPL [1,3].

Entre novembre 2019 et février 2020, la raffinerie a procédé à l'installation de son MS Block pour la production des composants destinés à la fabrication des essences (hydrotraitement naphta, reforming

production des composants destinés à la fabrication des essences (hydrotraitement naphta, reforming CCR, isomérisation) ainsi que son RFCC Block pour le craquage catalytique (traitement des GPL associés, traitement des eaux acides, régénération des amines, récupération du soufre).

## **I.2 Situation géographique de la raffinerie**

La raffinerie d'Alger se situe à 5 km au sud d'EL Harrach et à 20 km à l'Est d'Alger, occupant une superficie de 182 hectares. Cet emplacement a été choisi après une étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement.

## **I.3 Capacité de production**

Le but primordial de la raffinerie est de continuer à assurer la couverture des besoins en produits de première nécessité, ainsi que les divers produits pour l'industrie pétrolière.

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 [1].

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.

## I.4 Description des unités

La Raffinerie d'Alger est composée de plusieurs installations qui sont:

### I. 4. 1 Unité 100 : La distillation atmosphérique

Cette unité a pour but de fractionner le brut en produits finis et semi fini .Sa capacité de traitement est de 3 600 000 tonnes/an.

L'unité 100 a pour but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de coupes ou fractions classées selon les températures d'ébullition des hydrocarbures. Elle produit ainsi de l'essence SR (Straight Run), des gas-oils lourds et légers, du kérosène, des solvants lourds et légers, des gaz liquéfiés et un résidu atmosphérique. Cette unité est composée des circuits : préchauffage, chauffage et distillation fractionnée [4].

### I. 4. 2 Unité 300: Unité gaz-plant (traitement et séparation)

Les vapeurs de GPL récupérées à partir des unités de topping et de CCR sont principalement chargées en butane et en propane. Le passage de ces vapeurs dans l'unité gaz plant permet donc de séparer et de récupérer le propane et le butane commercial. Cette unité est spécifiée par ses tamis moléculaires[4].

### I. 4. 3 Salle de contrôle

Cette salle permis le contrôle de toutes les informations nécessaires à la marche de l'unité (températures, pression, débit, niveau, contrôle des vannes ...)[5].

### I. 4. 4 Parc de stockage

Parc de stockage d'une capacité de 292000m<sup>3</sup> dont 105000m<sup>3</sup> pour le pétrole brut (3bacs), 185000 m<sup>3</sup> pour les produits finis et semi-finis (30bacs)[6].

### I. 4. 5 Laboratoire

La raffinerie d'Alger dispose d'un laboratoire qui a pour but d'analyser les différents produits provenant du processus de raffinage[5].

### I. 4. 6 Utilité

La centrale thermoélectrique permettant à la raffinerie une autonomie totale pour les besoins énergétiques suivants:

- Production de l'électricité à différent tension (moyenne basse et très basse).

- La production de l'air service (9 bars) et air instrument par détente (4.5 bars).
- La production de la vapeur d'eau [7].

#### I. 4. 7 Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC »

L'objectif de l'unité RFCC est de transformer les fractions de pétrole brut lourd issues de l'unité ADU en hydrocarbures plus légers et de meilleure valeur à haute température et à pression moyenne. Le procédé RFCC se décrit principalement en trois sections : la section réacteur-régénérateur, la section de fractionnement et la section de concentration des gaz [9].

#### I. 4. 8 Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT »

L'objectif de l'unité d'hydrotraitement du naphta est de fournir des matières premières hydrotraitées propres pour alimenter l'unité d'isomérisation (unité 510) et l'unité de reformage CCR (unité 520), ces charges hydrotraitées doivent être suffisamment faibles en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfines, les oléfines, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux afin de ne pas affecter les unités en aval. L'unité NHT est alimentée avec du naphta de distillation du brut en amont.

Ce procédé comprend les trois opérations subséquentes :

- Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans la gamme de 290-310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques (Section de réaction).
- Stripping du produit hydrotraitées brut pour éliminer des fractions légères, des produits gazeux y compris l'H<sub>2</sub>S et de l'eau (Section de stripper).
- Séparation entre le Naphta léger et le Naphta lourd (Section de splitter).

La figure I-3 ci-dessous représente le schéma simplifié de la raffinerie d'Alger RA1G [9].



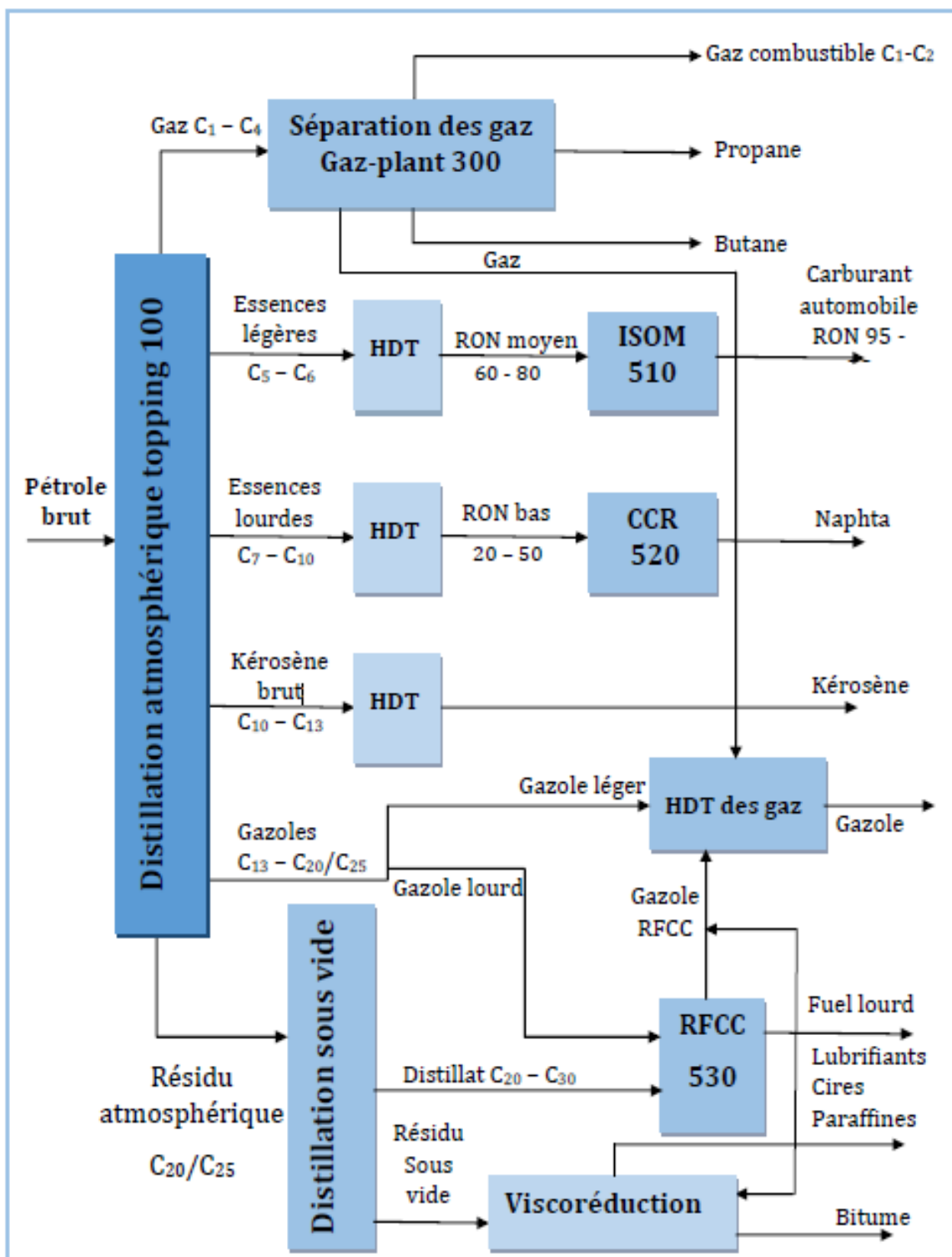


Figure I 2 : Schéma simplifié de la raffinerie d'Alger RA1G

#### I. 4. 9 Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 »

Ce procédé a pour objectif d'améliorer l'indice d'octane recherche (RON) et l'indice d'octane moteur (MON) de la charge de naphta léger (principalement C<sub>5</sub>/C<sub>6</sub>) avant mélange

dans le pool carburant. Le procédé d'isomérisation convertit, à l'équilibre, une proportion de ces isomères normaux à faible indice d'octane en isomères ramifiés à indice d'octane plus élevé. Les conditions d'exploitation ne sont pas sévères, elles favorisent donc la réaction d'isomérisation, et réduisent au maximum l'hydrocraquage et le coût d'investissement [11].

#### **I. 4. 10 Unité de reformage catalytique CCR : 520**

L'unité de reformage CCR est installée en vue de remplacer l'unité de reformage catalytique actuelle qui fonctionne à lit fixe (U200), au fait grâce au catalyseur qui est introduit (lit fluidisé), cette unité permet d'obtenir un meilleur rendement et un produit à indice d'octane élevé [2].

#### **I. 4. 11 Unité 850: traitement des eaux**

L'objectif de cette unité 850 au sein de la raffinerie d'Alger est le traitement de toutes les eaux usées générées par l'exploitation de la raffinerie. Les eaux usées sont collectées et traitées dans la nouvelle station de traitement des effluents [8].

## Chapitre II

### Unité CCR U 520 reformage catalytique



## II.1 Définition

Le reformage catalytique constitue le trait dominant du développement de l'industrie du raffinage d'après-guerre et figure parmi les premiers procédés utilisés à grande échelle dans cette industrie avec catalyseur multifonctions. Le reformage catalytique permet la transformation avec un rendement relativement bon de n'importe quelle essence qu'elle soit lourde, moyenne ou légère en un carburant d'indice d'octane élevé. Le reformat obtenu est constitué des paraffines branchées et normales et principalement des aromatiques jusqu'à 70% en masse et d'une quantité faible de naphène et très faible quantité d'oléfine qui inférieure à 1% en masse, à noter que l'indice d'octane est lié directement à la quantité d'aromatique. Le reforming catalytique a pour but d'augmenter, par conversion chimique des hydrocarbures, l'indice d'octane des fractions essences provenant directement de la distillation du pétrole brut dans le but final de préparer des supers carburants. Le procédé consiste à produire des aromatiques ayant de 6 à 10 atomes de carbone à partir de fractions C<sub>7</sub>-C<sub>10</sub>. Les charges du procédé contiennent des paraffines ou des naphènes selon la nature du pétrole brut [12].

## II.2 But et principe

Le reformage permet de convertir le naphta ou les essences provenant de la distillation en des essences de qualité supérieure, à haut indice d'octane. Ce procédé permet aussi d'obtenir des bases pour la pétrochimie. Il s'effectue vers 530°C, donc à plus haute température que le craquage. Le reformage utilise comme catalyseur du platine, d'où le nom de Platforming donné à ce type de procédé. On obtient de 75 à 80 %d'essence reformée à haut indice d'octane, des gaz liquéfiés et environ 1 % en poids d'hydrogène, considéré aujourd'hui comme un précieux réactif pour l'épuration des produits par désulfuration. Le mélange obtenu contient beaucoup de composés aromatiques (benzène, toluène, xylènes, etc.), constituant de certaines essences et matières premières de l'industrie chimique. L'opération de reformage catalytique est conduite sous une pression de 20 à 40 atmosphères en présence d'hydrogène fabriqué par la réaction, ce qui évite la formation de coke. Plusieurs unités utilisent maintenant un catalyseur bimétallique et une technologie permettant sa régénération continue. Les distillats légers dont le point d'ébullition est inférieur à 80°C ne sont pas transformables par le reformage catalytique car leurs molécules contiennent moins de six atomes de carbone, seuil des hydrocarbures aromatiques.

