



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université 20 août 1955 -SKIKDA
Faculté de Technologie
Département de Pétrochimie



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière: Industries Pétrochimiques

Spécialité: Génie Pétrochimique

Thème:

**Suivi et analyse des paramètres de fonctionnement de
l'unité de reformage catalytique de la raffinerie de Skikda
(RA1K)**

Réalisé par:

- SAMAH Seyf eddine
- SEBAHA Adem mohamed

Encadré par:

Dr. Kherraf Sihem

Année Universitaire 2024/2025

Dédicace

Louange au bon Dieu, le seul, l'unique et le tout puissant

À ma très chère mère et père,

À mes frères

À mes sœurs

À mes oncles

À toute la famille SAMAH

À mes proches grands et petits

À tous mes amis

*À tous ceux qui ont participé de près ou de loin dans la réalisation de ce
travail*

Dédicace

Louange au bon Dieu, le seul, l'unique et le tout puissant

À ma très chère mère et père,

À mes frères

À mes sœurs

À mes oncles

À toute la famille SAMAH

À mes proches grands et petits

À tous mes amis

À tous ceux qui ont participé de près ou de loin dans la réalisation de ce travail

Remerciements

En premier lieu, nous remercions Allah, notre Créateur, pour nous avoir donné la chance d'étudier et la force nécessaire pour mener à bien ce travail.

Nous exprimons notre profonde gratitude à nos parents, pour leur soutien indéfectible, leur aide précieuse et leur encouragement constant tout au long de notre parcours.

Nous tenons à adresser nos remerciements les plus sincères et chaleureux à notre encadrante, Dr Sihem Kherraf, pour avoir accepté de diriger ce travail, pour ses précieux conseils, sa disponibilité et son encadrement rigoureux. Grâce à elle, ce travail a pu aboutir dans les meilleures conditions.

Nos remerciements s'adressent également aux membres du jury, qui nous font l'honneur d'évaluer notre travail.

Nous souhaitons également remercier l'ensemble de nos professeurs du département de Pétrochimie pour la qualité de leur enseignement et leur contribution à notre formation.

Enfin, nous remercions toutes les personnes qui, de près ou de loin, ont apporté leur aide, leur soutien ou leurs encouragements, contribuant ainsi à la réalisation de ce travail.

Résumé

Ce travail vise à suivre les paramètres clés du reformage catalytique afin d'évaluer la performance de l'unité de reformage catalytique RA1K de Skikda. Les résultats obtenus révèlent que la charge utilisée contient une proportion trop élevée de composés légers. De plus, le rapport hydrogène/hydrocarbure est insuffisant, ce qui favorise la formation de coke et accélère le vieillissement du catalyseur. Par ailleurs, la vitesse spatiale est réduite en raison de problèmes de refroidissement. Ces conditions conduisent à une accumulation de dépôts, une diminution de l'activité catalytique ainsi qu'à un indice d'octane inférieur aux attentes.

Mots clés : reformage catalytique, catalyseurs, performance catalytique, Indice d'octane.

Abstract

This work aims to monitor the key parameters of catalytic reforming in order to evaluate the performance of the RAIK catalytic reforming unit in Skikda. The results indicate that the feedstock used contains an excessively high proportion of light compounds. Moreover, the hydrogen/hydrocarbon ratio is insufficient, which promotes coke formation and accelerates catalyst aging. Additionally, the space velocity is reduced due to cooling issues. These conditions lead to deposit accumulation, a decline in catalytic activity, and an octane number lower than expected.

Keywords: catalytic reforming, catalysts, catalytic performance, octane number.

المخلص

يهدف هذا العمل إلى متابعة المعلمات الرئيسية لعملية الإصلاح التحفيزي من أجل تقييم أداء وحدة الإصلاح التحفيزي RA1K في سكيكدة. وقد أظهرت النتائج أن التغذية المستخدمة تحتوي على نسبة عالية جداً من المركبات الخفيفة. بالإضافة إلى ذلك، فإن نسبة الهيدروجين إلى الهيدروكربونات غير كافية، مما يعزز تكوّن الكوك ويُسرع من تقادم المحفز. كما أن السرعة منخفضة بسبب مشاكل في التبريد. تؤدي هذه الظروف إلى تراكم الرواسب، وانخفاض في النشاط التحفيزي، بالإضافة إلى رقم أوكتان أقل من التوقعات.

الكلمات المفتاحية: الإصلاح التحفيزي، المحفّزات، الأداء التحفيزي، رقم الأوكتان.

Liste de figures

Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda.....	2
Figure I.2 : Shéma simplifié de la raffinerie RA1K de skikda.....	5
Figure I.3 : Section de prétraitement.....	11
Figure I.4 : Section réactionnelle.....	14
Figure I.5 : Section de fractionnement.....	19
Figure I.6 : Section d'absorption.....	22
Figure II.1: Réactions chimiques du prétraitement.....	21
Figure II.2 : Exemple de déshydrogénation des naphtènes en aromatiques.....	22
Figure II.3: Exemple de déshydrocyclisation des paraffines en aromatiques.....	24
Figure II.4 : Exemple d'isomérisation des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes.....	25
Figure II.5 : Exemple d'isomérisation des paraffines en iso-paraffines.....	26
Figure II.6 : Exemple d'hydrocraquage des paraffines et des naphtènes.....	27
Figure II.7 : Exemple d'hydrogénolyse des paraffines.....	27
Figure II.8 : Schéma du procédé du reformage catalytique semi-régénératif.....	32
Figure II.9 : Schéma du procédé de reforming catalytique cyclique.....	33
Figure II.10 : Schéma du procédé de reforming catalytique régénératif (UOP).....	34
Figure III.1: Schéma simplifié du rôle d'un catalyseur.....	35
Figure III.2: Différentes étapes d'une réaction catalytique.....	37
Figure III.3 : Influence de la dispersion sur l'activité hydrogénante-déshydrogénante.....	39
Figure III.4 : Influence de l'ajout des promoteurs et chlore sur métal Pt.....	40
Figure III.5 : Influence du dépôt de coke sur l'activité déshydrogénante.....	40
Figure III.6 : Cycle d'activation – régénération.....	47
Figure VI.1: Suivi du point initial et point final ASTM de la charge.....	48
Figure VI.2: Suivi du rapport H ₂ /HC.....	50
Figure VI.3: Suivi de la vitesse spatiale.....	52

Figure VI.4 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R2.....	54
Figure VI.5: Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R3.....	55
Figure VI.6 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R4.....	55
Figure VI.7: Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R5.....	56
Figure VI.8 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R2...	57
Figure VI.9 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R3...	58
Figure VI.10 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R4..	58
Figure VI.11: Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R5...	59
Figure VI.12 : Suivi de la température WAIT.....	61
Figure VI.13 : Suivi du rapport Eau/Chlore de la fonction acide du catalyseur.....	63
Figure VI.14 : Suivi de la teneur en chlore du catalyseur.....	64
Figure VI.15 : Suivi de l'indice d'octane NO.....	65

Liste des tableaux

Tableau I.1: Les propriétés de la charge B/C.....	10
Tableau II.1: Densité des n-paraffines et des aromatiques (C7 et C8).....	23
Tableau II.2 : RON des n-paraffines et des aromatiques C7 et C8.....	23
Tableau II.3 : Densité des n-paraffines et des aromatiques (C7 et C8).....	24
Tableau II.4: RON des n-paraffines et des aromatiques C7 et C8.....	25
Tableau VI.1 : Suivi du point initial et point final de la distillation ASTM de la charge...	48
Tableau VI.2: Suivi du rapport H ₂ /HC.....	49
Tableau VI.3: Suivi de la vitesse spatiale.....	51
Tableau VI.4 : Suivi de la perte de charge le long des lits catalytiques.....	53
Tableau VI.5: Suivi de la chute de la température le long des lits catalytiques.....	57
Tableau VI.6 : Suivi de la température WAIT.....	61
Tableau VI.7: Suivi du rapport Eau/Chlore de la fonction acide (H ₂ O / HCl) et de la teneur en chlore sur le support du catalyseur (Cl / support).....	62
Tableau VI.8 : Suivi de l'indice d'octane NO.....	65

Liste des symboles et abréviations

H₂S : Sulfure d'hydrogène

NH₃ : Ammoniac

H₂O : Eau

HCl : Acide chlorhydrique

VVH : Vitesse volumique horaire

C₁,C₂,C₃,C₄ : Hydrocarbures légères

NO : Nombre d'octane

H₂/HC : Rapport hydrogène / hydrocarbure

Al₂O₃ : Alumine

SO_x : Oxyde de soufre

SO₂ : Dioxyde de soufre

H₂SO₄ : Acide sulfurique

Mo : Molybdène

W : Tungstène

Co : Cobalt

Ni : Nickel

HDS : Hydrodésulfuration

HDN : Hydrodésazotation

ex-situ : Régénération hors site

in-situ : Régénération sur site

DMDS : Diméthylsulfure

WAIT : Température moyenne pondérée des reacteurs

H₂O/HCL : Eau/chlore

CL/Cat : La teneur en chlore sur le support du catalyseur

PI : Point initiale

PF : Point finale

ASTM : American Standards of Technical Material

ΔT : Différences de température entre l'entrée et la sortie de chaque reacteur

TEP : Température d'entrée pondérée.

Sommaire

Introduction générale	1
-----------------------------	---

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de skikda

I.1 Introduction.....	2
I.2 La raffinerie de Skikda (RA1K).....	2
I.3 Principales installations et unités de la raffinerie de Skikda	3
I.3.1 Deux unités de distillation 10 et 11.....	3
I.3.2. Les unités de reforming catalytique (Unités 100 et 103).....	3
I.3.3. Unité d'extraction de benzène (Unité 200)	3
I.3.4 Unité de cristallisation de paraxylène (Unité 400).....	3
I.3.5 Unité de distillation sous vide la 70	3
I.3.6 Les unités de traitement de gaz (Unités 30, 31, et 104).....	3
I.3.7 Melexe (Unité 600).....	4
I.4 Unité de reformage catalytique	6
I.4.1 Section d'hydrotraitement du naphta	6
I.4.2 Section réactionnelle.....	10
I.4.3 Section de fractionnement	12
I.4.3.1 Système de stabilisateur des magnaformats (colonne 100-C-4)	13
I.4.3.2 Système de splitteur des magnaformats (colonne 100-C-5).....	14
I.4.3.3 Système de splitteur du toluène des magnaformats (colonne 100-C-6)	14
I.4.3.4 Système de splitteur de C4/C5 des magnaformats (colonne 100-C-7).....	15

I.4.4 Section d'absorption du gaz net de magnaforming	16
I.5 Conclusion	20

Chapitre II : Reformage catalytique

II.1 Introduction	20
II.2 Principe du procédé de reformage catalytique	20
II.2.1 Prétraitement du naphta dans le reformage catalytique.....	20
II.2.2 Réactions mise en jeu dans le reforming catalytique	21
II.2.2.1 Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques.....	22
II.2.2.2 Déshydrocyclisation des paraffines	23
II.2.2.3 Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes	24
II.2.2.4 Hdrocraquage et hydrogénolyse.....	26
II.2.2.5 Formation de coke	27
II.2.3 Impact des variables opératoires	28
II.2.3.1 Température	28
II.2.3.2 Pression.....	29
II.2.3.3 Vitesse spatiale.....	29
II.2.2.4 Rapport molaire H ₂ /HC.....	30
II.2.4 Types de procédés de reformage catalytique.....	31
II.3 Conclusion.....	33