### II.3 Réactions mises en jeu

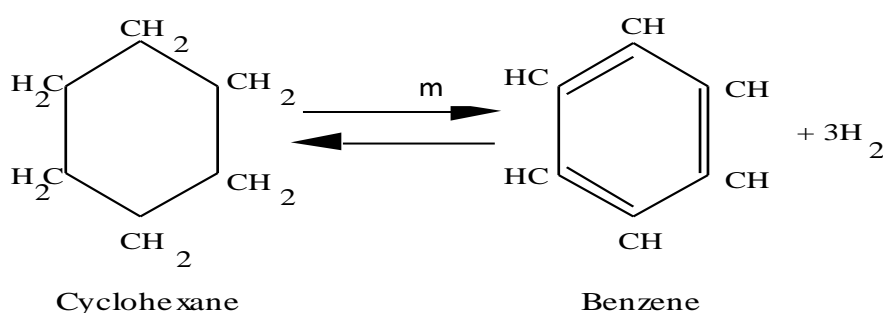
Pour cerner les transformations qui interviennent dans le reformage catalytique, il est commode de définir le point de départ et le point d'arrivée. Le point de départ est constitué par une coupe d'essence lourde de la première distillation donc constitué essentiellement des paraffines, naphènes et aromatique[2]. Le point d'arrivée n'est pas une essence à proprement parler mais une base d'essence destinée à être mélangée avec d'autres bases pour obtenir une essence répondant aux spécifications. Par conséquent, les principales réactions du reformage catalytique sont:

- La déshydrogénation des naphènes en C<sub>6</sub>en aromatique.
- L'isomérisation des paraffines.
- La deshydrocyclisation des paraffines.
- L'hydroquarage.

#### II. 3. 1 La déshydrogénation des naphènes

Les composés naphéniques tels que cyclohexane, méthyle cyclohexane, diméthyle cyclohexane jusqu'aux naphènes C<sub>10</sub> sont déshydrogénés respectivement en benzène, toluène, xylènes, aromatiques en C<sub>9</sub> et C<sub>10</sub> avec la production de 3 moles d'hydrogène par mole de naphène[2].

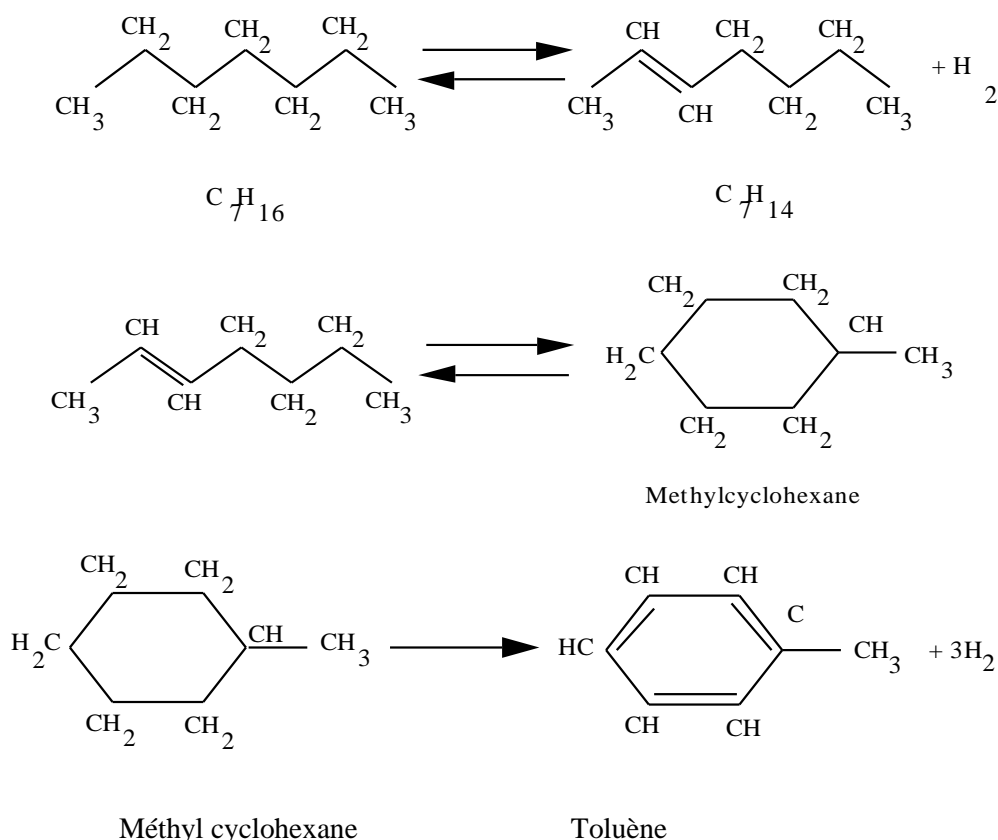
La réaction du cyclohexane, par exemple, s'écrit de la façon suivante:



Cette réaction est très endothermique ( $\Delta H = 210 \text{ kJ/mol}$ ) et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par un accroissement de la température et un abaissement de la pression. Par ailleurs, la vitesse de la réaction diminue avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone de la charge mais demeure notablement plus élevée que celles des autres réactions, qui augmentent, elles, avec le nombre d'atomes de carbone de la charge.

## II. 3. 2 Deshydrocyclisation des paraffines

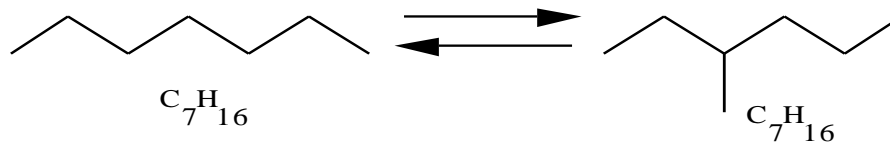
Il s'agit d'un procédé à plusieurs étapes qui s'applique soit aux paraffines normales (linéaires), soit aux iso paraffines (ramifiées) [2]. Ce procédé met en jeu une déshydrogénation avec dégagement d'une mole d'hydrogène suivi par un réarrangement moléculaire pour former un naphtène et la déshydrogénation du naphtène qui s'ensuit. La réaction peut se résumer comme suit:



La deshydrocyclisation des paraffines est encore plus endothermique ( $\Delta H = 250 \text{ kJ/mol}$ ) que la déshydrogénation et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles; elle est donc favorisée par une température plus élevée et une pression plus basse, mais elle est, par contre, 10 fois plus lente et, à cause de sa faible vitesse, ne devient importante que si les conditions adoptées sont sévères (température élevée et basse pression)[2].

## II. 3. 3 Isomérisation des paraffines linéaires

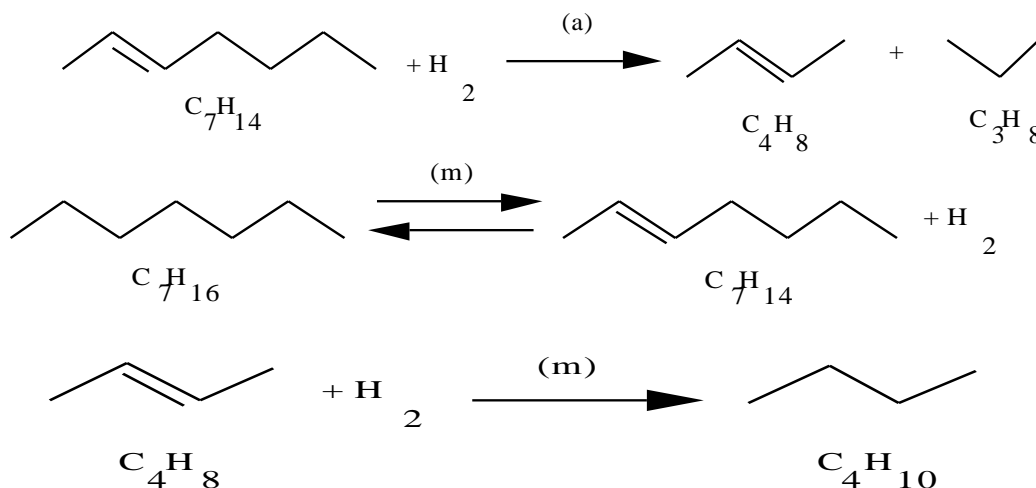
La réaction est la suivante:



Ces réactions sont rapides, légèrement exothermiques ( $\Delta H = + 20 \text{ kJ/mol}$ ) et sont sans incidence sur le nombre d'atomes de carbone. L'équilibre thermodynamique des iso paraffines par rapport aux paraffines dépend essentiellement de la température (voir tableau ci-après). La pression n'a pas d'incidence [2].

## II. 3. 4 Hydrocraquage des paraffines et des naphènes

L'hydrocraquage affecte soit les paraffines (normales ou iso), soit les naphènes. Il implique à la fois la fonction acide et la fonction métallique du catalyseur. Dans une certaine mesure, il constitue une réaction parallèle à la Deshydrocyclisation des paraffines. Il peut se schématiser en une première étape de déshydrogénation impliquant la fonction métallique du catalyseur, suivie par une rupture de l'oléfine résultante et l'hydrogénation de l'oléfine à chaîne courte qui s'ensuit. La deuxième réaction est favorisée par la fonction acide du catalyseur [2].



C'est une réaction de cracking qui provoque la rupture des molécules de solvant en molécules plus petites oléfiniques, comme elle a lieu en présence d'hydrogène les oléfines sont immédiatement saturées en paraffines. La réaction de craquage est endothermique, la réaction d'hydrogénation est exothermique, donc la réaction globale est



exothermique. L'hydrocraquage est une réaction lente, irréversible et consomme de l'hydrogène. C'est une Réaction exothermique Chaleur de réaction :

- $\Delta H = + 45$  kJ/mol pour les paraffines et l'hydrogénolyse.
- $\Delta H = + 90$  kJ/mol pour les naphthènes.

## II.4 Les variables des procédés

### II. 4. 1 Pression

La pression partielle d'hydrogène est la variable de base du fait de son effet intrinsèque sur les vitesses de réaction. Cependant, pour faciliter la compréhension, il est possible d'utiliser la pression de réacteur totale. La pression de réacteur est définie avec davantage de précision en tant que pression moyenne du catalyseur. En raison de la répartition du catalyseur dans les réacteurs, elle est généralement proche de la pression à l'entrée du dernier réacteur.

Toutes les réactions de production d'hydrogène, à savoir déshydrogénation et deshydrocyclisation, sont augmentées à basse pression.

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. Cependant, les basses pressions augmentent la cokéfaction.

L'action de l'opérateur sur la pression est limitée :

- L'augmentation de la pression de service est limitée par la pression de design des équipements ;
- L'abaissement de la pression de service est limité par la puissance de design et le volume d'aspiration du compresseur de recyclage [2].

### II. 4. 2 Température

Dans l'unité *Octanizing*<sup>®</sup> la quantité de coke sur le catalyseur est maintenue à un niveau bas constant par la régénération continue. Par conséquent, un réglage de la température est nécessaire seulement dans les cas suivants :

- Pour modifier l'indice d'octane du reformat ;



- Pour traiter une quantité de charge différente ;
- Pour traiter une qualité de charge différente ;
- Pour compenser une perte d'activité passagère due à un empoisonnement temporaire ;
- Pour compenser le vieillissement du catalyseur constaté au bout de plusieurs années.

Une augmentation de la température en entrée du réacteur entraîne :

- Une augmentation de la conversion des composés non aromatiques de l'alimentation, principalement des paraffines. Or, du fait que la réaction d'hydrocraquage est davantage favorisée que la cyclisation des paraffines, le résultat final est le suivant :
  - Une augmentation de l'indice d'octane, mais une diminution de la production de reformat.
  - Une augmentation du dépôt de coke, compensée par une augmentation de la circulation de catalyseur pour maintenir au même niveau la teneur en coke du catalyseur [2].

#### II. 4. 3 Vitesse spatiale

La vitesse spatiale est la quantité de charge d'alimentation liquide, exprimée en masse (ou en volume) qui est traitée par heure, divisée par la quantité de catalyseur dans les réacteurs, exprimée aussi en masse (ou en volume). La masse (ou le volume) de charge d'alimentation et de catalyseur doit être exprimé(e) dans la même unité.