Chapitre III : Les catalyseurs de reformage catalytique

III.1 Introduction.....	34
III.2 Définition	34

III.2.1 Différentes étapes d'une réaction catalytique.....	35
III.2.2 Le choix d'un catalyseur	36
III.2.3 Influence de la dispersion de platine sur l'activité hydrogène- déshydrogénante.....	37
III.2.4 Influence de l'ajout des promoteurs et chlore sur métal Pt	38
III.2.5 Influence du dépôt de coke sur l'activité déshydrogénante	39
III.2.6 Influence de l'hydrogène.....	40
III.3 Desactivation du catalyseur	40
III.3.1 Causes physiques	40
III.3.2 Empoisonnement par des impurités.....	40
III.3.2.1 Poisons permanents : les métaux	41
III.3.2.2 Poisons temporaires.....	41
III.3.3 Encrassement par cokage	41
III.4 Prétraitement de naphta	41
III.4.1 Les catalyseurs d'hydrotraitement.....	42
III.4.2 Support	42
III.5 Régénération des catalyseurs	43
III.5.1 Procédé de régénération.....	43
III.5.2 Etapes de la régénération	44
III.5.2.1 L'élimination du coke.....	44
III.5.2.2 Oxydation.....	44
III.5.2.3 La réduction.....	44
III.5.2.4 La sulfuration.....	45
III.6 Conclusion	46

Chapitre IV : Résultat et discussions

VI.1 Introduction.....	47
VI.2. Méthodologie de l'étude	47
VI.3. Suivi des paramètres de fonctionnement	47

VI.3.1. Point initial et point final de la distillation ASTM de la charge (PI / PF)	47
VI.3.2. Rapport hydrogène/hydrocarbure (H ₂ /HC)	49
VI.3.3. Vitesse spatiale	50
VI.3.4. Perte de charge le long du lit catalytique	52
VI.3.5. Chute de température le long du lit catalytique	55
VI.3.6. Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée -TEP-)	58
VI.3.7. Rapport Eau/Chlore de la fonction acide (H ₂ O / Cl) et teneur en chlore sur le support du catalyseur (Cl / Cat)	59
VI.3.8. Indice d'octane (NO)	62
VI.4. Conclusion	63

Introduction
générale

Introduction générale

L'activité principale des industries de raffinage pétrolier consiste à transformer le pétrole brut et le condensat issu des gisements de gaz naturel en une vaste gamme de produits raffinés, devenus indispensables au fonctionnement de la société moderne. Parmi ces produits figurent notamment les carburants (essence, kérosène, gasoil), les lubrifiants, ainsi que des matières premières de base pour la pétrochimie, telles que le benzène, le toluène et les xylènes, généralement regroupés sous l'appellation d'aromatiques.

Parmi les différentes opérations de transformation mises en œuvre dans les raffineries, le reformage catalytique occupe une place stratégique. Ce procédé vise essentiellement à améliorer la qualité des coupes pétrolières légères, en particulier le naphta, en augmentant leur indice d'octane. L'objectif est de produire des essences à haute performance, conformes aux exigences des moteurs modernes. Le reformage catalytique repose sur des réactions complexes telles que l'isomérisation des alcanes linéaires en alcanes ramifiés, et la déshydrogénation des cycloalcanes en composés aromatiques. L'ensemble de ces transformations s'effectue en présence de catalyseurs bifonctionnels, dont le rôle est déterminant pour assurer l'efficacité et la sélectivité du procédé.

L'objectif principal de ce travail est de suivre et analyser les paramètres de fonctionnement du procédé de reformage catalytique mis en œuvre au sein de la raffinerie de Skikda (RA1K), afin d'évaluer son état de fonctionnement et ses performances.

Ce mémoire est structuré en quatre chapitres, développant progressivement les différents aspects techniques et opérationnels du reformage catalytique, ainsi que son application pratique dans le contexte industriel de la raffinerie de Skikda :

- **Chapitre 1** : Présentation générale de la raffinerie de Skikda .
- **Chapitre 2** : Étude détaillée du procédé de reformage catalytique, de ses principes fondamentaux et de ses principales réactions chimiques.
- **Chapitre 3** : Description technique des catalyseurs utilisés dans le reformage, des étapes de prétraitement du naphta, ainsi que des mécanismes de désactivation et de régénération des catalyseurs.
- **Chapitre 4** : Analyse des résultats expérimentaux observés sur l'unité de reformage catalytique, suivie d'une discussion sur l'efficacité du procédé.

Chapitre I :
Présentation de la raffinerie de skikda

I.1 Introduction

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme le pétrole brut, en produits énergétiques et non énergétiques. Cette transformation s'effectue dans les raffineries qui sont des usines à feux continus, automatisées et très complexes qui se diversifient selon la gamme des produits fabriqués et la qualité des pétroles bruts comparée aux exigences du marché .

I.2 La raffinerie de Skikda (RA1K)

La raffinerie de Skikda (RA1K) a pour mission de transformer le pétrole brut de Hassi Messaoud en fractions pétrolières finies ou semi finies valorisables sur le marché intérieur ou extérieur. Elle a commencé avec une capacité de traitement de 15.000.000 t/an, et elle a été portée à 16.500.000 t/an après sa rénovation. La raffinerie de Skikda est considérée comme la plus grande raffinerie d'Afrique.

De même, elle traite le brut réduit importé avec une capacité de 277.000 t/an pour l'obtention des bitumes routier et oxydé.

La raffinerie de Skikda est située dans la zone industrielle à 7 km à l'est de Skikda et à 2 km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 256 hectares, et alimentée en brut algérien par l'unité de transport U.T.E de Skikda qui est une station intermédiaire de Hassi Messaoud.



Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie de Skikda.

I.3 Principales installations et unités de la raffinerie de Skikda

I.3.1 Deux unités de distillation 10 et 11

Connus sous le nom du topping, ces deux unités ont pour but traiter le pétrole brut et de le fractionner en plusieurs coupes pour obtenir des produits finis tel que le kérosène, le gasoil, le white spirite, et des produits semi finis servants comme charges pour les autres unités tel que le naphta pour les reformings, le GPL pour les unités du gaz plant et le résidu pour l'unité de sous vide.

1.3 2. Les unités de reforming catalytique (Unités 100 et 103)

Ces deux unités ont pour objectif de transformer le naphta B et le naphta C en essence à indice d'octane élevé et riche en aromatiques servant après fractionnement comme charge pour l'unité 200 (reformat léger) et l'unité 400 (mélange xylène).

I.3.3. Unité d'extraction de benzène (Unité 200)

Le but de cette unité est d'extraire à partir de l'essence reformée des aromatiques qui seront ensuite séparés en benzène et toluène pure et ça avec l'utilisation d'un solvant qui est le sulfolane.

I.3.4 Unité de cristallisation de paraxylène (Unité 400)

Elle a pour but de séparer le paraxylène des autres xylènes (ortho et méta) par le procédé de cristallisation, le paraxylène est vendu comme tel dans le marché extérieur alors que le reste de la charge est utilisé dans la composition de l'essence voiture.

I.3.4 Unité de distillation sous vide la 70

Elle a pour but de traiter 270000 T/An de brut réduit importé pour produire du bitume oxydé utilisé dans l'étanchéité, et le bitume routier.

I.3.5 Les unités de traitement de gaz (Unités 30, 31, et 104)

Ces unités sont conçues pour traiter le gaz pétrolier liquéfier (GPL) arrivé des unités de production

I.3.5 La centrale thermo électrique (CTE)

Elle a comme but de produire les différentes utilités utilisées par toutes les autres unités.

Ces utilités sont :

- L'eau de refroidissement.
- Les trois vapeurs (HS, MS, LS).
- L'azote, l'air comprimé, le Fuel gaz
- L'eau déminéralisée.

1.5.5. Melexe (Unité 600)

Son rôle est :

- Le stockage des produits et des charges des différentes unités.
- Le mélange de certains produits tels les gasoils.
- L'expédition des différents produits vers des dépôts de stockage.

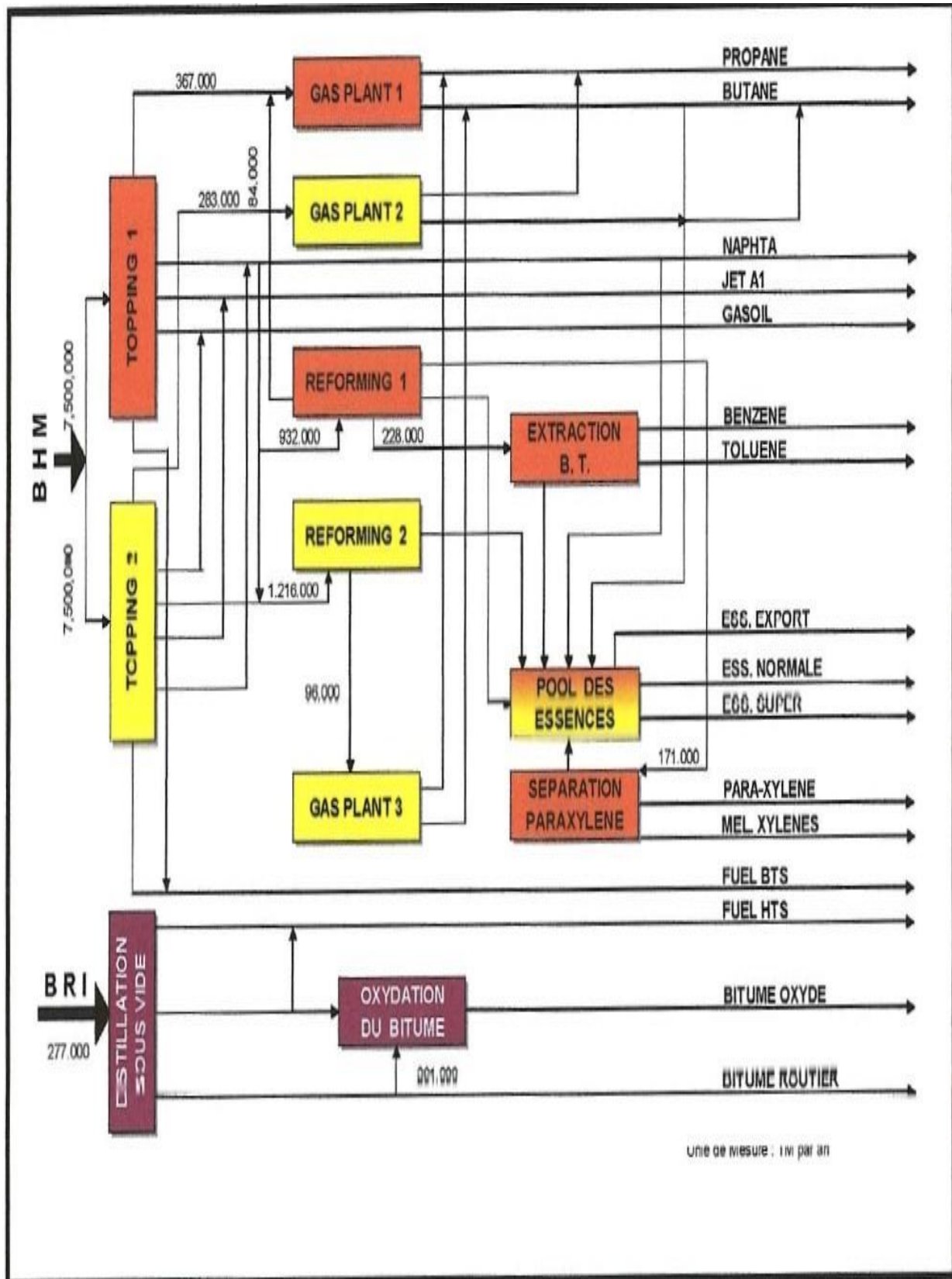


Figure I.2 : unités de la raffinerie de Skikda.