Masse de la charge d'alimentation (par heure)

$$\text{Vitesse spatiale horaire en masse} := \frac{\text{poids de l'alimentation (per hour)}}{\text{poids du catalyseur dans le reacteur}} \dots\dots\dots 1$$

$$\text{Vitesse spatiale horaire liquide} := \frac{\text{Volume de alimentation a 15°C (per hour)}}{\text{Volume du catalyseur dans le reacteur}} \dots\dots\dots 2$$

La valeur inverse de la vitesse spatiale horaire liquide, à savoir  $(LHSV)^{-1}$ , est liée au temps de séjour de la charge dans le réacteur. La vitesse spatiale influence donc directement la cinétique des réactions de reformage.

Une baisse de la vitesse spatiale signifie une augmentation du temps de séjour, par conséquent une sévérité accrue, ce qui se traduit par une augmentation de l'indice d'octane, une plus faible production de reformat et davantage de dépôt de coke.

Lors d'un changement de vitesse d'alimentation, il en découle une **recommandation importante**

- Toujours commencer par réduire la température à l'entrée du réacteur et réduire ensuite le débit d'alimentation ;
- Toujours commencer par augmenter le débit d'alimentation et augmenter ensuite la température [2].

#### II. 4. 4 Rapport $H_2/HC$ et pression partielle de $H_2$

Le ratio  $H_2/HC$  est le ratio d'hydrogène pur dans le gaz de recyclage (en mole/heure) sur le débit d'alimentation (en mole/heure).

$$\frac{H_2}{HC} = \frac{\text{Pure hydrogen (mole/hr) dans recycleur}}{\text{débit de Naphtha (mole/hour)}} \dots\dots\dots 3$$

La pression partielle d'hydrogène est liée au ratio  $H_2/HC$ . Du fait de la faible flexibilité de la pression totale dans la pratique, la pression partielle d'hydrogène est essentiellement réglée par le flux de recyclage.

L'hydrogène de recyclage est nécessaire à l'opération de reformage pour des raisons de stabilité du catalyseur. Il a pour effet de balayer les produits de réaction et les matériaux condensables du catalyseur et de fournir au catalyseur de l'hydrogène immédiatement disponible. Une augmentation du ratio  $H_2/HC$  entraîne le naphta à travers les réacteurs à une plus grande vitesse et fournit une dissipation thermique plus importante pour la réaction endothermique. Il en résulte en définitive une plus grande stabilité.

Un ratio  $H_2/HC$  plus faible diminue la pression partielle d'hydrogène et augmente la formation de coke. Le rapport  $H_2/HC$  a peu d'influence sur la qualité ou le rendement de la production. Ce n'est pas une variable que l'opérateur règle en général, elle est définie à la conception sur la base d'un compromis économique entre le dimensionnement des

équipements, c'est-à-dire des compresseurs de recyclage, des réchauffeurs et de l'unité de régénération[2].

## **II.5 Description de procédé**

### **II. 5. 1 Spécification de la charge**

L'unité de reformage à régénération catalytique en continu est alimentée par l'unité d'hydrotraitement du naphta (unité 500).Le catalyseur de l'unité de reformage CCR est un catalyseur de haute pureté à base d'alumine, imprégné de platine et de promoteurs. Il est fortement sensible aux impuretés présentes dans la charge d'alimentation. Un certain nombre d'entre elles sont considérées comme des poisons réversibles alors que d'autres sont irréversibles. L'alimentation de naphta lourd vers cette unité est le naphta lourd hydrotraitées venant du stripper (500-C-001) de l'unité d'hydrotraitement (unité500).La composition et les propriétés de l'alimentation sont données dans le tableau ci-après[2].

Tableau II-1: La composition et les propriétés de l'alimentation

Composants	NAPHTA HYDROTRAITÉ, % en masse			
	CAS 1 ASSAY 48/99		CAS 2 ASSAY 07-0276	
	MRT	NOP	MRT	NOP
HEXANE	0,04	0,04	0,02	0,02
CH	0,36	0,36	0,36	0,36
PARAFFINE C7	15,98	15,98	18,19	18,19
NAPHTÈNE C7	12,13	12,13	12,81	12,81
TOLUÈNE	1,86	1,86	3,13	3,13
PARAFFINE C8	17,63	17,63	21,57	21,57
NAPHTÈNE C8	10,8	10,8	9,83	9,83
XYLÈNE	4,29	4,29	4,7	4,7
PARAFFINE C9	17,48	17,48	18,61	18,61
NAPHTÈNE C9	2,69	2,69	6,41	6,41
CUMN	0	0	1,5	1,5
PARAFFINE C10	14,25	14,25	1,91	1,91
NAPHTÈNE C10	0	0	0,95	0,95
PARAFFINE C11	2,51	2,51	0	0
Total kg/h	82500	82500	82500	82500
Total kmol/h	720	720	742	742
p.m. kg/kmol	114,58	114,58	111,13	111,13
Densité (à 15 °C)	0,7394	0,7394	0,7423	0,7423

Le tableau ci-dessous donne la liste des limites maximales admissibles d'impuretés dans la charge. Il est de la plus haute importance que les performances de l'unité d'hydrotraitement du naphta (unité500) soient telles que les niveaux d'impuretés de la charge

de l'unité de reformage CCR ne dépassent pas ces niveaux. La liste des limites maximales admissibles d'impuretés dans la charge sont données dans le tableau ci-après

**Tableau II-2: Liste des limites maximales admissibles d'impuretés dans la charge**

Contaminants	Impuretés maximales admissibles (en masse) dans la charge d'alimentation
Soufre	0,5 ppm
Azote (organique)	0,5 ppm
Arsenic	5 ppb
Plomb	5 ppb
Eau et produits oxygénés	4 ppm
Oléfines	Nulle
Dioléfines	Nulle
Halogènes (F, Cl)	0,5 ppm pour chacun d'eux
Mercure	1 ppb
Fer, sodium, silicium, cuivre, cadmium, nickel, magnésium, chrome, manganèse, potassium	< limite de détection

## II.6 Les sections de l'unité CCR

L'unité de reformage CCR se décompose en deux sections principales:

- Section réaction.
- Section régénération.

La section de réaction de l'unité de reformage CCR comprend les sections suivantes:

- Section de réaction (réacteurs).
- Section compression et absorbeur HP.
- Section de récupération GPL et stabilisateur.

La section de régénération de l'unité de reformage CCR:

Afin d'obtenir une bonne régénération de l'unité de reformage catalytique, les opérations suivantes sont effectuées en continu.

- Combustion du coke.
- Oxychloration du catalyseur.
- Calcination du catalyseur.
- Refroidissement du catalyseur.
- Réduction du catalyseur.

#### II.6.1.1 La section de réaction de l'unité de reformage CCR

Dans cette section on doit chauffer la charge à la température de la réaction avant qu'elle passe dans les quatre réacteurs 520-R-001 à 520-R-004. Avant envoi dans la section de réaction, on injecte à la charge constituée du naphta lourd hydro traité issu de l'unité 500 de l'eau et un agent chlorurant afin de rendre optimale le fonctionnement du catalyseur dans les réacteurs. On y injecte également un agent sulfurant permettant de limiter le dépôt de coke sur le catalyseur. La charge est ensuite filtrée dans les filtres 520-ST-001 A/B pour la débarrasser des impuretés pouvant boucher l'échangeur 520-E-001 avant d'être mélangée à un gaz riche en hydrogène de recyclage injecté par le compresseur 520-KT-001. Le mélange est ensuite préchauffé dans l'échangeur 520-E-001 par l'intermédiaire de l'effluent sortant du réacteur 520-R-004 puis chauffé à la température de réaction dans le four 520-F-001. Une fois le mélange porté à la température de réaction, il est envoyé dans les quatre réacteurs 520-R-001 à 520-R-004 afin d'obtenir un reformat non stabilisé encore chargé en hydrogène. Les réactions dans les différents réacteurs étant endothermiques, la charge doit être chauffée entre chaque réacteur. Cette opération est effectuée par l'intermédiaire des fours 520-F-002, 520-F-003 et 520-F-004.

Le reformat non stabilisé est refroidi successivement par l'intermédiaire de l'aéroréfrigérant 520-EA-001 et le condenseur à eau 520-E-002, puis est séparé de l'hydrogène de réaction dans le ballon séparateur 520-D-001. Il est enfin envoyé par l'intermédiaire de la pompe 520-MP-001 A/B vers la section d'absorption de l'unité. L'hydrogène recueilli est quant à lui aspiré en partie par le compresseur 520-KT-001 pour être réinjecté à la charge en

début d'unité. L'autre partie est envoyée vers la section absorption afin d'y être de nouveau injecté au reformat dans la suite du procédé[2].

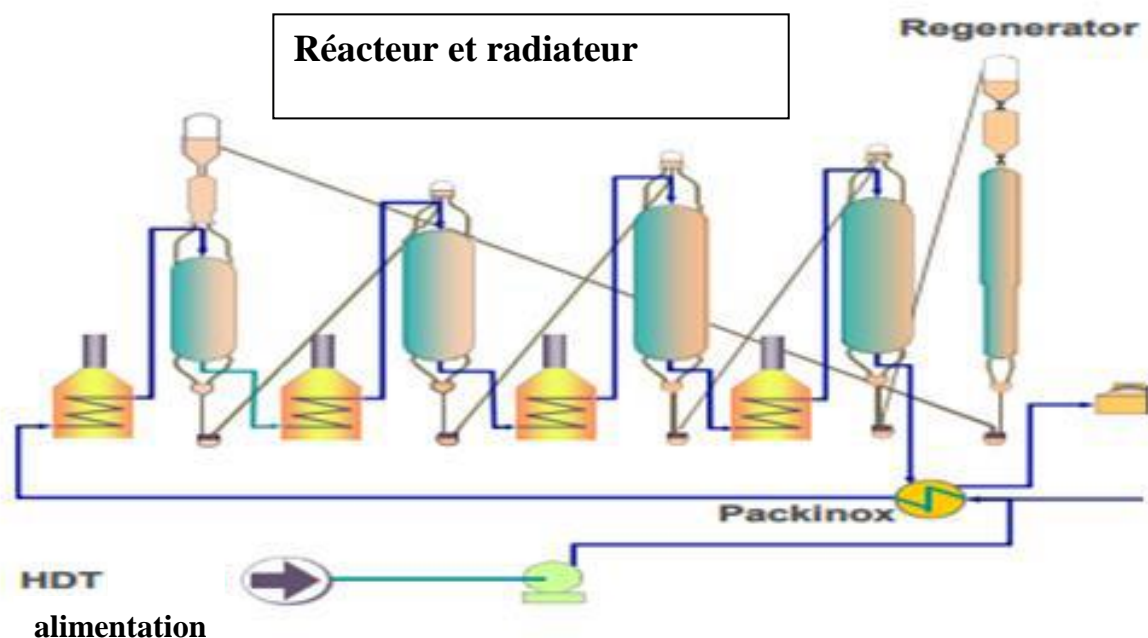
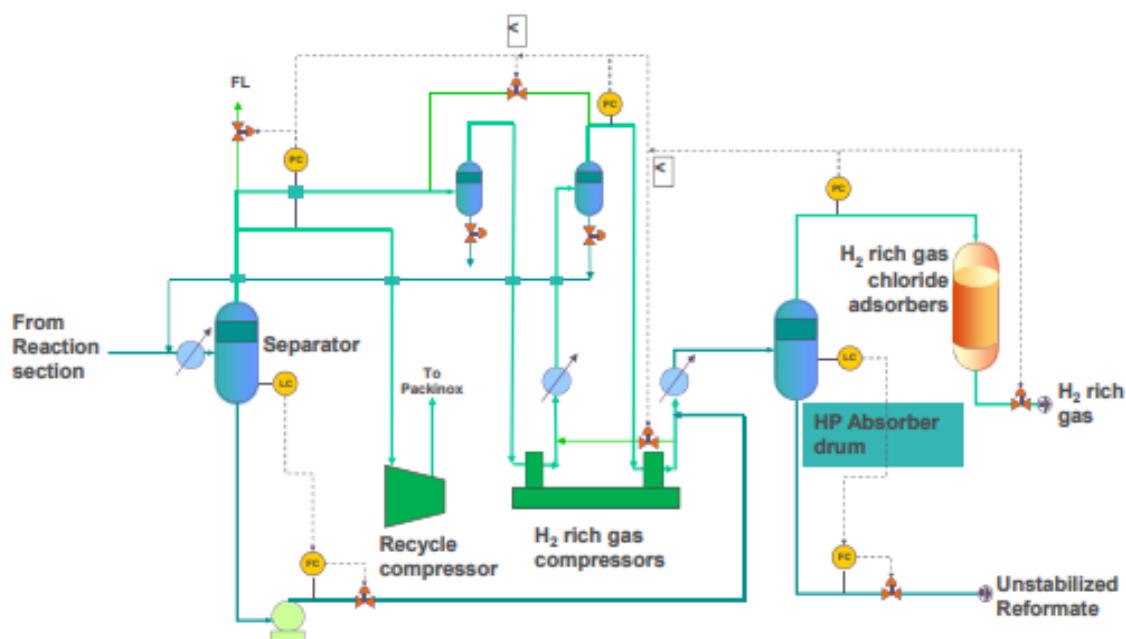


Figure 0-1 : Section réaction-régénération

#### II.6.1.2 Section compression et absorbeur HP

La section absorption permet de débarrasser le gaz d'hydrogène produit des traces d'HCl et des composés lourds. L'hydrogène est comprimé en deux temps par l'intermédiaire du compresseur 520-KM-002 A/B. Deux ballons tampons 520-D-002 et 520-D-003 sont nécessaires pour que l'hydrogène se débarrasse des traces d'hydrocarbures lourds qu'il contient avant d'être comprimé. Le mélange reformat+hydrogène est refroidi dans la refroidisseuse haute pression à eau 520-E-004 puis refroidi dans les deux échangeurs 520-E-005 et 520-E-006. Il passe ensuite dans un chiller 520-E-007 afin d'atteindre une température proche de 0°C, conditions qui permettent de récupérer un maximum de GPL et d'obtenir un gaz riche en hydrogène très pur. Le mélange arrive dans le ballon 520-D-004 où le flux de gaz riche en hydrogène avec des traces de HCl s'échappent en tête du ballon puis se dirigent vers un absorbeur 520-D-006A/B qui récupère les traces de HCl et laisse s'échapper un gaz riche en hydrogène qui retourne dans le réseau de gaz riche en hydrogène des unités de la raffinerie. Le gaz riche en hydrogène est alors débarrassé de ses

chlorures avant d'être utilisé pour alimenter différentes unités de la raffinerie (Unités 500, 510 et 520) En pied du ballon 520-D-004 les GPL condensés avec le reformat sont directement envoyés vers la section de stabilisation de l'unité...



**Figure 0-2: Section d'absorption**

### II.6.1.3 Section de récupération GPL et stabilisateur

Le mélange de reformat et de GPL issu de la section d'absorption sont combinés à des GPL issus de la tête du ballon accumulateur 520-D-008 et aspirés par la pompe 520-MP-002A/B. Les incondensables composés principalement de C1 et C2 sortent en tête du ballon. La partie liquide est ensuite réchauffée par passage dans 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. Ils entrent enfin dans le stabilisateur 520-C-001. Le courant de tête issu du stabilisateur 500-C-001 est composé de GPL à l'état vapeur qui sont envoyés et condensés dans le ballon accumulateur 520-D-008. Les vapeurs condensées issues du pied du ballon sont soit envoyées vers l'unité Gaz Plant (unité 300), soit réinjectées comme reflux en tête du stabilisateur. Le reformat obtenu en pied du stabilisateur est refroidi au travers des trois échangeurs 520-E-008 A, B et C, de l'aéroréfrigérant 520-EA-003 et du 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-005a travers la pompe 520-MP-004 A/B pour assurer l'équilibre thermique du stabilisateur comme le montre la (Figure 04) [2].



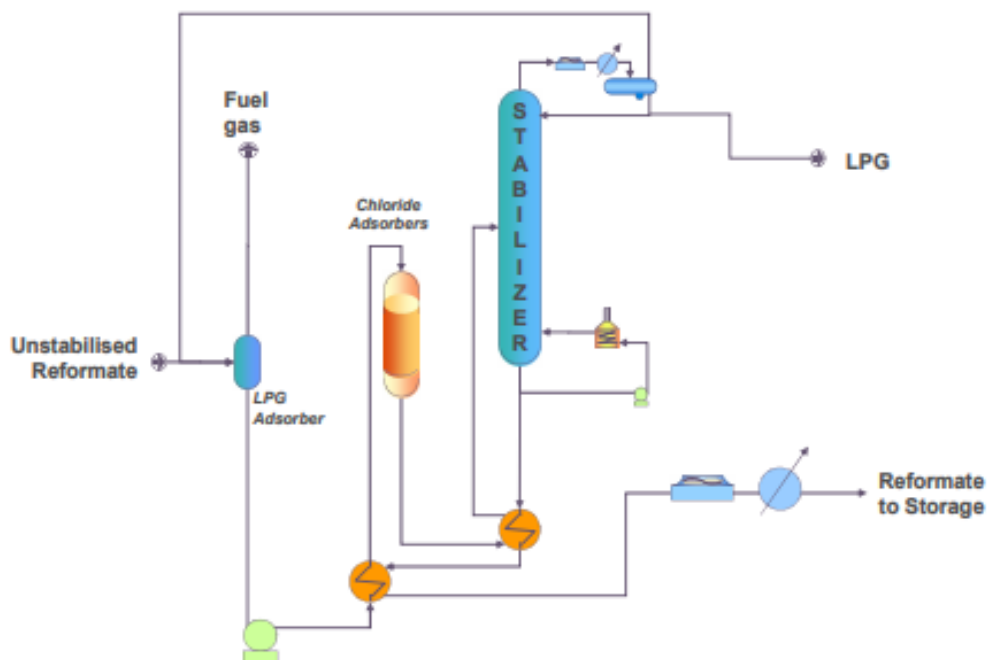


Figure 0-3: Section de stabilisation

Tableau 0-3: Composition de GPL à sa sortie du stabilisateur

Composants	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Iso C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Iso C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	D (15°C)	Total (Kg/h)
% en masse	0,2	0,35	401	15,52	38,84	0,02	40,91	0,25	0.5464	4818

#### II.6.1.4 La section de régénération du catalyseur

Le catalyseur utilisé dans la section de réaction nécessite d'être régénéré après son passage dans les quatre réacteurs. Il suit un circuit de régénération en continu avec le procédé. Afin d'être correctement régénéré, le catalyseur doit subir cinq opérations dans le circuit de régénération.

Les trois premières opérations sont :

- Brulage du coke.
- Doxychlorination.
- Calcination.

Elles sont effectuées dans le régénérateur 520-R-051. Le refroidissement du catalyseur s'effectue quant à lui dans la trémie basse du régénérateur et de chaque réacteur (trémies 520-

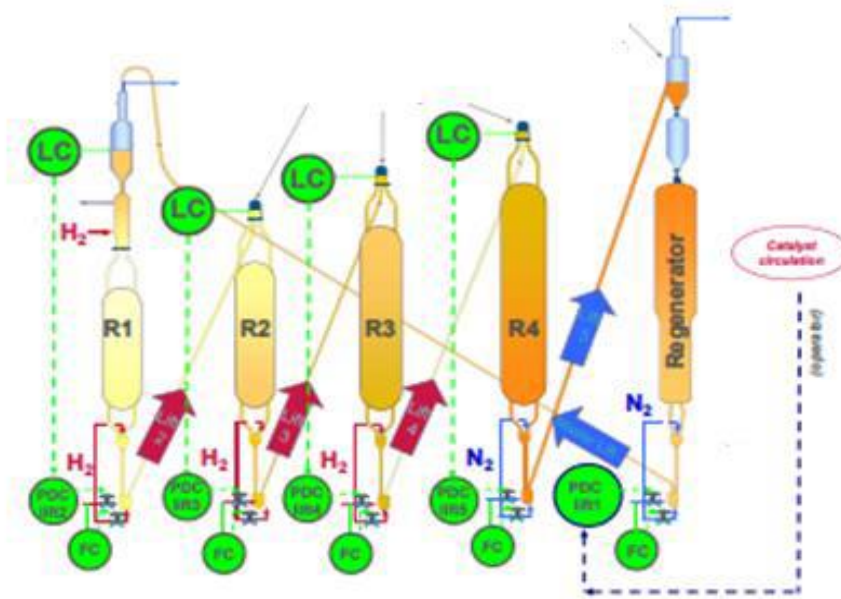
D-053, 520-D-071, 520-D-072, 520-D-073 et 520-D-074). La réduction du catalyseur se produit enfin dans la chambre de réduction (Ballon 520-D-061).



**Figure 0-4: Catalyseur CR 401 vierge**

#### II. 6. 2 Système de circulation de CR 401 dans l'unité CCR 520

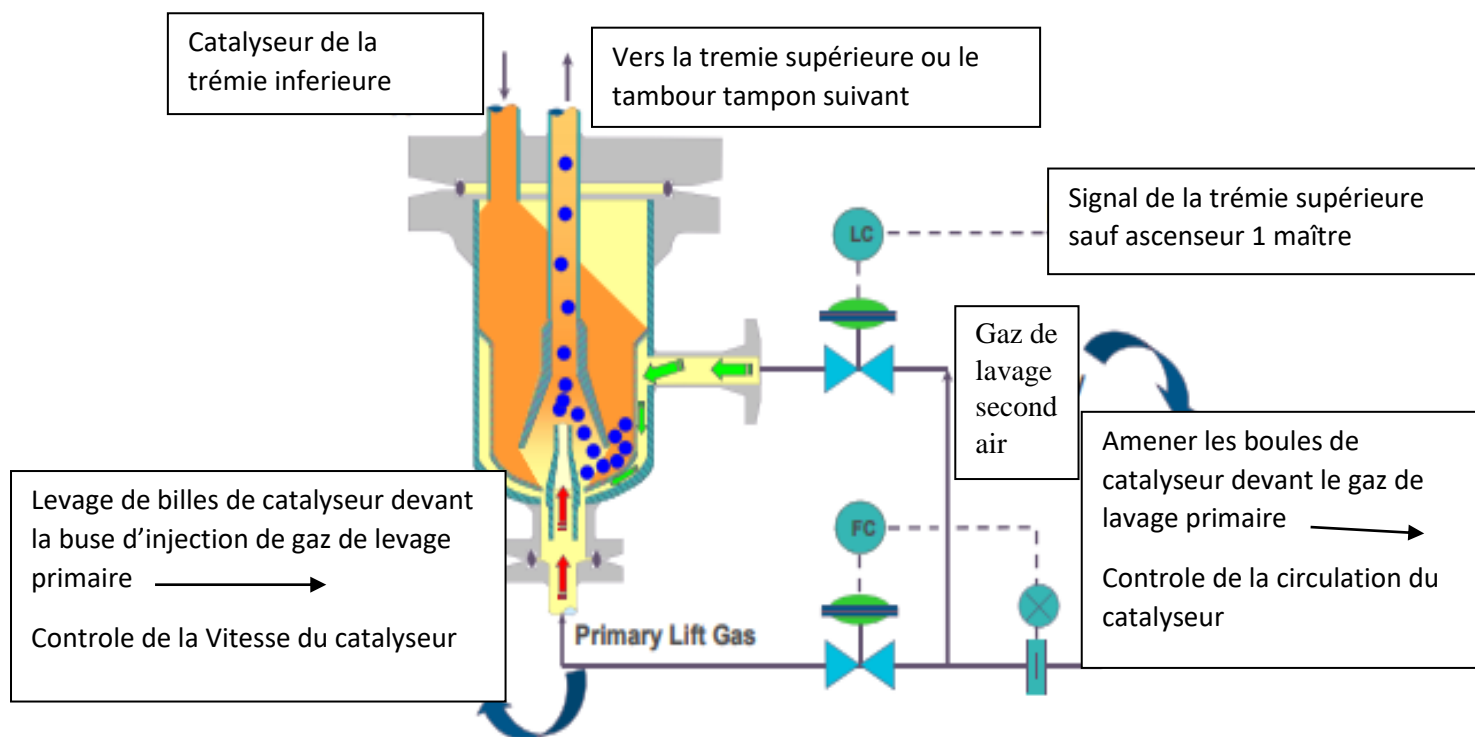
La circulation du catalyseur s'effectue de façon gravitaire lors du passage du catalyseur du haut de chaque réacteur depuis les trémies 520-D-062, 063 et 064 vers leurs pieds dans les trémies 520 D 081, 082, 083 et 084. En revanche, l'envoi du catalyseur d'une unité à l'autre est assuré en continu au moyen d'un système de lift de gaz qui l'achemine du fond du régénérateur 520 R 051 vers le haut du premier réacteur 520 R 001, puis du fond de chaque réacteur vers le haut du réacteur suivant, enfin du fond du dernier réacteur vers le haut du régénérateur comme le montre la figure 05.