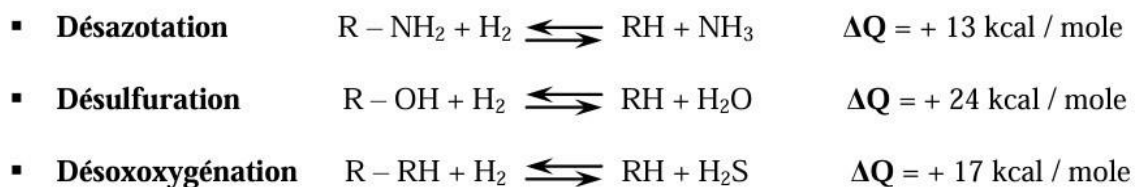
I.4 Unité de reformage catalytique

L'unité de magnaforming de la raffinerie de SKIKDA peut être divisée en quatre sections comme suit [12]:

- Section d'hydrotraitement du naphta.
- Section réactionnelle.
- Section de fractionnement.
- Section d'absorption du gaz net de magnaforming.

I.4.1 Section d'hydrotraitement du naphta

Le but de cette section est d'éliminer les impuretés contenues dans les différentes fractions pétrolières sous forme d'azote, oxygène, soufre en plus des métaux. Les impuretés représentent un poison temporaire ou permanent pour le catalyseur de magnaforming. En plus, elles sont nuisibles à la bonne qualité des produits obtenus pour des raisons de pollution et de corrosion. L'élimination de l'azote, oxygène et le soufre se fait par les réactions chimiques, telles que [12]:



La charge de cette unité (le naphta « B » provenant des réservoirs de stockage 600-S 20/21) alimente la section de prétraitement au moyen des pompes 100-P-2 A/B. Le flux de refoulement des pompes 100-P-2 A/B, avec le gaz de recyclage et le gaz d'appoint après le préchauffage dans les trains d'échange 100-E-1 A-D et le réchauffeur à combustion 100 F-1 arrive au réacteur 100-R-1.

Les effluents de réacteur sont refroidis dans les flux de retour avec la charge dans les trains d'échange 100-E-1 A-D, l'échangeur 100-E-2, les refroidisseur 100-E-3 A/B, et ensuite arrivent au séparateur 100-V-1.

A partir de la tête du séparateur 100-V-1, le gaz est aspiré par les compresseurs de

recyclage 100-K-2 A/B, tandis que l'excès de gaz est envoyé au collecteur de gaz combustible. A partir du fond, le produit liquide, après le préchauffage dans 100-E-2 et 100 E-21, va comme charge au strippeur 100-C-1, la chaleur d'appoint de la colonne de strippeur 100-C-1 est fournie par le rebouilleur de réchauffeur à combustion 100-F-2.

Les fractions légères et l' H_2S refroidis dans le refroidisseur à air 100-EA-1 et par la suite dans le refroidisseur à eau 100-E-4 arrivent à l'accumulateur de tête 100-V-2. A partir de la tête de 100-V-2, l' H_2S et les vapeurs sont déchargés au F.G, et le liquide condensé est envoyé par les pompes de reflux 100-P-3 A/B sous le contrôle de niveau à la tête du strippeur 100-C- 1.

Les produits de fond du strippeur qui constituent le naphta désulfuré après le transfert de la chaleur à la charge dans les flux de retour au strippeur 100-C-1 sont aspirés par les pompes de charge de magnaforming 100-MP-56 A/B à la section de magnaforming [12].

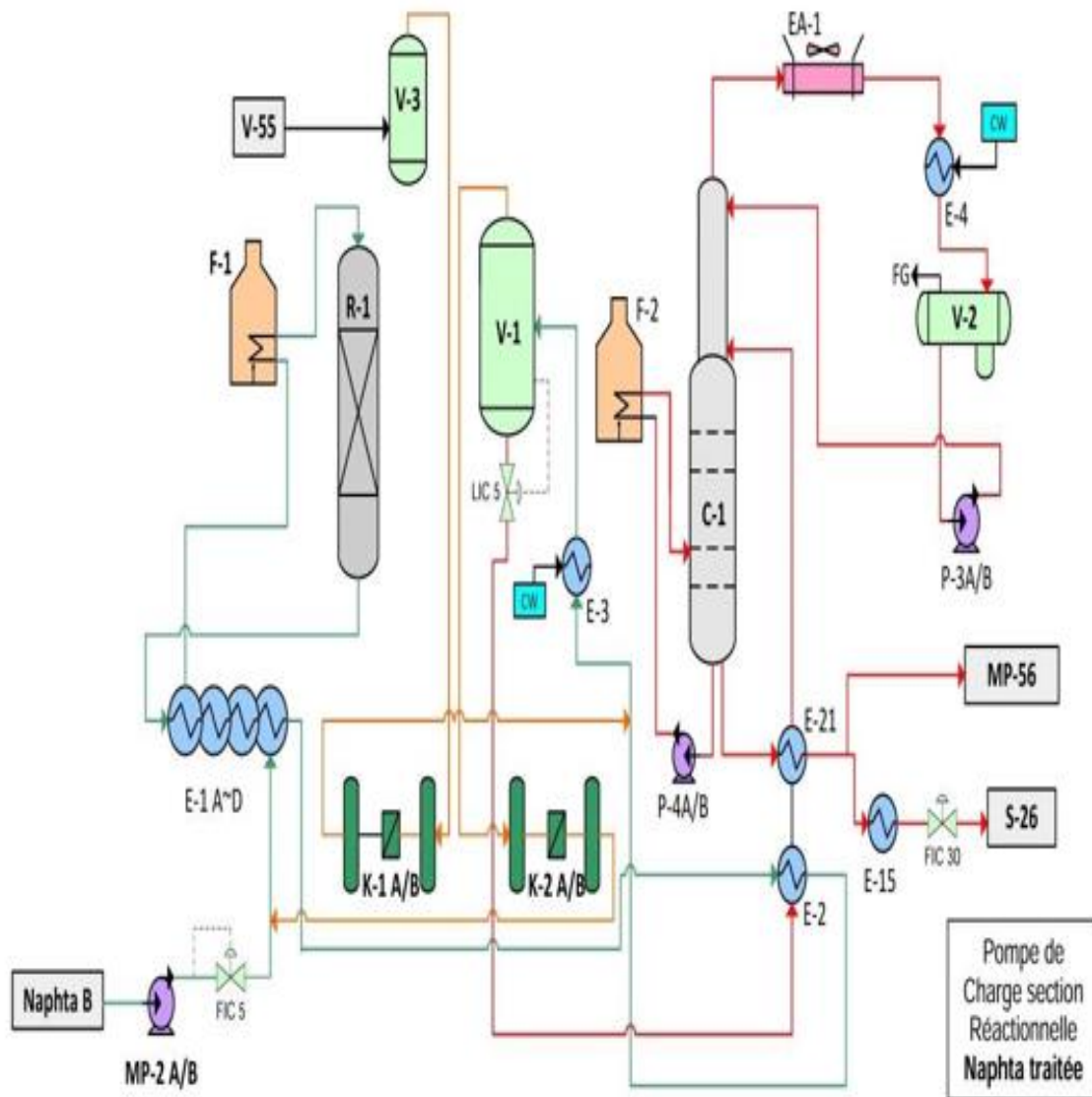


Figure I.3 : Section de prétraitement.

I.4.2 Section réactionnelle

L'unité de magnaforming emploie un procédé semi-régénératif de magnaforming catalytique à lit fixe qui utilise les 4 lits de réacteur fonctionnant avec un profil montant de la température d'entrée de réacteur. Les deux réacteurs d'avance (lead reactors) contiennent moins de catalyseur (hautes vitesses spatiales) que les deux réacteurs de retard (lag reactors) et demandent moins d'hydrogène (ratio H_2/HC plus bas) afin de promouvoir la déshydrogénation du naphta aux aromatiques. Les deux réacteurs de retard contiennent la plupart du catalyseur et demandent la plus haute teneur en hydrogène dans leur alimentation pour limiter les taux de cokéfaction du catalyseur à cause de basses vitesses spatiales. Les

températures d'entrée du réacteur de retard sont ajustée pour répondre à une teneur cible en aromatiques ou à l'indice d'octane dans le flux des réformât.

Le naphta est alimenté à l'unité à partir du strippeur hydrotraiteur du naphta 100-C-1 via les nouvelles pompes de charge 100-MP-56 A/B. L'alimentation des pompes de charge coule à travers les filtres 100-X-51 A/B et est alimentée à l'échangeur d'alimentation combinée 100-E-65. Les filtres enlèvent des particules/débris et évitent le bouchage des barres de pulvérisation de liquide dans le nouvel échangeur de Packinox. Les filtres fonctionnent avec l'un en service et l'autre en attente.

L'alimentation liquide et le gaz de recyclage sont alimentés indépendamment par l'échangeur d'alimentation combinée 100-E-65 (buses séparées). L'alimentation combinée part de l'échangeur, et entre dans le réchauffeur d'alimentation 100-F-4. Le réchauffeur d'alimentation augmente la température de l'alimentation combinée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-2, les effluents du réacteur 100-R-2 sont alimentés au 1er réchauffeur 100-F-5, où la température de sortie est augmentée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-3, les effluents du réacteur 100-R-3 sont ensuite mélangés avec le gaz de recyclage du refoulement de 1^{er} étage du compresseur de recyclage (100-TK-51) qui était réchauffé par 100-E-10 A/B, échangeur chaud I de gaz de recyclage/effluent de réacteur et 100-E-71 A/B, échangeur chaud II de gaz de recyclage/effluents de réacteur. Ensuite, le gaz mixte est alimenté au 2^{ème} réchauffeur 100-F6, ce 2^{ème} réchauffeur réchauffe le flux combiné jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-4.

Les effluent du réacteur 100-R-4 sont alimentés au 3^{ème} réchauffeur ou la température de sortie augmente jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-5. Les effluents du réacteur 100-R-5 sont utilisés pour réchauffer l'alimentation combinée et le gaz de recyclage qui alimente les réacteurs de retard 100-R-4 et 100-R-5, en deux flux séparés.

Les effluents du 100-R-5, après splitting au gaz de recyclage de la chaleur, sont alimentés à l'échangeur d'alimentation combinée de Packinox 100-E-65. Les effluents de Packinox sont combinés avec les effluents provenant des échangeurs des effluents de réacteur/gaz de recyclage et ils sont alimentés à l'aérocondenseur des effluents 100-EA-3.

Les effluents provenant de 100-EA-3 alimentent les condenseurs de réglage des effluents 100-E-12 A/B/C, en suite ils alimentent le séparateur des produits 100-V-5 où les flux liquides et

gazeux sont séparés. Toutes les vapeurs de 100-V-5 sont acheminées au nouveau compresseur à gaz de recyclage 100-TK-51, et le liquide est alimenté au stabilisateur. [12]

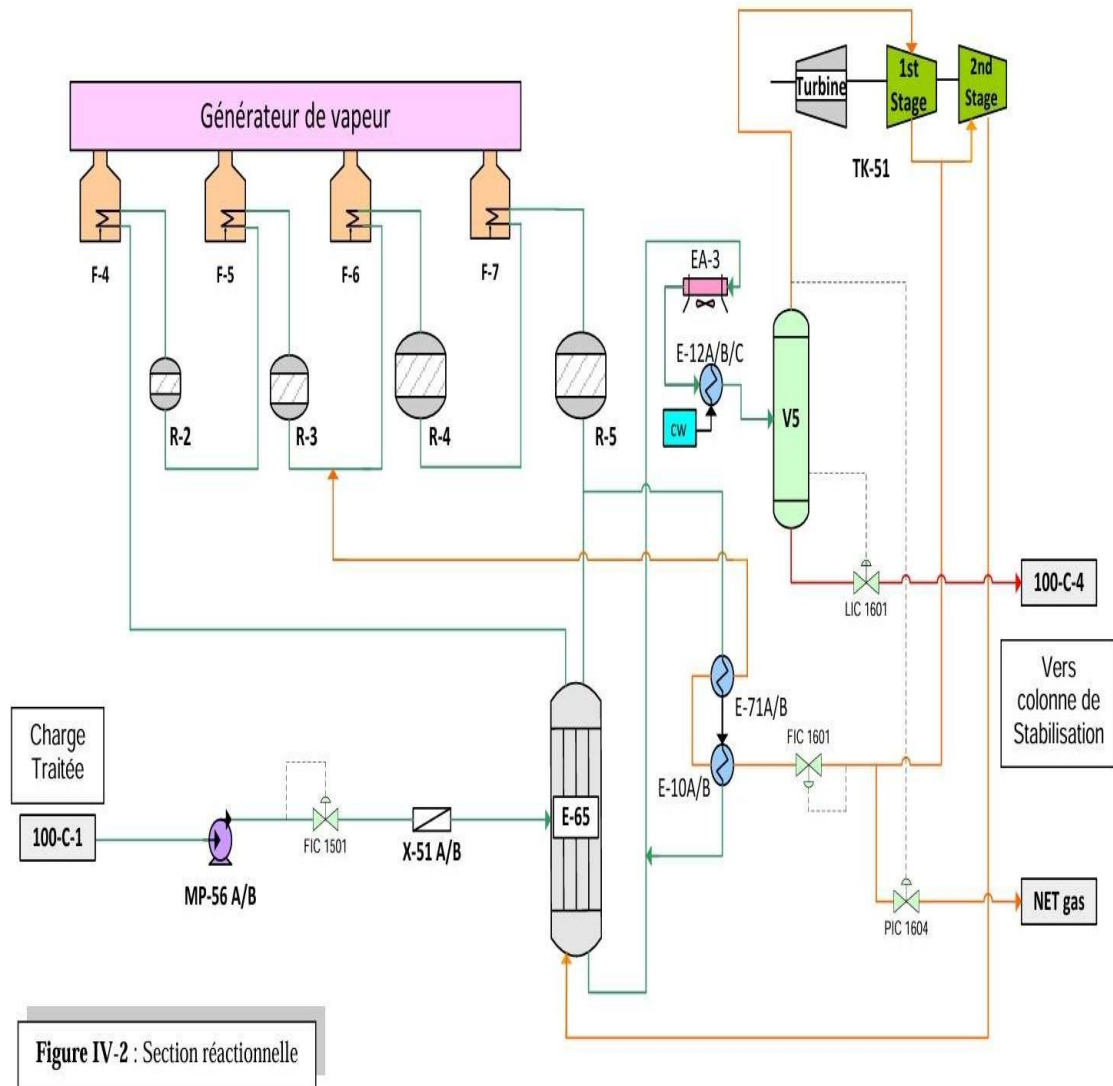


Figure IV-2 : Section réactionnelle

Figure I.4 : Section réactionnelle.

I.4.3 Section de fractionnement

La section de post-fractionnement de l'unité de magnaforming (unité 100) reçoit la charge d'alimentation principale du séparateur des produits 100-V-5 de la section de réaction de l'unité de magnaforming, les produits liquides de tête du débutaniseur 500-C-52 de l'unité d'isomérisation (unité 500), et les produits liquides de fond du débutaniseur 103-C-31 de l'unité 103 sont connectés au linge d'entrée de 100-C-4 en cas d'arrêt de la section de splitteur des plateformes. Ces lignes sont normalement hors-service (aucun flux).

L'objectif de la section de post-fractionnement des magnaformats est de diviser les produits liquides de 100-V-5 (magnaformat) en coupe GPL, coupe C5, coupe C6, coupe C7 et coupe C8 +, respectivement. La coupe C6 sera acheminée vers l'unité de récupération des aromatiques (unité 200) comme charge d'alimentation aux fins de récupération des produits du benzène et du toluène à haute pureté. La coupe C8 + sera acheminée vers l'unité de récupération du para-xylène (unité 400) comme charge d'alimentation afin de produire des produits du para-xylène à haute pureté.

La coupe GPL, la coupe C5 et la coupe C7 sont acheminées à la limite de batterie comme des produits finaux. Les produits de vapeur de 100-C-53 (gaz net de magnaforming) sont également purifiés dans la section de post-fractionnement. Le gaz net purifié est principalement envoyé à l'unité HPU comme charge d'alimentation pour la génération des produits d'hydrogène à haute pureté. Le gaz net purifié à son tour est acheminé à l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU) pour l'hydrotraitement du naphta de distillation directe [12].

I.4.3.1 Système de stabilisateur des magnaformats (colonne 100-C-4)

L'objectif du stabilisateur des magnaformats 100-C-4 est de séparer la coupe C5 des magnaformats, pour minimiser la coupe C5- et maximiser la récupération du benzène dans les produits de fond. Le benzène dans le produit de tête net doit être minimisé.

Le stabilisateur des magnaformats 100-C-4 contient 39 plateaux de type de valve. L'alimentation à la colonne combine les magnaformats de 100-V-5, le liquide du séparateur du gaz net de magnaforming 100-V-54, le liquide du séparateur du gaz net traité 100-V-55 et les produits liquides de tête du strippeur d'huile riche 100-C-3. Après le pré réchauffement dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-70, l'alimentation combinée entre dans la colonne au plateau #20 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de stabilisateur des magnaformats 100-E-72. La vapeur à MP est utilisée comme moyen de réchauffage pour donner le rendement exigé. Les vapeurs de tête de la colonne entrent dans le condenseur à air 100-EA-54 suivi d'un refroidisseur de réglage 100-E-59 au moyen d'eau.

Les non-condensables sont séparés du liquide dans le récepteur 100-V-6, et le liquide de 100-V-6 est pompé, au moyen des pompes de reflux 100-MP-63 A/B, en arrière à 100-C-4 comme

reflux, et au splitteur de C4/C5 des magnaformats comme produit de tête net.

Les résidus nets de 100-C-4 sont refroidis dans l'échangeur d'alimentation/résidu 100 E-70 et envoyés au splitteur des magnaformats 100-C-5 pour le traitement ultérieur [12].

I.4.3.2 Système de splitteur des magnaformats (colonne 100-C-5)

L'objectif du splitteur des magnaformats 100-C-5 est de séparer la coupe C6 de l'alimentation, pour maximiser la récupération du benzène dans le produit liquide de tête net. Le benzène dans le produit de fond doit être minimisé.

Le splitteur des magnaformats 100-C-5 a 37 plateaux de type de valve installés et un plateau de cheminée de fond. L'alimentation (produit de fond net du 100-C-4) entre dans la colonne au plateau 15 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de splitteur des magnaformats 100-F-9. Les vapeurs de tête de la colonne sont complètement condensées dans le condenseur à air 100-EA-5. La température des condensats contrôle la vitesse variable pour 50% de moteur des ventilateurs de 100-EA-5. Les condensats entrent dans le récepteur 100 V-11. Le liquide de 100-V-11 est pompé au moyen des pompes de reflux 100-MP-62 A/B en arrière à 100-C-5 comme reflux, et comme produit de tête net au refroidisseur de la coupe C6 des magnaformats 100-E-73, ou il est refroidi au moyen d'eau de refroidissement puis déchargé au réservoir S-32 à OSBL (à l'extérieur de la limite de batterie) comme alimentation à l'unité de récupération des aromatique (unité 200). Les résidus nets sont envoyés au splitteur du toluène des magnaformats 100-C-6 pour le traitement ultérieur.

I.4.3 Système de splitteur du toluène des magnaformats (colonne 100-C-6)

L'objectif du splitteur du toluène 100-C-6 est de séparer la coupe C7 de l'alimentation pour maximiser la récupération du toluène dans le produit liquide de tête net et la récupération du xylène mixte dans le produit de fond soit maximisée. Le splitteur du toluène 100-C-6 contient 49 plateaux de type de valve et un plateau de cheminée de fond. L'alimentation (produit net de 100-C-5) entre dans la colonne au plateau 33 sous opération normale. La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de splitteur du toluène 100-F-10.

Les vapeurs de tête de la colonne sont complètement condensées dans le condenseur à air 100-EA-6, la température des condensations contrôle la vitesse variable pour 50% de moteurs de

ventilateurs de 100-EA-6.

Les condensats entrent dans le récepteur 100-V-12, le liquide de 100-V-12 est pompé au moyen des pompes de reflux 100-MP-58 A/B en arrière à 100-C-6 comme reflux, et comme produit de tête net au refroidisseur de la coupe du toluène des magnaformats 100-E-74, ou il est refroidi au moyen d'eau de refroidissement puis déchargé aux réservoirs de stockage 600 S-30/30 et 600-S-18/19 à OSBL.