**Figure 0-5: Circulation du catalyseur CR 401 dans l'unité de CCR**

L'écoulement de catalyseur est assuré de telle manière que le débit total du gaz de lift doit rester aussi stable que possible, car tout changement de ce flux influence la vitesse du catalyseur dans la ligne de lift. Au fait, une vitesse trop élevée de ce débit engendre l'augmentation de la vitesse d'attrition du catalyseur, ce qui présente un inconvénient majeur pour ce dernier.

Par ailleurs, il est à noter que le gaz de lift, avant de quitter le pot de lift, est séparé en deux courants (Figure 0-6). Un courant primaire de gaz qui initialise l'opération de lift en fluidisant le catalyseur et un courant secondaire qui pilote l'écoulement du catalyseur



**Figure II-6: Séparation de gaz de lift au niveau du pot de lift avant son introduction aux**

### II .6 .3 Indice d'octane

L'indice d'octane mesure la résistance à l'auto-allumage de l'essence dans les moteurs à combustion interne. Un indice d'octane élevé indique une plus grande résistance à l'auto-allumage, adaptée aux moteurs à haut rendement. 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 [18].

## **Chapitre III**

### **Régénération du catalyseur**

### III.1 Définition d'un catalyseur

Un catalyseur est généralement un solide poreux qui se présente sous forme de bâtonnets ou de billes dont le rôle est d'accélérer les transformations chimiques recherchées dans le procédé. Il n'est pas consommé : soit il ne participe pas à la réaction mais sa présence facilite la rupture des liaisons, soit il y participe mais est régénéré à la fin, cependant il ne figure pas dans l'équation de la réaction qu'il catalyse.

Un catalyseur agit avec sa surface : les molécules de la charge se déposent sur la surface ainsi que dans les pores et se transforment sur cette dernière. La composition chimique du catalyseur doit être adaptée aux transformations souhaitées ce qui explique la diversité des formules catalytiques. Aussi, l'action d'un catalyseur sur une réaction s'appelle une catalyse[14].

### III.2 Catalyseur de reformage catalytique CR 401

CR 401 est un catalyseur de reformage bimétallique (platine-étain) et support alumine mis au point pour produire une essence à haut indice d'octane(102) à partir de naphtha lourd de distillation directe. Il a été conçu pour le procédé de reformage à régénération continue fabriqué par Axens et il est disponible sous forme sphérique. Son prix est très élevé et il faut utiliser environ 70 tonnes dans une unité qui traite 100 t/h de charge[15].

**Tableau 0-1 : Les différentes propriétés du catalyseur CR401**

Platine et étain sur sphères d'alumine de pureté élevée	
Diamètre	1,8 mm
Platine	0,3% en poids
Aire de surface	200 m <sup>2</sup> /g
Volume total des pores	0,6 cm <sup>3</sup> /g

#### III. 2. 1 Caractéristiques du catalyseur CCR

Les principales caractéristiques sont les suivantes :

- Support d'alumine haute pureté présentant une forte résistance à l'attrition.
- Stabilité et sélectivité élevées du fait du platine associé à d'autres métaux.

- Régénérabilité élevée, idéale pour les opérations en continu.
- Forte rétention des chlorures.
- Haute résistance mécanique offrant une abrasion minimale lors du transfert du catalyseur par les lifts entre les réacteurs.

L'association des qualités mentionnées ci-dessus et de la régénération en continu procure les avantages suivants :

- Rendement de reformat élevé.
- Rendement d'hydrogène élevé.
- Longue durée de vie.
- Faible stock de catalyseur.
- Faibles coûts d'exploitation

### III. 2. 2 Mécanisme du catalyseur CCR

L'activation des réactions est réalisée par des catalyseurs susceptibles de favoriser aussi bien l'isomérisation et la cyclisation que la déshydrogénation. De ce fait, les systèmes catalytiques mis en œuvre sont bi-fonctionnels (métallique-acide)[11].

#### III.2.2.1 Fonction métallique et acide

Le catalyseur à une influence sur les vitesses de réaction par ses deux fonctions différentes : métallique et acide, qui favorisent différents types de réaction[11].

En bref, les principales réactions impliquées dans les procédés de reformage sont catalysées essentiellement soit par le support, soit par les fonctions métalliques, comme indiqué ci-dessous :

Déshydrogénation	————→	Fonction métallique
Deshydrocyclisation	————→	Fonctions métallique + acide
Isomérisation	————→	Fonction acide
Hydrogénolyse	————→	Fonction métallique
Hydrocraquage	————→	Fonctions métallique + acide

### III.2.2.2 Fonction métallique

La majorité des catalyseurs industriels actuels utilise une phase active à base de platine. La teneur en platine est inférieure à 1% massiques pour des raisons de coût. Pour une activité catalytique maximale, le métal doit posséder une distribution uniforme sur le support et il doit être au-dessous de la taille maximale possible de particules (la valeur effective est de l'ordre de  $1 \cdot 10^{-6}$ mm). Cette forte dispersion et cette taille micrométrique des particules, résultant du procédé spécial de fabrication, doivent être maintenues durant la vie du catalyseur en mettant en place des conditions de fonctionnement appropriées.

La force de la fonction métallique peut être modifiée par l'addition d'un second métal tel que l'étain en proportions similaires au platine car globalement l'étain est utilisé pour rendre le catalyseur au platine plus sélectif vers les réactions souhaitables en limitant les réactions négatives.

Une diminution des performances de la fonction métallique peut être causée par :

- Un empoisonnement de la phase métallique
- Une altération de la phase métallique sur le support.
- Un frittage de la phase métallique durant la première étape de régénération (combustion du coke), en raison des hautes températures locales
- Une réduction humide conduit également au frittage de la phase métallique[14].

### III.2.2.3 Fonction acide

La fonction acide fournie par le support du catalyseur favorise les changements de structure. L'alumine Gamma est couramment utilisée comme support présentant des sites acides dans les procédés de reformage. Ce support se présente sous forme de plaquettes avec différentes faces.

Il faut un certain niveau d'acidité du support de catalyseur pour promouvoir certaines des réactions souhaitées (isomérisation, deshydrocyclisation), ce qui conduit par conséquent à une maximisation des performances souhaitées (production de reformat, rendements en hydrogène ou en indice d'octane).

L'acidité du catalyseur dépend de la quantité de chlore fixée sur le catalyseur à la fabrication. En fonctionnement, la teneur en chlore du catalyseur varie en fonction de l'humidité du gaz de recyclage et de l'éluion à l'eau du chlore, ce qui se produit surtout pendant l'étape de combustion du coke, en raison de la formation d'eau de combustion.



C'est pourquoi ce niveau doit être ajusté pendant l'oxychloration et maintenu dans une plage comprise entre 0,9 % à 1,1 % en masse[14].

### III. 2. 3 Contaminants du catalyseur

Les contaminants du catalyseur sont classés en deux catégories : les poisons temporaires et les poisons permanents.

Les poisons temporaires sont ceux qui peuvent être éliminés du catalyseur sans couper l'installation et pour lesquels l'activité propre du catalyseur et sa sélectivité sont rétablies une fois que le contaminant disparaît[13].

#### III.2.3.1 Les poisons temporaires

Les poisons temporaires les plus courants de catalyseurs de reformage sont le soufre, l'azote organique, les halogènes, l'eau et les composés organiques oxygénés.

##### 1. Le soufre

Il est l'impureté la plus courante que l'on puisse trouver dans la charge d'une unité de reformage, l'empoisonnement est dû au sulfure d'hydrogène  $H_2S$  contenu dans la charge de l'unité, ou bien résultant de la décomposition sur le catalyseur, de composés sulfurés contenus dans la charge ce qui par conséquent réduit l'activité du catalyseur tout en diminuant la surface du contact métallique et sa concentration maximale admissible est de 0,5 ppm en masse[13].

##### 2. L'azote

L'azote est moins fréquemment présent que le soufre dans la charge de reformage et rarement présent dans le naphta de distillation directe, l'azote est une impureté habituelle du naphta de craquage. La concentration maximale admissible dans la charge est de 0,5 ppm en masse, exprimé sous forme d'azote organique. La contamination à l'azote réduit la fonction acide.

##### 3. Halogènes (chlore, fluor)

La présence de chlore dans la charge modifie la fonction acide du catalyseur et favorise la réaction d'hydrocraquage. L'effet du fluor est semblable mais il est plus difficile d'éliminer ce dernier du catalyseur. En cas de présence d'une quantité appréciable du chlore et du fluor (plusieurs ppm en masse), ils peuvent entraîner une très forte corrosion dans la section de réaction La quantité maximale admissible dans la charge de l'unité est de 0,5 ppm en masse pour chacun[13].

#### 4. Eau et composés organiques oxygénés

Les composés organiques oxygénés (méthanol, MTBE, TAME, phénol, etc.) sont transformés en eau aux conditions de fonctionnement des réacteurs.

L'eau n'est pas vraiment un poison car il est nécessaire de disposer d'une certaine quantité d'eau pour activer la fonction acide du catalyseur. Cependant, un excès d'eau conduit à une diminution de l'activité du catalyseur et sa teneur maximale admissible est de 4 ppm (en masse) dans la charge.

##### III.2.3.2 Les poisons permanents

Les poisons permanents sont ceux qui induisent une perte d'activité qui ne peut pas être compensée, même avec une régénération, si grave que le catalyseur doit être remplacé.

Pour les catalyseurs conventionnels à lit fixe ainsi que pour les catalyseurs régénérés en continu, les principaux poisons permanents sont l'arsenic, le plomb, le cuivre, le fer, le nickel, le chrome, le mercure, le sodium et le potassium[13]. Le niveau de masse

**Tableau III-2: Le niveau de masse maximal admissible selon les poisons et leurs Sources**

Poisons	Niveau max. (en masse)	Source
Arsenic	5 ppb max	Naphtas de craquage
Plomb	5 ppb max	Rejets recyclés
Cuivre	< Limite de détection	Corrosion
Mercure	1 ppb max	Naphta-condensats

##### a) Coke

Il est un poison temporaire dans la mesure où son effet négatif est réversible par régénération. Il se dispose sur le catalyseur et du fait de son importance capitale dans les unités de reformage catalytique, la formation de coke est traitée à part.

##### Mécanisme :

Les dépôts de coke ont une incidence sur l'activité catalytique en réduisant la zone de contact entre le catalyseur et les réactifs. La teneur normale de coke du catalyseur est comprise entre 4 et 6 % en masse. Un catalyseur avec une teneur en coke considérablement plus élevée peut être traité moyennant quelques précautions. En revanche, quelque part au-dessous de 3 % de

coke en masse, le fonctionnement de la régénération peut devenir instable et il est recommandé de la suspendre momentanément.

### III. 2. 4 Distribution du catalyseur dans les réacteurs

La thermodynamique et la cinétique ont montrés qu'il existe une plage optimale de température de fonctionnement, de 450 °C à 520 °C afin de favoriser simultanément la vitesse des réactions souhaitables et de limiter à un niveau acceptable celles qui sont indésirables.