Le résidu net (coupe de C8 + des magnaformat) est envoyé au réservoir d'alimentation 600-S- 232 de l'unité de récupération du para-xylène (unité 400), après refroidissement jusqu'à la température ambiante dans le refroidisseur à air 100-EA-7, et le refroidisseur à eau 100-E-75. Un analyseur en ligne est installé sur la ligne de run-down (réseau entre l'unité de fabrication et le réservoir de recette) de la coupe C8 + pour surveiller la concentration du toluène. [12]

I.4.3 Système de splitteur de C4/C5 des magnaformats (colonne 100-C-7)

L'objectif du splitteur de C4/C5 des magnaformats 100-C-7 est de séparer la coupe C4 (GPL) du produit liquide de tête net du stabilisateur des magnaformats 100-C-4, pour minimiser la coupe C4 (GPL) dans le fond et maximiser la récupération de C5 dans le produit de fond. La coupe C5 dans le produit de tête net doit être minimisée.

Le splitteur de C4/C5 des magnaformats (100-C-7) contient 34 plateaux de type de valve, il y a deux différents emplacements d'alimentation disponibles pour adapter aux différentes compositions d'alimentation, au plateau 26 et au plateau 28 respectivement.

L'alimentation de la colonne est le produit liquide de tête net du stabilisateur des magnaformats 100-C-4. Après le préchauffage dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E 77, l'alimentation entre dans la colonne au plateau 26 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur 100-E-61 de splitteur de C4/C5 des magnaformats. Une chicane à l'intérieur du rebouilleur sépare le liquide de fond du produit de fond net. La vapeur à MP est employée comme moyen de réchauffage pour donner le rendement nécessaire à la colonne.

Les vapeurs de tête de la colonne entrent dans le condenseur à air 100-EA-8 et en suite dans le condenseur de réglage 100-E-60. Le condensat est collecté dans le récepteur de tête 100-V-

15, où les non-condensables sont séparés du liquide dans le récepteur, et le liquide est pompé au moyen des pompes de reflux 100-MP-74 A/B en arrière à 100-C-7 comme reflux, et à 30-V-1 et 104-V-3 comme charge d'alimentation de la coupe de GPL.

Le flux de reflux est sous contrôle automatique local, et le produit de tête net est contrôlé par la boucle de contrôle de niveau du récepteur 100-V-15.

Le produit de fond net part du rebouilleur 100-E-61 sous le contrôle de niveau du rebouilleur, puis il est refroidi dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-77 et le refroidisseur à eau de la coupe C5 100-E-78 et envoyé aux réservoirs de stockage 600-S-27/28 de la coupe C5 à l'unité d'isomérisation [12].

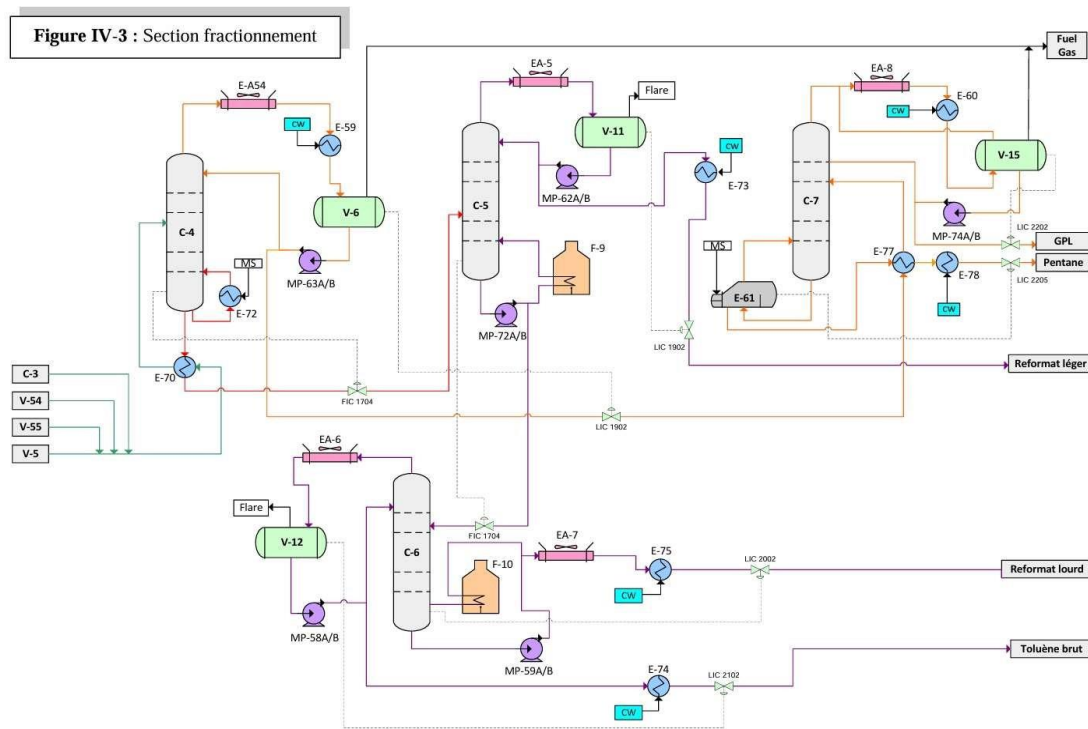


Figure I.5 : Section de fractionnement.

I.4.4 Section d'absorption du gaz net de magnaforming

Dans la section de réaction de magnaforming, le produit gazeux de 100-V-5 est envoyé au compresseur à gaz de recyclage de magnaforming 100-TK-51. Le gaz net de magnaforming est pris du refoulement du 1^{er} étage de 100-TK-51 sous le contrôle de pression (100-PV-1604)

et envoyé au système d'absorption du gaz net dans la section de post fractionnement pour purification.

L'objectif du système d'absorption du gaz net est de récupérer les hydrocarbures autant que possible du gaz net, ainsi que pour générer une charge d'alimentation plus pure pour l'unité HPU (unité 900) en termes de concentration d'hydrogène. Un flux d'huile pauvre est utilisé comme solvant pour extraire des hydrocarbures plus lourds du gaz net. Le gaz net du refoulement du 1^{er} étage de 100-TK-51 est à température relativement élevée que celle ambiante, c'est pour cela qu'il est refroidi d'abord dans le refroidisseur à eau du gaz net 100-E-63, ensuite envoyé au séparateur du gaz net des magnaformats 100-V-54. Un tamis est installé au sommet de 100-V-54 pour démonter tout liquide entraîné éventuellement dans le flux de gaz.

Le condensat du 100-V-54 est envoyé à l'entrée de 100-C-4 pour récupération supplémentaire, et le flux de gaz de 100-V-54 est envoyé à la partie de fond de l'absorbeur du gaz net de magnaforming 100-C-53. Il s'agit d'une colonne de 25 plateaux de type de valve. Le solvant pauvre est fourni au sommet de la colonne et le flux de gaz net entre dans la colonne au fond. L'huile pauvre absorbe les hydrocarbures les plus lourds jusqu'à la limite de la solubilité relative sous la pression et la température de traitement.

Le gaz net traité provenant du sommet de 100-C-53 sera probablement réchauffé un peu à cause de l'émission de la chaleur d'absorption. Pour assurer la concentration d'hydrogène dans le gaz net traité, ce dernier est refroidie à nouveau dans le refroidisseur à eau du gaz net traité 100-E-64 puis envoyé au séparateur du gaz net traité 100-V-55. Un tamis contre les entraînements est installé au sommet de 100-V-55 pour démonter tout liquide entraîné éventuellement dans le flux de gaz.

Le condensat du 100-V-55 est envoyé à 100-C-4 pour récupération supplémentaire sous contrôle de niveau de 100-V-55 (100-LV-2304), et le gaz net traité (purifié) est envoyé à OSBL sous le contrôle de contre-pression.

La plupart du gaz net purifié est envoyé à l'unité HPU (unité 900) pour produire des produits d'hydrogène à haute pureté. Une partie de ce gaz est acheminé au collecteur de gaz combustible ou à 100-V-3 dans l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU) pour l'hydrotraitement du naphta de distillation directe.

L'huile riche (huile pauvre avec l'hydrocarbure absorbé du gaz net) est collectée au fond de 100-C-53, et envoyée au strippeur d'huile riche 100-C-3 sous contrôle de niveau (100-LV 2306). Avant d'arriver à 100-C-3, elle est combinée avec l'huile pauvre

d'appoint au refoulement des pompes d'appoint d'huile pauvre 100-MP-69 A/B.

L'huile pauvre d'appoint est un sillage retiré des produits de coupe latérale refroidie des splitteurs du xylène 400-C-51 A/B de l'unité de récupération du paraxylène (unité 400). Elle est pompée au moyen de 100-MP-69 A/B, le taux d'huile pauvre d'appoint est sous contrôle de flux (100-FV-2306) au refoulement de 100-MP-69 A/B.

L'objectif du strippeur d'huile riche 100-C-3 est de séparer les hydrocarbures absorbés de l'huile riche et de générer de l'huile pauvre, qui est recyclé en arrière à la partie supérieure de 100-C-53, et cela pour établir le débit équilibré entre 100-C-53 et 100-C-3 avec ajustement de taux d'appoint d'huile pauvre. Normalement, cela est réalisé à travers la stabilisation du flux de fond net de 100-C-3.

Le strippeur d'huile riche 100-C-3 est une colonne avec 24 plateaux de type de valve, l'alimentation de cette colonne est l'huile riche combinée de l'absorbeur du gaz net 100-C-53. Après le préchauffage dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-5, l'alimentation entre dans la colonne au plateau 10 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de strippeur d'huile riche 100-F-3. Les vapeurs de tête de la colonne sont partiellement condensées dans le condenseur à air 100-EA-2 et ensuite dans le condenseur à eau 100-E-62.

Les non-condensables se séparent du liquide dans le récepteur de tête 100-V-4, et le liquide de 100-V-4 est pompé au moyen des pompes de reflux 100-MP-70 A/B en arrière à 100-C-3 comme reflux, et comme produit de tête net à 100-C-4 pour récupération supplémentaire. Le flux de reflux est sous contrôle automatique local, et le produit de tête net est contrôlé par la boucle de contrôle de niveau de 100-V-4. Le produit de fond net est envoyée à 100-C-53 comme huile pauvre, après refroidissement jusqu'à la température ambiante dans l'échangeur d'alimentation/fond 100-E-5 et ensuite dans le refroidisseur à eau 100-E-69 A/B [12].

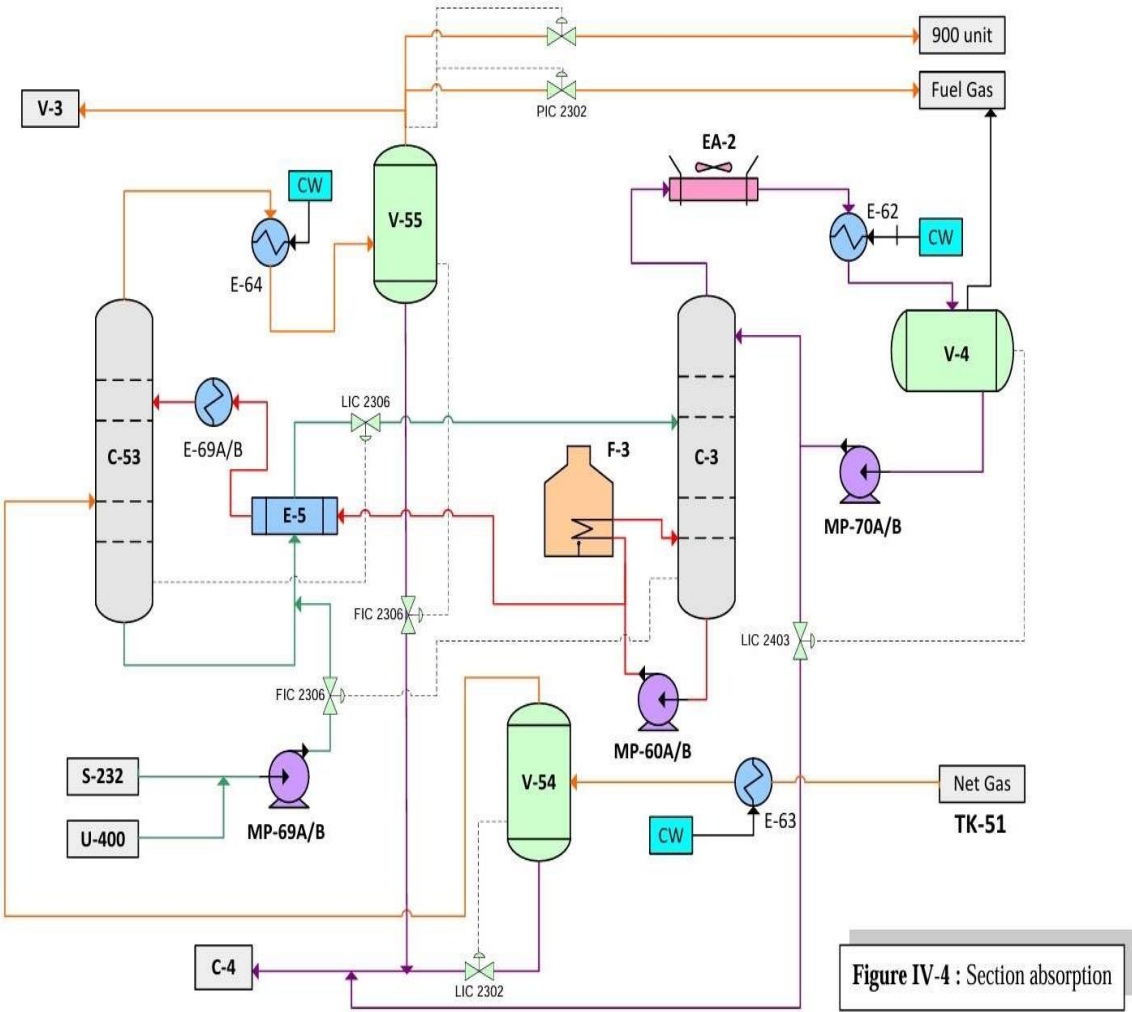


Figure I.6 : Section d'absorption.

Chapitre II :
Reformage catalytique

II.1 Introduction

Le reformage catalytique est un procédé chimique employé pour convertir les produits naphthas ayant un bas indice d'octane en produits à haut indice d'octane appelés reformats (essence). Pratiquement, le processus réarrange ou restructure les molécules d'hydrocarbures dans la matière de base (naphta) ou casse certaines molécules en molécules plus petites. Le résultat est que le reformat contient des hydrocarbures avec des formes moléculaires plus complexes et des indices d'octane plus élevés que les hydrocarbures de la matière de base. Ce processus produit de grandes quantités de gaz d'hydrogène, qui sont utilisées dans d'autres étapes du raffinage du pétrole. Il y a également production de méthane, d'éthane, de propane, de butanes, de toluène, de xylène et de pentane.

II.2 Principe du procédé de reformage catalytique

Le but du procédé est la transformation de coupes pétrolières à faible indice d'octane (40-60), issues de la distillation (naphta), dont le point initial est de 65 °C et le point final de 180 °C, en carburants à haut indice d'octane (95-100). Les charges traitées sont des mélanges d'hydrocarbures (paraffines, naphènes et aromatiques) contenant de 6 à 11 atomes de carbone, principalement des C7, C8 et C9 [1].

II.2.1 Prétraitement du naphta dans le reformage catalytique

Le naphta brut, issu de la distillation du pétrole, contient généralement diverses impuretés telles que des composés soufrés, azotés, métalliques, ainsi que des hydrocarbures légers indésirables. Ces impuretés peuvent provoquer un empoisonnement rapide du catalyseur, entraînant une baisse significative des performances du procédé de reformage catalytique.

Le prétraitement du naphta vise à éliminer ces contaminants à travers plusieurs réactions chimiques clés [2] :

- Conversion des composés organiques soufrés en sulfure d'hydrogène (H_2S) ;
- Conversion des composés organiques azotés en ammoniac (NH_3) ;
- Conversion des composés organiques oxygénés en eau (H_2O) ;
- Conversion des halogénures organiques en halogénures d'hydrogène (ex. : HCl) ;

- Élimination des composés organométalliques.

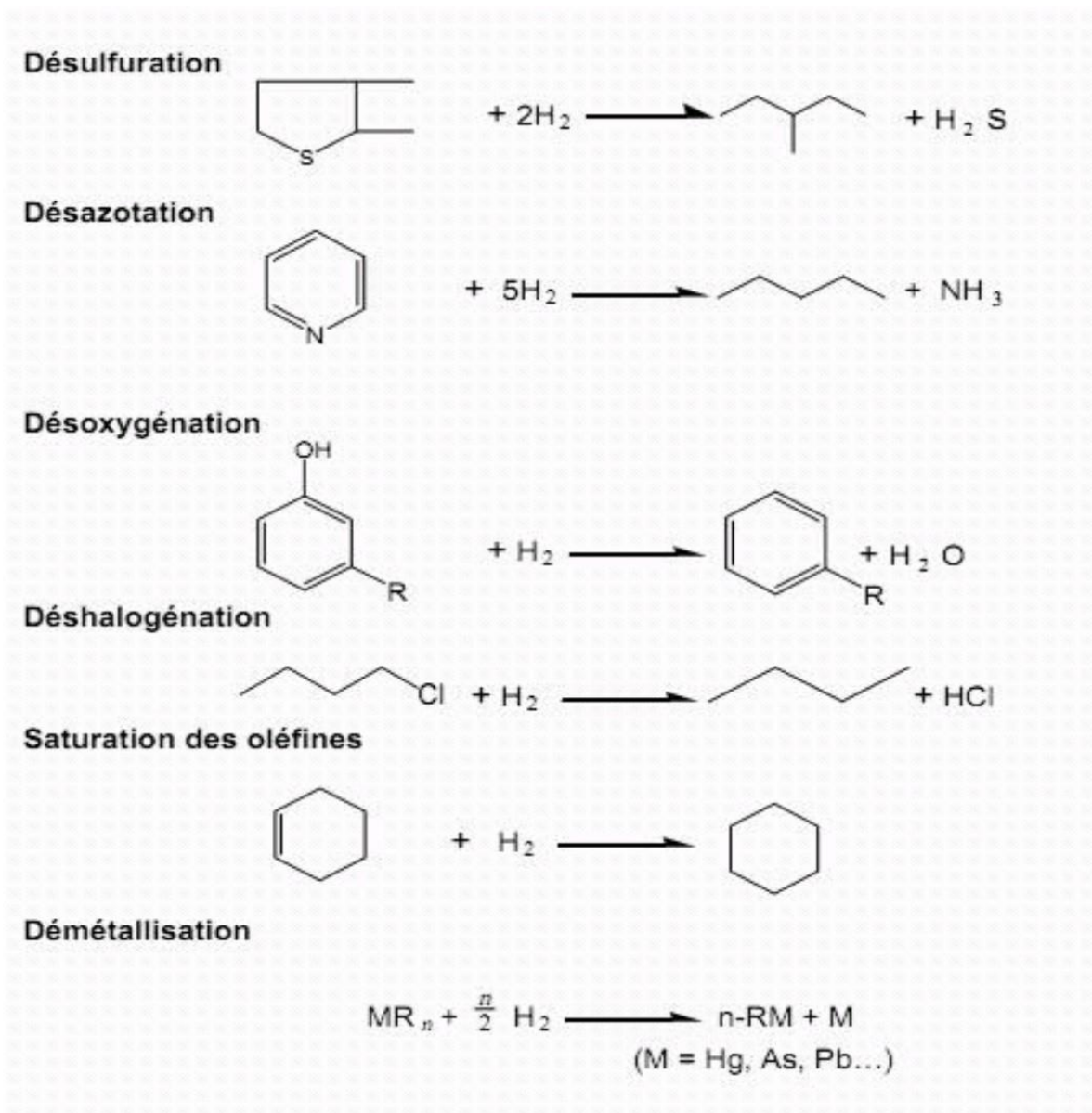


Figure II.11: Réactions chimiques du prétraitement [2].

II.2.2 Réactions mise en jeu dans le reforming catalytique

Les transformations chimiques sont nombreuses et complexes [3] :

- Déshydrogénation des naphtés ;
- Déshydrocyclisation des paraffines ;
- Isomérisation des paraffines et des naphtés cyclopentaniques ;

- Hydrocraquage des paraffines et des naphènes ;
- Formation de coke.

II.2.2.1 Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques

Cette réaction est très endothermique ($\Delta H = 210$ kJ/mol) et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles; elle est donc favorisée par une élévation de la température et une diminution de la pression [4].

La vitesse de la réaction diminue avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone de la charge, mais demeure nettement plus élevée que celle des autres réactions [4]. Il s'agit de la réaction la plus rapide parmi toutes les réactions de reformage, dépassant les autres de 10 à 100 fois [5]. L'énergie d'activation de la déshydrogénation des naphènes est de +20 kcal/mol [6].

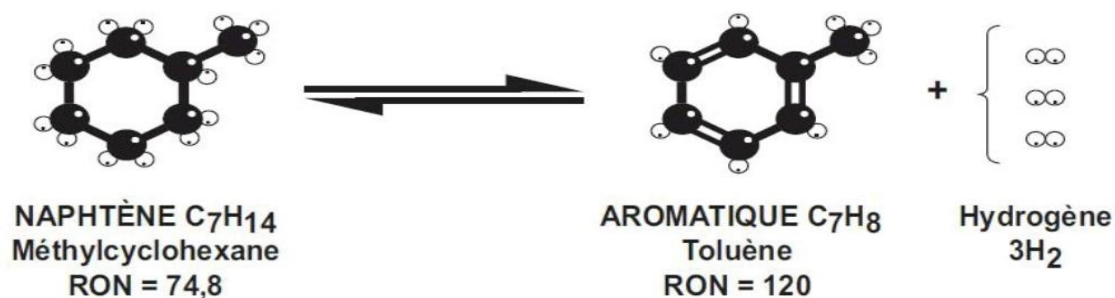


Figure II.2 : Exemple de déshydrogénation des naphènes en aromatiques [3].