**Tableau III-3: Les principales réactions qui ont lieu dans les différents réacteurs**

Premier réacteur	Deuxième réacteur	Troisième et quatrième réacteur
<ul style="list-style-type: none"> <li>↪ Déshydrogénation</li> <li>↪ Isomérisation</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>↪ Déshydrogénation</li> <li>↪ Isomérisation</li> <li>↪ Craquage</li> <li>↪ Deshydrocyclisation</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>↪ Craquage</li> <li>↪ Deshydrocyclisation</li> </ul>

Par ailleurs, la quantité d'aromatiques polynucléaires sur tout le volume de catalyseur pour une charge donnée est : 45 (% vol.) liquide de paraffines, 45 % vol. Liquide de naphènes, 10 % vol. Liquide d'aromatiques. Dans ce cas, il est inutile d'avoir plus de 10 % du catalyseur dans le premier réacteur car la déshydrogénation des naphènes est la réaction la plus rapide ce qui conduit à une température trop faible pour maintenir la réaction. La répartition du catalyseur est alors la suivante :

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

Bien entendu, chaque cas spécifique a sa propre répartition de catalyseur.

### III. 2. 5 Circulation du catalyseur

La circulation du catalyseur est assurée en continu au moyen d'un système de lift de gaz qui achemine le catalyseur du fond du régénérateur vers le haut du premier réacteur, puis du fond de chaque réacteur vers le haut du réacteur suivant, et enfin du fond du dernier réacteur

vers le haut du régénérateur. Le catalyseur s'écoule vers le bas par gravité à travers chaque lit de réacteur. Il fait appel à deux gaz de lift :

**L'azote gazeux pour :**

- Lift 1, entre le régénérateur et le premier réacteur.
- Lift 5, entre le quatrième réacteur et le régénérateur.

**Du gaz riche en hydrogène dans la section de réaction, à savoir :**

- Lift 2, entre le premier et le deuxième réacteur.
- Lift 3, entre le deuxième et le troisième réacteur.
- Lift 4, entre le troisième et le quatrième réacteur.

### **III.3 Etapes de régénération**

#### **III. 3. 1 Définition**

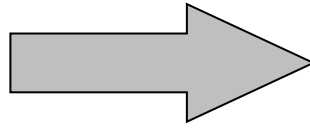
Afin d'obtenir une bonne régénération de l'unité de reformage catalytique, les opérations suivantes sont effectuées en continu dans l'unité de reformage CCR :

- Combustion du coke,
- Oxychloration du catalyseur
- Calcination du catalyseur
- Réduction du catalyseur.

Les trois premières étapes sont effectuées dans le régénérateur, la quatrième étape dans la première trémie inférieure et la dernière étape dans la chambre de réduction. Cette opération s'effectue en continu et est destinée à assainir le catalyseur cokéfié et usé en amont[17]. Les figures III.1 et III.2 représentent les catalyseurs cokéfié et régénéré respectivement



**Figure 0-1: Catalyseur cokéfié**



**Figure 0-2: Catalyseur régénéré**

### III.3.1.1 Combustion du coke

Le catalyseur usé provenant de la trémie verrouillable qui contient 4% en coke est stocké en haut du régénérateur (zone de stockage pour assurer la continuité du catalyseur en laisse 10% de ce dernier) pendant l'équivalent de 1 ou 2 heures de circulation du catalyseur.

Une légère surpression au moyen d'un faible débit continu d'azote, utilisé afin d'empêcher que le gaz de combustion, ayant une forte teneur en oxygène c'est à dire on injecte un débit d'azote avec l'aire pour régler la quantité d'oxygène qui est l'essence de la combustion et avoir le gaze de régénération ( $N_2$  et  $O_2$ ).

Ce courant principal, avec une teneur en oxygène de 0,8 % mol est préchauffé dans l'échangeur charge/effluent de combustion.

Le gaz de combustion entre dans le régénérateur tout en haut des tuyaux qui descendent (entre la zone de stockage et la zone de combustion) afin de préchauffer le catalyseur. Puis ce gaz s'écoule au travers du premier lit radial pour le Brûlage du coke déposer sur le catalyseur, il est ensuite recueilli dans le tuyau central est mélangé en sortie du premier lit de combustion avec de l'air et avec un gaz de refroidissement rapide pour régler à la fois la teneur en oxygène et la température à l'entrée du deuxième lit de combustion radial cette étape à pour but de Vérifier la bonne combustion de la totalité du coke, et pour cela il faut veiller à conserver  $O_2 > 0,2$  % en vol à la sortie de la deuxième zone de combustion, pour assurer la combustion complète du coke dans cette zone.

Finalement, ce gaz est mélangé à l'effluent d'oxychloration et calcination est envoyée à la section de lavage des gaz [17].

L'effluent de combustion est envoyé à l'échangeur charge/effluent de combustion pour récupérer la plupart de la chaleur produite par la réaction de combustion.

Les paramètres de contrôle sont la température du gaz de combustion et la teneur en oxygène à l'entrée des lits, le tableau III-4 et la figure III-3 indiquent les paramètres de contrôle de température ainsi que la zone de combustion respectivement.

**Tableau III-4: paramètres de contrôle sont la température**

	O <sub>2</sub> , mol. %	Température d'entrée °C	température de sortie °C
Premier lit	0.8	480	entre 535 et 545
Deuxième lit	0.8	480	ne pas dépasser 510



**Figure III -3: Combustion du coke**

### III.3.1.2 Zone d'oxychloration

L'oxychloration est une attaque chimique à haute température son but est de disperser les métaux (platine, étain) sur le catalyseur et réactiver les sites actifs en absorbant une quantité importante d'agent de chloration (Le tétrachlorure d'éthylène (C<sub>2</sub>Cl<sub>4</sub>)) réduit le frittage du métal du catalyseur

Après la combustion du coke, le catalyseur s'écoule à travers un autre ensemble des huit tuyaux Vers un lit axial, siège des réactions d'oxychloration et de calcination.

Dans la zone d'oxychloration, Le gaz d'oxychloration avec une teneur en oxygène et d'eau avec une faible quantité d'agent de chloration (de 1 % en masse) est injecté dans ce gaz avant d'entrer dans le réchauffeur électrique d'oxychloration[17].

Les caractéristiques courantes du mélange de gaz d'oxychloration sont les suivantes :

- Teneur en oxygène : 4 à 6% en vol.
- Température : 510 °C

### III.3.1.3 Zone de calcination

Après l'oxychloration, le catalyseur s'écoule vers la zone de calcination où il va subir un séchage à fin d'éliminer H<sub>2</sub>O absorber sur l'alumine. Le gaz de calcination est mélangé avec l'air sec pour obtenir une teneur en oxygène de 8 à 12 % en vol puis il est réchauffé en passant au travers du réchauffeur électrique de calcination, ce dernier est enfin envoyé à la partie basse du régénérateur, où il circule à flux ascendant dans un lit axial (figure III-4).

Les caractéristiques courantes du gaz de calcination sont les suivantes :

- Teneur en oxygène : 8 à 12 % en vol.
- Température : 520°C

Pour que cette étape se réalise il faut un bon débit d'hydrogène gazeux et temps de séjour[17].



**Figure III-4: Zone de calcination**

### III.3.1.4 Chambre de réduction

La réduction du catalyseur venant d'être régénéré est effectuée à l'intérieur de la chambre de

Réduction où y'aura lieu d'élimination d'oxygène de la fonction métallique du catalyseur et Redonner aux métaux dispersés leur fore apte à la catalyse avec Le gaz de réduction est un gaz riche en hydrogène produit dans la section de réaction et purifié dans l'unité de purification (pureté99%). Il est ensuite préchauffé dans l'échangeur de réduction jusqu'au environ de 480 °C, le catalyseur est ensuite introduit dans le premier réacteur [17].

### III. 3. 2 **Fonctionnement en combustion incomplète (Black Burning)**

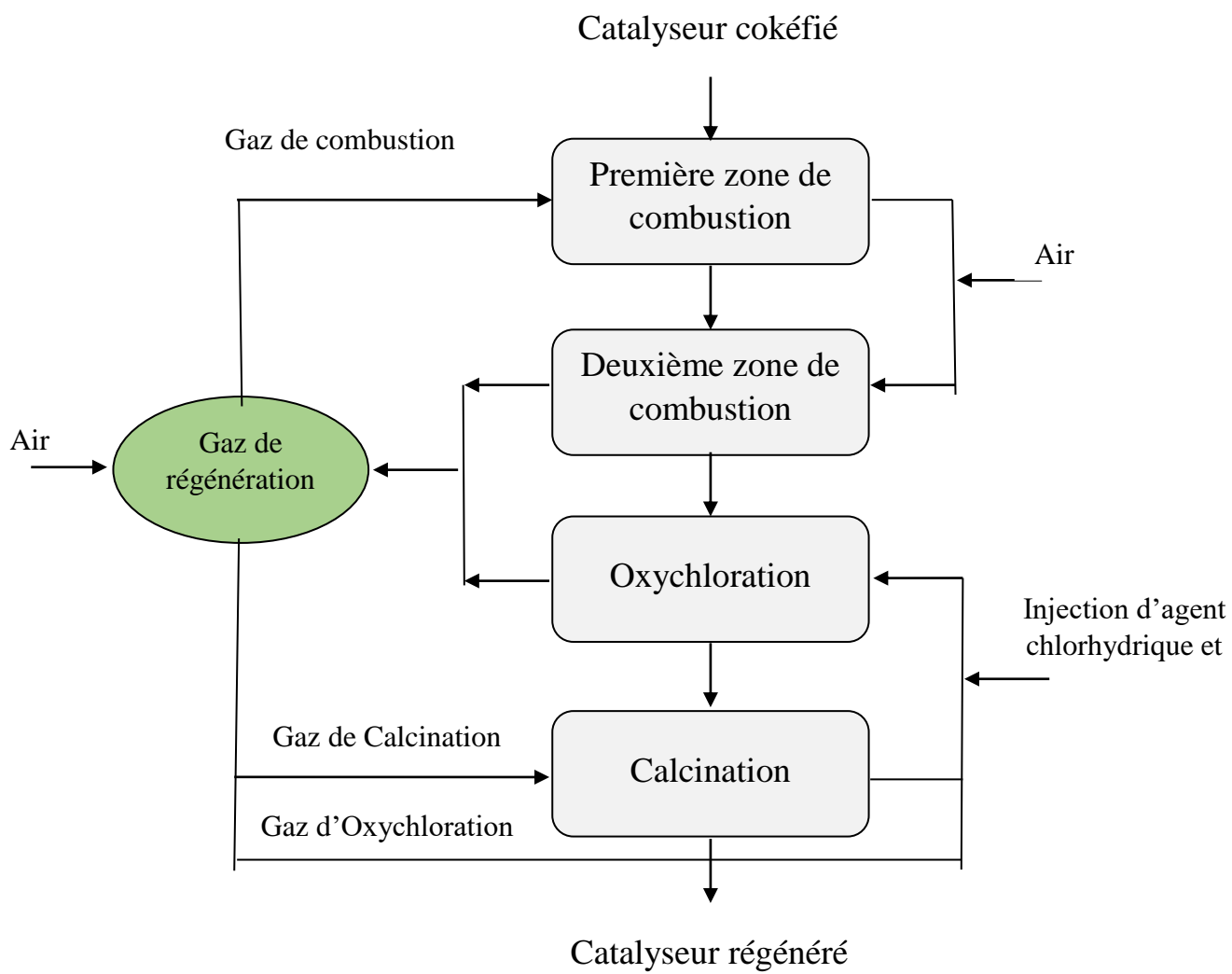
Si la totalité du coke n'est pas brûlée en bas du deuxième lit, le régénérateur sera automatiquement exploité en mode combustion incomplète. Le catalyseur, bien qu'il ne soit pas exempt de coke, s'écoule par les zones d'oxychloration et de calcination, où l'injection d'air ainsi que les injections d'agent de chloration et d'eau ont été complètement arrêtées au préalable. 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 (3 jours), 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. Pour que l'étape de la régénération doit être bien réalisée :

- Une combustion complète du coke lors de l'étape de combustion.
- Une injection correcte de chlore et d'eau pendant l'étape d'oxychloration.
- Une opération correcte dans l'étape de calcination.
- Une opération correcte dans l'étape de réduction.