D'un point de vue technologique, la déshydrogénation des naphènes entraîne :

- Une augmentation de la densité, et par conséquent, une diminution du volume (Tableau II.1).

Tableau II.1: Densité des n-paraffines et des aromatiques (C7 et C8).

Densité	C ₇	C ₈
Naphtènes cycle C ₆	0,774	0,785 - 0,792
Aromatiques	0,872	0,865 - 0,884

- Un fort gain d'octane, dû à la formation d'aromatiques à haut indice d'octane.

Tableau II.2 : RON des n-paraffines et des aromatiques C7 et C8.

RON	C ₇	C ₈
Naphtènes cycle C ₆	74,8	67 - 72
Aromatiques	120	116 - 118

➤ **Contraintes opérationnelles liées à la réaction [3] :**

- Température de fonctionnement élevée ;
- Besoin de plusieurs fours et réacteurs ;
- Apport énergétique important ;
- Premier réacteur de petite taille en raison de la rapidité de la réaction.

II.2.2.2 Déshydrocyclisation des paraffines

La déshydrocyclisation des paraffines est encore plus endothermique ($\Delta H = 250$ kJ/mol) que la déshydrogénation des naphtènes et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par une température plus élevée et une pression plus basse. Cinétiquement, elle est beaucoup plus lente et, en raison de sa faible vitesse, ne devient significative que si les conditions adoptées sont sévères (température élevée et basse pression) [4].



Figure II.3: Exemple de déshydrocyclisation des paraffines en aromatiques [3].

Du point de vue procédural [3], la déshydrocyclisation des paraffines entraîne :

- une augmentation de la densité liée à la formation d’aromatiques, entraînant par conséquent une diminution du rendement volumique (Tableau II.3);

Tableau II.3 : Densité des n-paraffines et des aromatiques (C7 et C8).

Densité	C ₇	C ₈
n-paraffines	0,688	0,707
Aromatiques	0,871	0,865 - 0,884

Un très fort gain d’octane dû à la formation d’aromatiques à haut indice d’octane ;

Tableau II.4: RON des n-paraffines et des aromatiques C7 et C8.

RON	C ₇	C ₈
n-paraffines	0	<0
Aromatiques	120	116 - 118

- Une production importante d'hydrogène, toutefois limitée par la vitesse de la réaction.

➤ **Contraintes et implications de la réaction [3] :**

- Température élevée requise ;
- La réaction [P → A] se déroule dans les réacteurs R2, R3 et R4 ;
- Nécessité de répartir la quantité de catalyseur entre plusieurs réacteurs (X réacteurs).

II.2.2.3 Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes

La réaction d'isomérisation est faiblement exothermique. Elle est très rapide dans les conditions usuelles de fonctionnement. De ce fait, elle est peu sensible aux variations de température et insensible à la pression, mais elle est inhibée par les composés aromatiques formés lors de la réaction globale de reformage [4].



Figure II.4 : Exemple d'isomérisation des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes [5].



Figure II.5 : Exemple d'isomérisation des paraffines en iso-paraffines [3].

Sur le plan du procédé :

Pour le rendement volumique du réformât :

- Transformation des naphènes en aromatiques : les naphènes à 5 atomes de carbone offrent un mauvais rendement ;
- Transformation des naphènes (nP) en isoparaffines (iP) : donne un bon rendement, donc un gain de volume.

Pour le gain d'octane :

- Il est modeste, car le rendement est limité à 60 % – 70 %.

Pour la production d'hydrogène :

- nP ↔ iP : pas de production d'hydrogène ;
- N5 ↔ N6 ↔ A : faible production d'hydrogène.

II.2.2.4 Hydrocraquage et hydrogénolyse des paraffines et des naphènes

Ce sont des réactions exothermiques ($\Delta H = -40$ kJ/mol), thermodynamiquement favorisées dans les conditions opératoires usuelles [4]. Cinétiquement, elles sont lentes et en compétition avec la réaction de déshydrocyclisation [3]. Leur vitesse augmente avec la pression [3]. De plus, lorsque la température s'élève, ces transformations peuvent devenir plus importantes que l'isomérisation et la déshydrogénation [4].

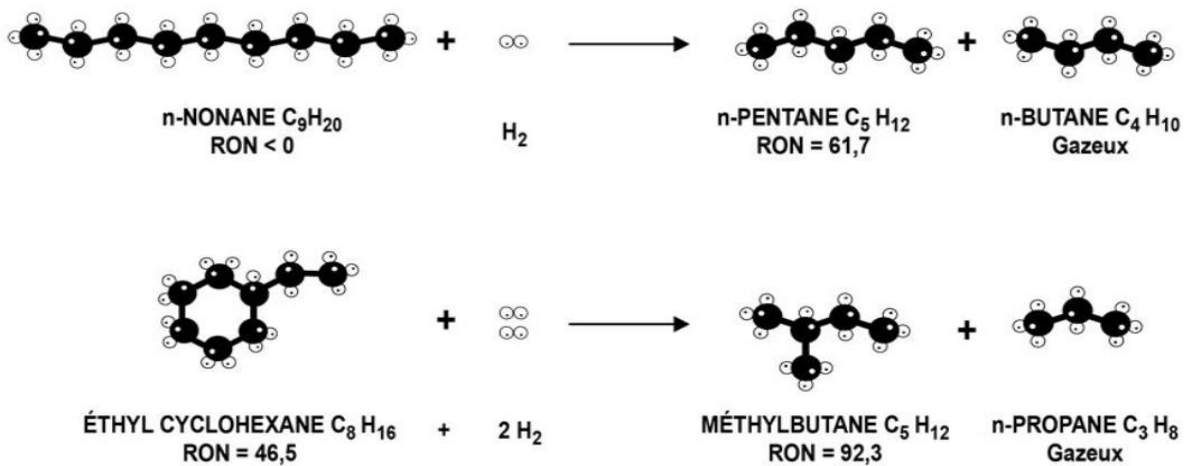


Figure II.6 : Exemple d'hydrocraquage des paraffines et des naphènes [3].

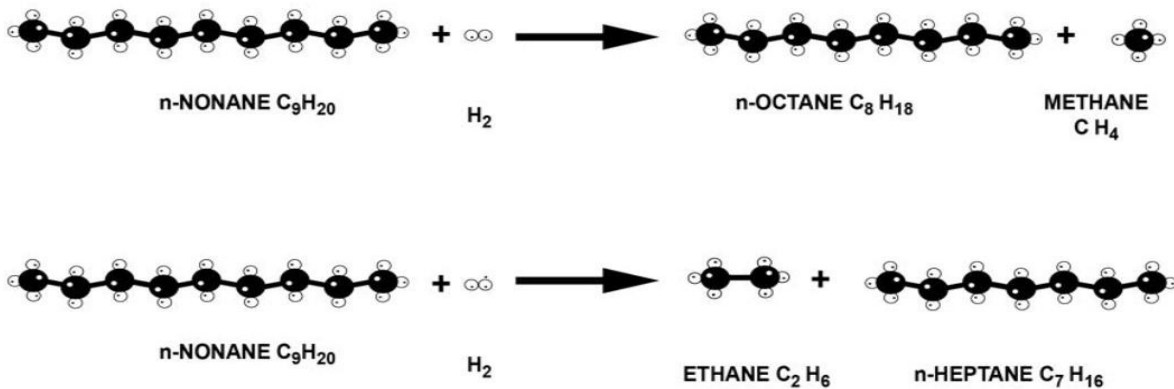


Figure II.7 : Exemple d'hydrogénolyse des paraffines [3].

➤ **Sur le plan du procédé :**

- Le craquage ne génère pas directement d'octane, mais la formation de gaz concentre les aromatiques, ce qui conduit à une augmentation de l'indice d'octane.
- L'hydrocraquage consomme une faible quantité d'hydrogène.
- L'augmentation du pourcentage d'hydrocarbures légers dans le gaz de recycle et le gaz d'export provoque une dilution de l'hydrogène.

➤ **Conséquences et contraintes de la réaction :**

- Baisse du rendement en réformât.

- Réduction de la quantité d'hydrogène produite.
- Destruction de paraffines susceptibles de se transformer en aromatiques, contribuant ainsi à l'amélioration de l'octane.
- Diminution de la pureté de l'hydrogène dans le gaz de recycle et le gaz d'export [3].

Pour limiter l'hydrocraquage, il est nécessaire de réduire la pression partielle de l'hydrogène. Cependant, cette diminution favorise le cokage du catalyseur, rendant indispensables des régénérations périodiques du catalyseur.

II.2.2.5 Formation de coke

C'est une réaction complète: avec un temps de séjour suffisamment long, il est possible de transformer tous les hydrocarbures en coke. Elle résulte de la condensation de molécules insaturées sur des cycles polyaromatiques lourds [3].

Cette réaction constitue l'un des phénomènes parasites les plus problématiques, car elle entraîne une diminution de l'activité des catalyseurs. Elle est maîtrisée en maintenant une pression d'hydrogène suffisante, ce qui favorise l'hydrocraquage, mais exerce un effet défavorable sur la thermodynamique de la déshydrogénation [3].

Conséquences et servitudes de la réaction [3]:

- Diminution de l'activité du catalyseur.
- Nécessité d'augmenter la température pour contrer cette baisse d'activité.
- Nécessité de régénérer le catalyseur pour brûler le coke.
- Importance du recyclage du gaz riche en hydrogène pour protéger le catalyseur.
- Dernier réacteur est le plus coké, car il est le plus haut en température.

II.2.2 Impact des variables opératoires

Les quatre variables opératoires étudiées ici sont : la température, la vitesse volumique horaire (V.V.H), la pression totale et le rapport molaire H₂/hydrocarbures de la charge. Il est

important de comprendre que ces quatre variables n'ont pas toutes le même degré de flexibilité.

La pression est généralement fixée lors de la conception de l'unité et ne constitue plus une variable opératoire ajustable en cours de fonctionnement. En revanche, la température est, par excellence, le paramètre que l'on peut ajuster en exploitation pour maintenir la valeur du nombre d'octane, malgré la dégradation progressive des performances du catalyseur. La V.V.H. ainsi que le rapport H_2/HC peuvent également être modifiés en cours de marche [6].

II.2.2.1 Température

La température est une variable opératoire particulièrement délicate à maîtriser. En effet, d'une part, elle diminue le long des lits catalytiques adiabatiques en raison du caractère endothermique des réactions. Elle est ensuite réajustée à la valeur souhaitée avant l'entrée dans le réacteur suivant.

D'autre part, la température est régulièrement augmentée au cours du temps afin de maintenir un nombre d'octane de sortie constant, malgré la perte progressive d'activité du catalyseur causée par son cokage.

L'augmentation de la sévérité, liée à la hausse de température, entraîne plusieurs effets :

- une augmentation du nombre d'octane,
- une diminution du rendement en réformât,
- une production accrue d'hydrocarbures légers (C_1, C_2, C_3, C_4), ce qui dilue l'hydrogène de recyclage,
- une intensification du phénomène de cokage.

Dans tous les cas, la baisse d'activité du catalyseur impose une élévation progressive de la température afin de maintenir un fonctionnement à nombre d'octane constant [6].