Si l'une de ces étapes échoue, la récupération de l'activité du catalyseur ne sera pas complète[11]. Figure III-5: Schéma récapitulatif de la répartition des gaz selon les zones de la régénération





**Figure III-5: Schéma récapitulatif de la répartition des gaz selon les zones de la régénération**

## **Chapitre IV**

# **Résultats et interprétations**

## IV.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous allons présenter et discuter les résultats d'analyses obtenus sur les produits de l'unité de reforming catalytique du naphtha lourd et reformat du procédé de reforming U520.

### IV. 1. 1 Effet de la vitesse du catalyseur sur teneur de coke (noir et après la régénération) et la teneur de chlore après la régénération et l'indice d'octane

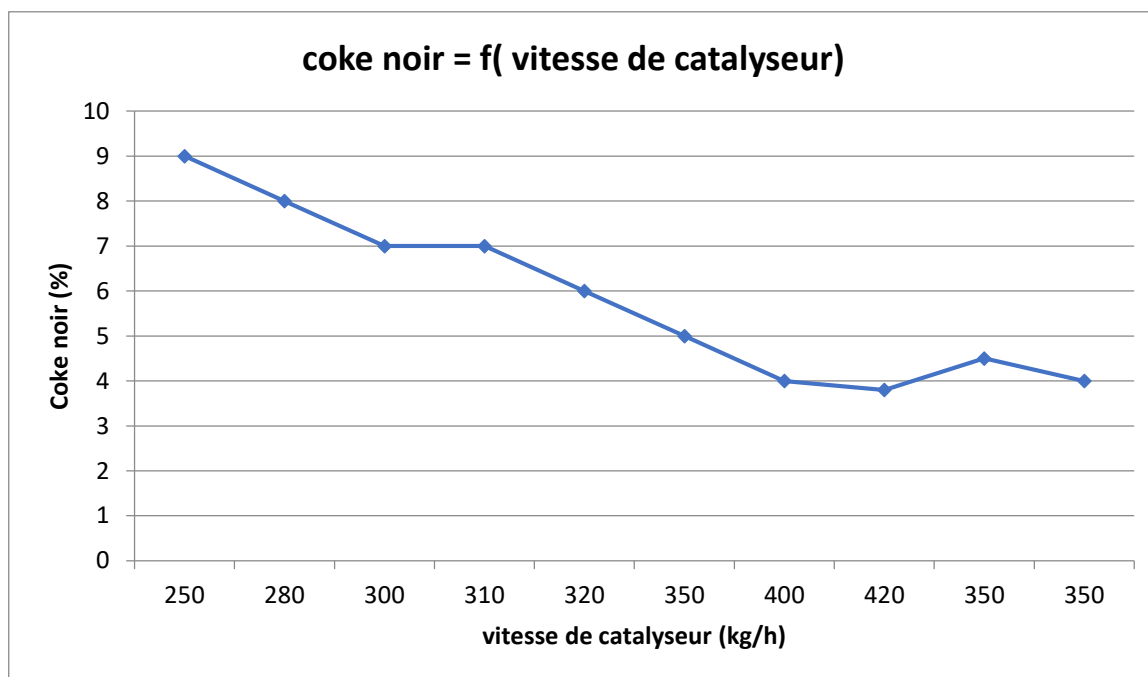
Les résultats des analyses effectuées sur la teneur du coke et du chlore après régénération ainsi que l'indice d'octane sont mentionnés dans le tableau suivant.

**Tableau VI-1: Analyse de la vitesse de catalyseur, teneur de coke (noir et après la régénération) et la teneur de chlore après la régénération et l'indice d'octane.**

V (kg/h)	Teneur en Coke ( noire]	Teneur en coke (régénéré]	Teneur en Cl (régénéré)	NO
250	9	0,3	0,7	95
280	8	0,25	0,75	96
300	7	0,25	0,75	96
310	7	0,22	0,78	98
320	6	0,2	0,9	100
350	5	0,18	0,95	102
400	4	0,15	1	101
420	3,8	0,13	1,1	100
350	4,5	0,16	1	102
350	4	0,15	1	102

#### IV. 1. 2 Effet vitesse de catalyseur sur coke noir

Effet de la vitesse du catalyseur sur la teneur du coke noir est illustré dans la figure IV.1



**Figure VI-1:Variation de la teneur en coke noir en fonction du la vitesse du catalyseur**

#### Interprétation

Le graphe montre la teneur en coke noir en fonction de la vitesse du catalyseur dans un intervalle de 250 à 420 kg/h.

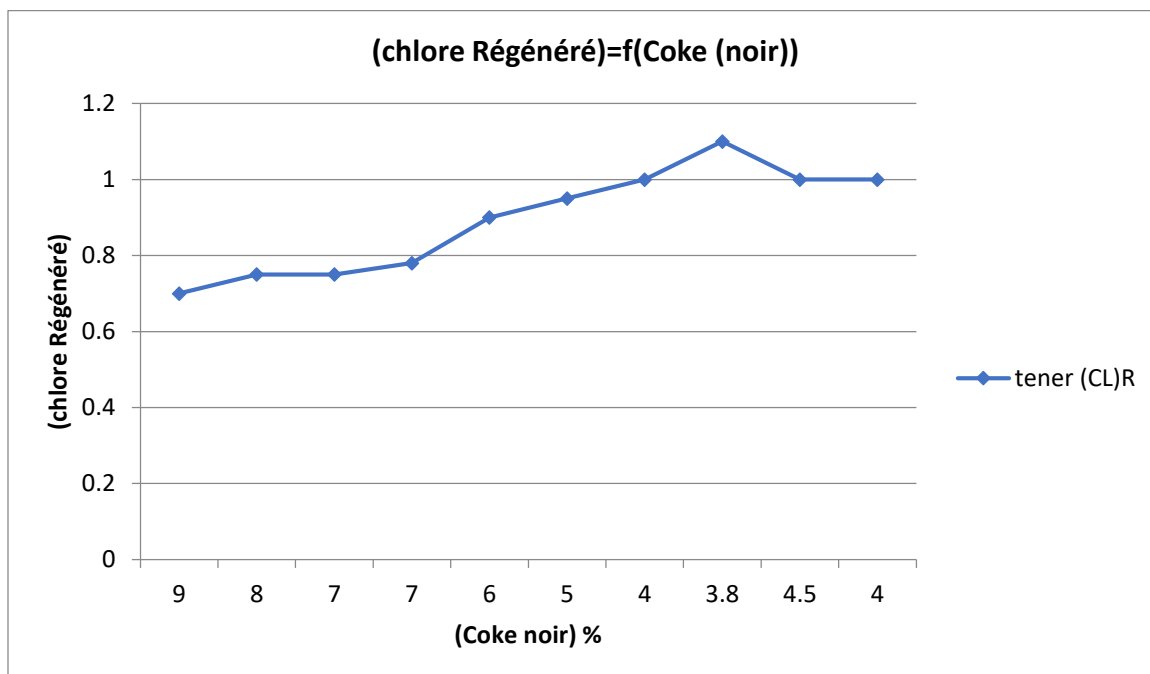
On remarque que la teneur en coke noir baisse d'une manière remarquable avec l'accroissement de la vitesse, ceci est expliqué par l'augmentation de la vitesse du catalyseur qui entraîne une diminution du temps de séjour ainsi que du nombre de réactions dans la boucle réactionnelle, ce qui est propice à une diminution du dépôt de coke.

A titre d'exemple, dans l'intervalle du 250 à 320kg/h, le taux de coke noir est élevé, sachant que la valeur caractéristique normale de sa teneur est comprise entre 4 et 6%.

Dans la vitesse 420 kg/h, la teneur en coke est inférieure aux normes qui est due au temps de séjour très élevé

### IV. 1. 3 Effet du teneur en coke (noir) sur la teneur du chlore après régénération

Effet du teneur en coke (noir] sur la teneur du chlore après régénération du catalyseur est mentionné dans la figure IV.2.



**Figure 0-2: Variation de la teneur en chlore régénéré en fonction de la teneur en coke noir.**

#### Interprétation

Le graphe montre la teneur en chlore après la régénération en fonction de la teneur en coke noir.

On remarque que la teneur en chlore augmente avec la diminution de taux de coke noir. Une teneur en carbone coke de 7 à 9 % est associée à une faible teneur en chlore (0,70-0,78 %). Le phénomène de "black burning" lors de l'arrêt automatique du système empêche l'injection de chlore, nécessaire pour éviter les explosions à haute température. Maintenir une teneur en chlore adéquate est crucial pour un bon fonctionnement. Des mesures doivent être prises pour éviter les arrêts automatiques et assurer une combustion efficace.

Lorsque la teneur en carbone coke se situe entre 3,8 et 6 %, on observe une légère augmentation de la teneur en chlore, qui varie entre 0,9 et 1,1 %. Cette corrélation s'explique par le phénomène de régénération appelé "white burning".

#### IV. 1. 4 Effet du teneur en coke (régénéré) sur L'indice d'octane

Effet du teneur en coke (régénéré) sur l'indice d'octane est mentionné dans la figure IV.3.

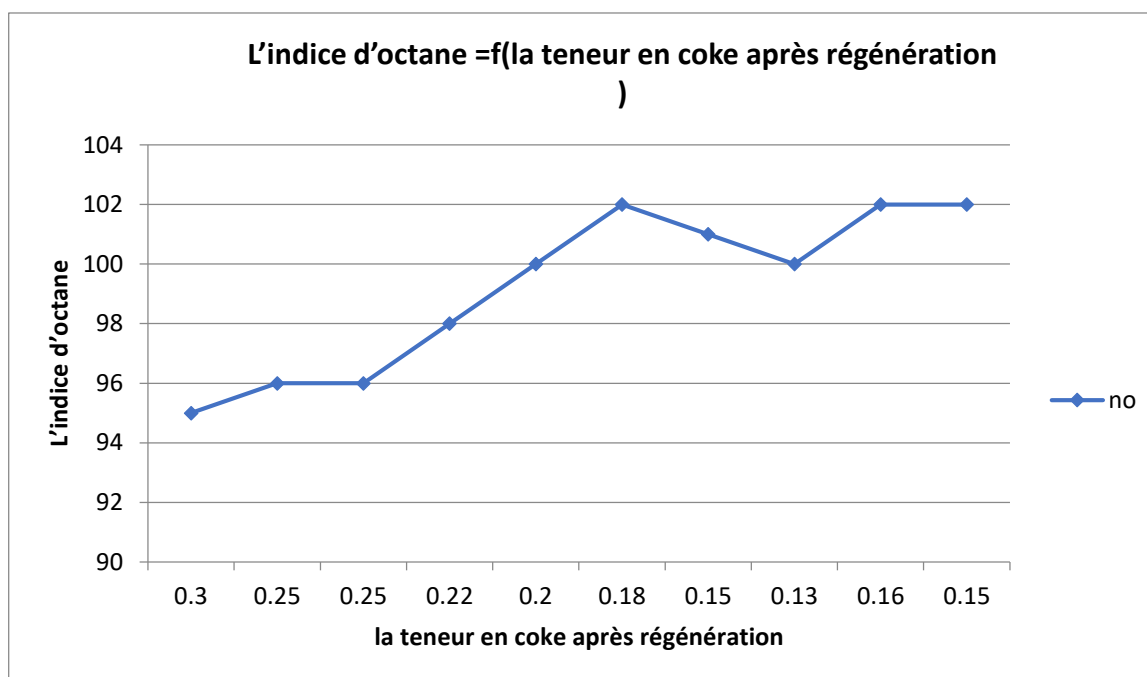


Figure 0-3: Variation d'indice d'octane en fonction de la teneur en coke après régénération

#### Interprétation

Ce graphe représente la variation d'indice d'octane en fonction de la teneur en coke après régénération.

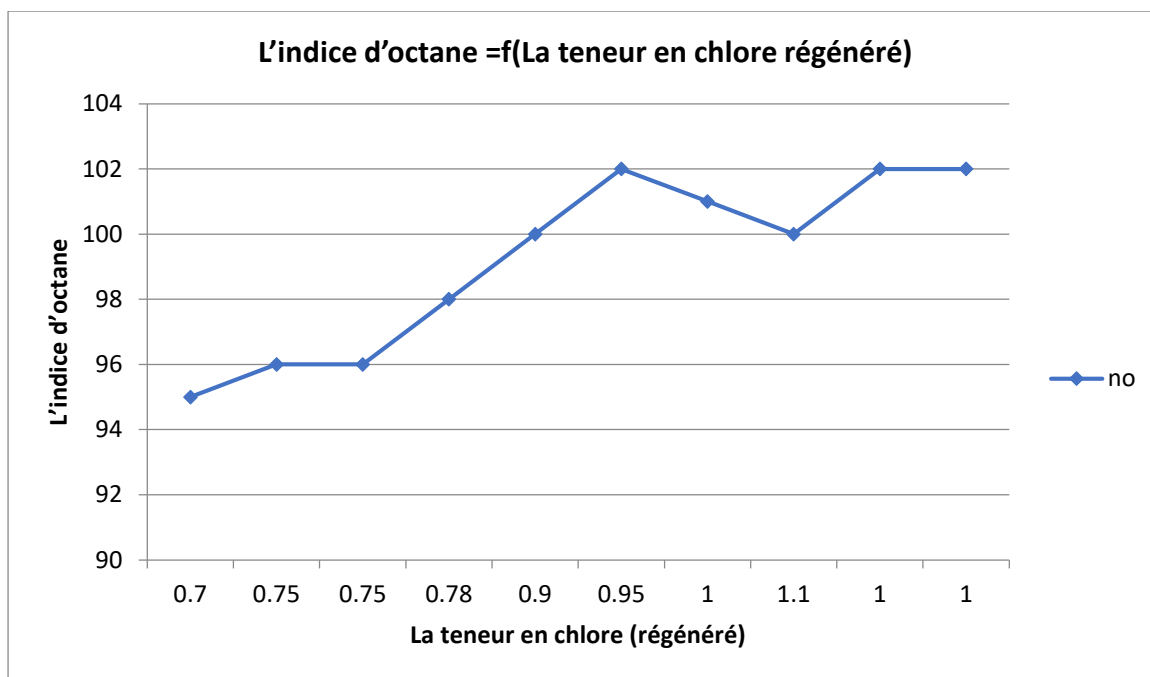
On remarque que l'indice d'octane augmente avec la diminution du taux de coke régénéré.

A titre d'exemple, de 0.3 à 0.2% l'indice d'octane est moins intense en raison d'une accumulation excessive de coke régénéré qui entraîne des problèmes d'obstruction et de diminution de l'activité catalytique.

Plus la teneur en coke régénéré est inférieure à 0.2%, on obtient des résultats optimales d'indice d'octane (102) ceci est due à la surface du catalyseur active qui est expliqué par l'augmentation du nombre des réactions dans la boucle réactionnelle.

#### IV. 1. 5 Effet du teneur en chlore (régénéré) sur L'indice d'octane

Effet du teneur en chlore(régénéré) sur l'indice d'octane est mentionné dans la figure IV.4.



**FigureVI-4:** Variation d'indice d'octane en fonction de la teneur en chlore après la régénération

### Interprétation

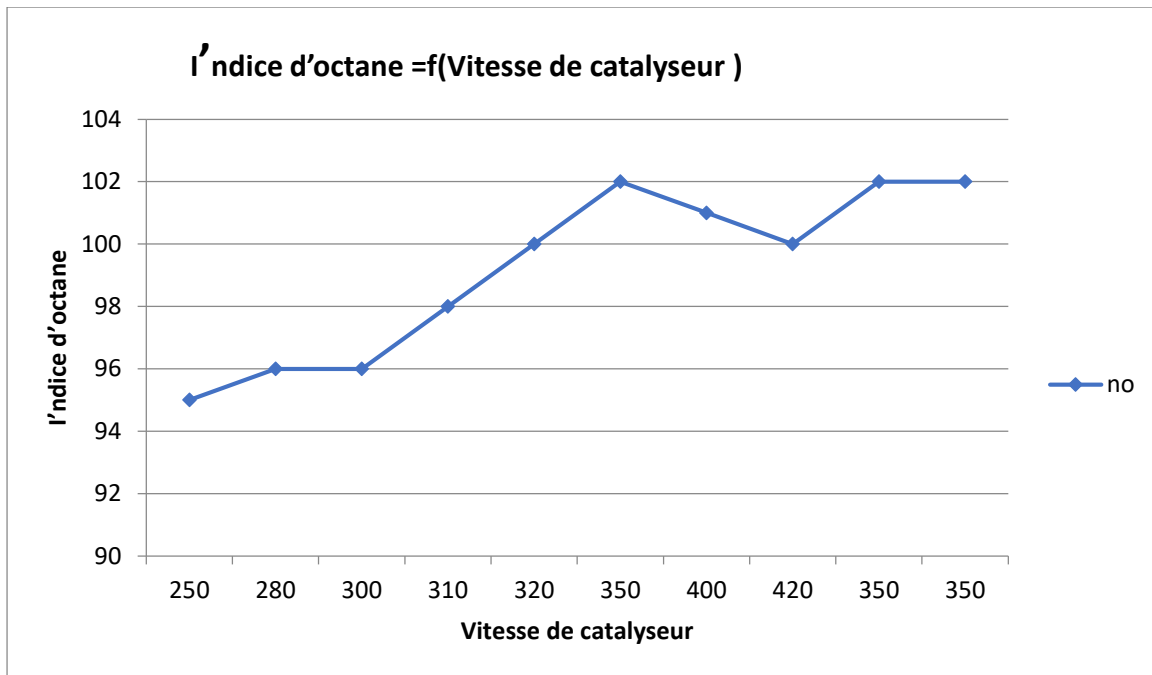
Le graphe montre la variation l'indice d'octane en fonction de la teneur en chlore régénéré.

On constate que l'indice d'octane augmente avec l'augmentation du taux de chlore régénéré car la fonction acide est active.

Sachant que la valeur caractéristique normale de la teneur en chlore est comprise entre 0.95 et 1.1%, ce qui montre que nos résultats relatifs à l'indice d'octane sont conformes.

#### IV. 1. 6 Effet du Vitesse de catalyseur sur L'indice d'octane

Effet du Vitesse de catalyseur sur l'indice d'octane est mentionné dans la figure IV.5.



**Figure 0-5: Variation d'indice d'octane en fonction de la vitesse du catalyseur**

### **Interprétation**

On remarque que plus la vitesse du catalyseur augmente, plus l'indice d'octane augmente.

A titre d'exemple, de 250 à 320 kg/h l'indice d'octane est inférieur à la norme (102) due au temps de séjour qui augmente aux faibles vitesses, ceci peut être expliqué par la diminution du nombre des réactions dans la boucle réactionnelle.

A la vitesse 350kg/h, les résultats d'indice d'octane sont optimales en raison du temps du séjour qui est parfait.

A la vitesse 400 kg/h jusqu'à 420 kg/h, l'indice d'octane diminue due au faible nombre de réaction en raison du cour temps de séjour.



## Conclusion Générale

Chaque paramètre impliqué dans le processus de régénération ou de catalyseur possède un intervalle optimal à ne pas dépasser afin d'assurer une régénération efficace ou d'obtenir les meilleures performances du catalyseur.

Une observation importante révèle que la présence de coke peut avoir un impact défavorable sur l'indice d'octane en favorisant des réactions indésirables et en réduisant la capacité du catalyseur à produire les produits souhaités. Par conséquent, il est essentiel de surveiller attentivement la formation de coke afin de préserver des produits à fort indice d'octane.

Lorsque la vitesse de réaction est élevée, cela ne favorise pas une augmentation de l'indice d'octane car les interactions nécessaires n'ont pas le temps de se produire. De même, lorsque la vitesse est trop faible, le coke continue de s'accumuler sur le catalyseur, entraînant ainsi la transition de l'unité vers un mode de combustion noire.

À la lumière des analyses effectuées, il est intéressant de noter que la quantité de coke est réduite lorsque la teneur en carbone est inférieure à 4% ou lorsque la vitesse de circulation du catalyseur est maintenue à 350 kg/h.

En conclusion, il est donc nécessaire d'ajuster le débit de circulation en fonction de l'accumulation de coke, afin de maintenir un fonctionnement optimal du processus de régénération ou de catalyseur. Cette approche permettra d'optimiser la qualité des produits obtenus et de prévenir les effets indésirables liés à la formation de coke.

## Références bibliographiques

- [1]:Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger.
- [2]: Manuel opératoire "heavy naphta catalytic reforming unité U520 2015".
- [3]:Documentaire de la raffinerie d'Alger , "foster wheeler".
- [4]: Manuel opératoire "Atmospheric distillation unit" 2015.
- [5]: Manuel opératoire de laboratoire 2019.
- [6]: Manuel opératoire "stockage" 2019.
- [7]: Manuel opératoire "utilité" 2019.
- [8]: Manuel d'exploitation "unité de traitement des effluents U850".
- [9]: Manuel opératoire " Resident fluid catalytic cracking unit U530" 2015.
- [10]: Manuel opératoire "Naphta hidrotreating unité U500" 2014.
- [11]: Manuel opératoire "light naphta isomirisation unité U510" 2015.
- [12]:G. Martino ,J.L. Frank,." activation and regeneration of catalytic-reforming" edition: Technic, Paris 1978.
- [13] Hsu Robinson "Handbook of Petroleum Technology"-Springer International, livre, Publishing, 2017.
- [14] BRUNELLE J.P. "Catalyst support and supported catalyst", livre, Butterworth Publishers, 1987.
- [15] NDHT-Octanizing Training Sonatrach Algiers Refinery, Edition : Axens solution, 2019.
- [16] Aouragu A., «Modélisation et optimisation du procédé de régénération du catalyseur CR 401 dans l'unité de reformage catalytique CCR 520 de la raffinerie RA1G, Université de Bouira, année 2020/2021.
- [17]Wuithier P., Le Prince, "Le Raffinage du Pétrole", livre, vol 3, procédés de Transformation, France, 1998.
- [18]D.B.X.M.Jean-Claude GUIBET, « Carburants », Encyclopædia Uni

# ANNEXES :

**Tableau 1: Analyse de coke noir par rapport la vitesse de catalyseur**

V (kg/h)	Teneur en coke (noire)
250	9
280	8
300	7
310	7
320	6
350	5
400	4
420	3,8
350	4,5
350	4

**Tableau 2: Analyse de la teneur en chlore après la régénération par rapport la teneur de coke noir**

Teneur en Coke(noir)	Teneur en chlore (Régénéré)
9	0,7
8	0,75
7	0,75
7	0,78
6	0,9
5	0,95
4	1
3,8	1,1
4,5	1

**Tableau 3: Analyse de l'indice d'octane par rapport la teneur en coke après la régénération.**

La teneur en coke (régénéré)	L'indice d'octane
0,3	95
0,25	96
0,25	96
0,22	98
0,2	100
0,18	102
0,15	101
0,13	100
0,16	102
0,15	102

**Tableau 4: Analyse de l'indice d'octane par rapport la teneur en chlore après la régénération.**

La teneur en chlore (régénéré)	L'indice d'octane
0,7	95
0,75	96
0,75	96
0,78	98
0,9	100
0,95	102
1	101
1,1	100
1	102
1	102

**Tableau 5: Analyse de l'indice d'octane par rapport la vitesse de catalyseur**

Vitesse de catalyseur (kg/h)	Indice d'octane
250	95
280	96
300	96
310	98
320	100
350	102
400	101
420	100
350	102
350	102