II.2.2.2 Pression

L'augmentation de la sévérité, obtenue par une diminution de la pression, entraîne :

- une augmentation du nombre d'octane (NO),
- une légère amélioration du rendement,

- une diminution de la formation d'hydrocarbures légers, ce qui se traduit par une essence plus lourde et un hydrogène de meilleure pureté,
- une hausse de la production d'aromatiques, ainsi qu'un accroissement du cokage.

Toutefois, l'utilisation de très basses pressions induit un cokage important, nécessitant l'adoption de technologies de reformage régénératif. Cette contrainte peut néanmoins être justifiée sur le plan économique, grâce aux excellentes performances en termes de NO et de rendement [6].

Par ailleurs, l'évolution des catalyseurs, devenus plus stables et plus sélectifs, a permis d'exploiter les unités de reformage à des pressions plus basses, tout en maîtrisant le cokage [3].

II.2.2.3 Vitesse spatiale

Il s'agit d'une caractéristique cinétique correspondant au temps de séjour de la charge sur le catalyseur.

$$\text{PPH} = \frac{\text{Débit massique de la charge (t / h)}}{\text{Poids total du catalyseur (t)}}$$

Ou :

$$\text{VVH} = \frac{\text{Débit volumique de la charge (m}^3\text{/h)}}{\text{Volume du catalyseur (m}^3\text{)}}$$

Une diminution de la vitesse spatiale entraîne une augmentation du temps de résidence, ce qui provoque:

- Une amélioration de l'indice d'octane ;
- Une diminution du rendement en reformat ;
- Un cokage plus rapide du catalyseur.

La vitesse spatiale ne peut être modifiée qu'en agissant sur le débit de charge [3].

II.2.2.4 Rapport molaire H₂/HC

Nous avons vu qu'une pression d'hydrogène élevée est nécessaire et très efficace pour prévenir la formation de coke. Cela est assuré par le recyclage d'une partie de l'hydrogène

produit lors de la formation d'aromatiques. Le taux de recyclage est défini comme le rapport molaire entre l'hydrogène pur et la charge en hydrocarbures [6].

Le rapport H_2/HC à l'entrée de la section réactionnelle dépend des paramètres suivants :

- Le débit du gaz de recyclage : plus ce débit est élevé, plus le rapport H_2/HC augmente ;
- La concentration en hydrogène du gaz de recyclage : une concentration plus élevée accroît également le rapport H_2/HC ;
- Le débit de charge : une charge plus importante diminue le rapport H_2/HC , toutes choses égales par ailleurs.

Une diminution du rapport H_2/HC entraîne les conséquences suivantes :

- Un cokage plus rapide du catalyseur ;
- Une réduction de la durée de cycle ;
- Une légère baisse de l'indice d'octane du réformât, due à une diminution de la température moyenne pondérée (TMP), car un débit d'hydrogène plus faible réduit l'apport thermique aux réacteurs ;
- Une légère augmentation de la production d'hydrogène ;
- Une réduction modérée de la consommation d'énergie au niveau du compresseur et des fours.

En pratique, on cherche à utiliser le rapport molaire minimal compatible avec une formation de coke acceptable. En effet, le recyclage de l'hydrogène (souvent dilué par des gaz légers comme le méthane ou l'éthane) engendre un coût énergétique élevé pour la compression, et impose un surdimensionnement des fours en raison du volume important de gaz à réchauffer [6]. Cependant, un rapport H_2/HC plus faible implique des conditions de fonctionnement plus sévères pour le catalyseur [3].

II.2.2 Types de procédés de reformage catalytique

Jusqu'en 1971, on distinguait deux types d'unités :

- **Les unités semi-régénératives**, avec un traitement in situ du catalyseur [4]. L'inconvénient majeur de ces unités est la nécessité d'arrêter l'installation pour régénérer le

catalyseur, une procédure qui dure environ 8 à 10 jours [5].

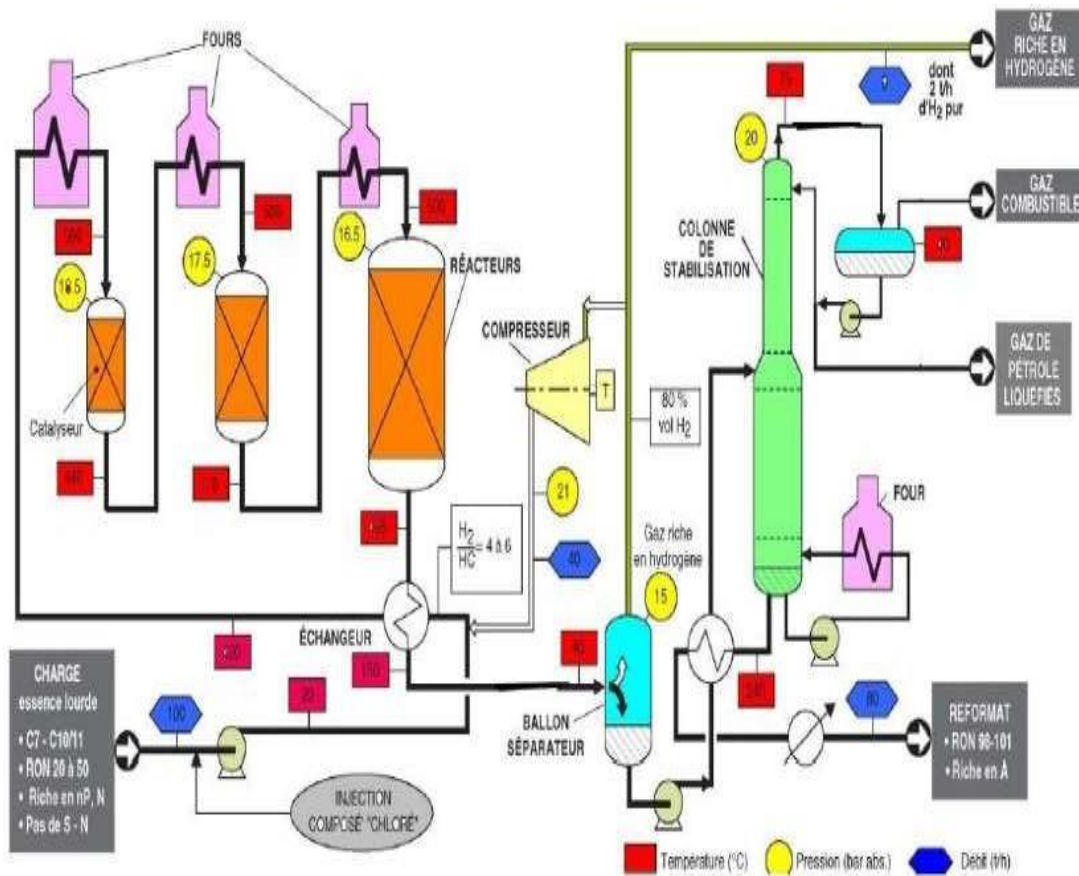


Figure II.8 : Schéma du procédé du reformage catalytique semi-régénératif [3].

- Les autres unités sont dites **régénératives cycliques**. Elles utilisent un réacteur supplémentaire, appelé réacteur « swing », capable de remplacer successivement chacun des autres réacteurs pendant les phases de régénération, assurant ainsi une production ininterrompue [4]. Les inconvénients majeurs de ces unités résident dans la difficulté d'optimiser les rendements. équipements [3].

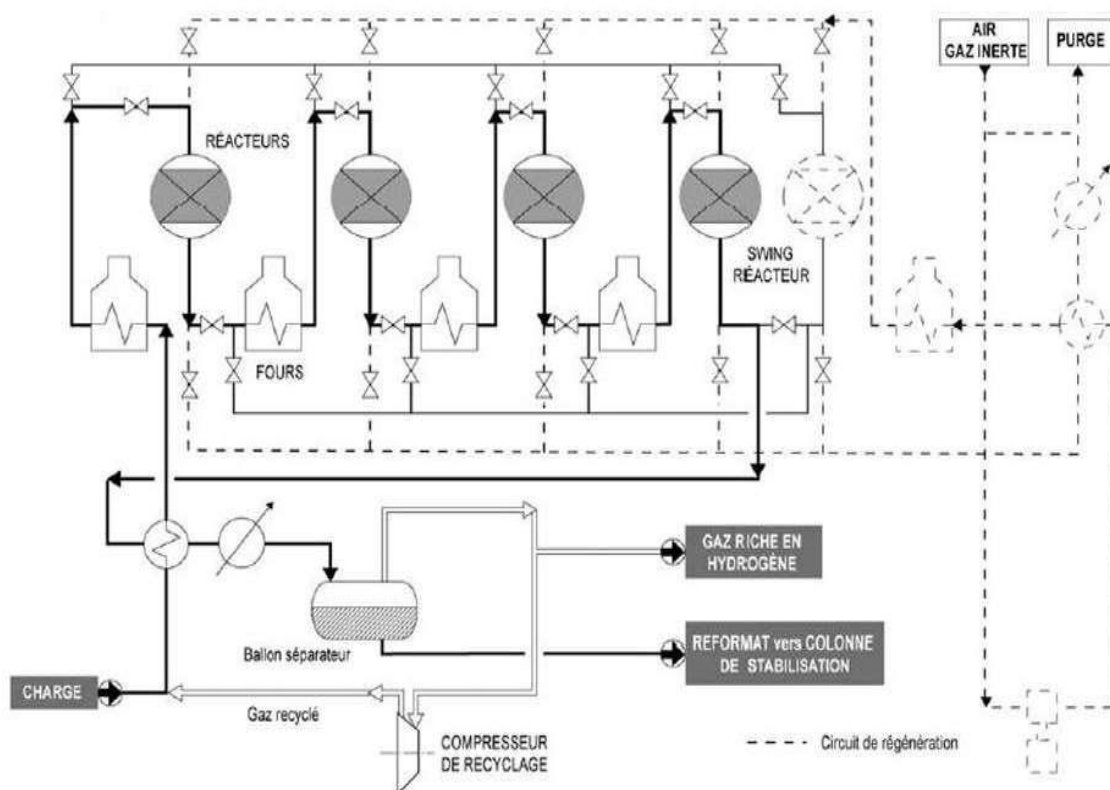


Figure II.9 : Schéma du procédé de reforming catalytique cyclique [3].

Avec le développement des systèmes catalytiques multimétalliques, une nouvelle génération de procédés dits régénératifs est apparue. Ceux-ci fonctionnent par soutirage et régénération continue du catalyseur, qui est ensuite recyclé dans les réacteurs. Cette technologie s'applique à la production d'essences, et plus particulièrement à celle des aromatiques ; elle supporte en effet des conditions de traitement plus sévères permettant une cyclisation poussée des paraffines, l'élimination par hydrocraquage des paraffines restantes, ainsi que l'hydrodésalkylation des composés les plus lourds [4].

Les inconvénients majeurs de ces unités sont la nécessité d'un catalyseur présentant une forte stabilité mécanique (résistance à l'attrition) et hydrothermale (résistance aux changements fréquents de température) [3].

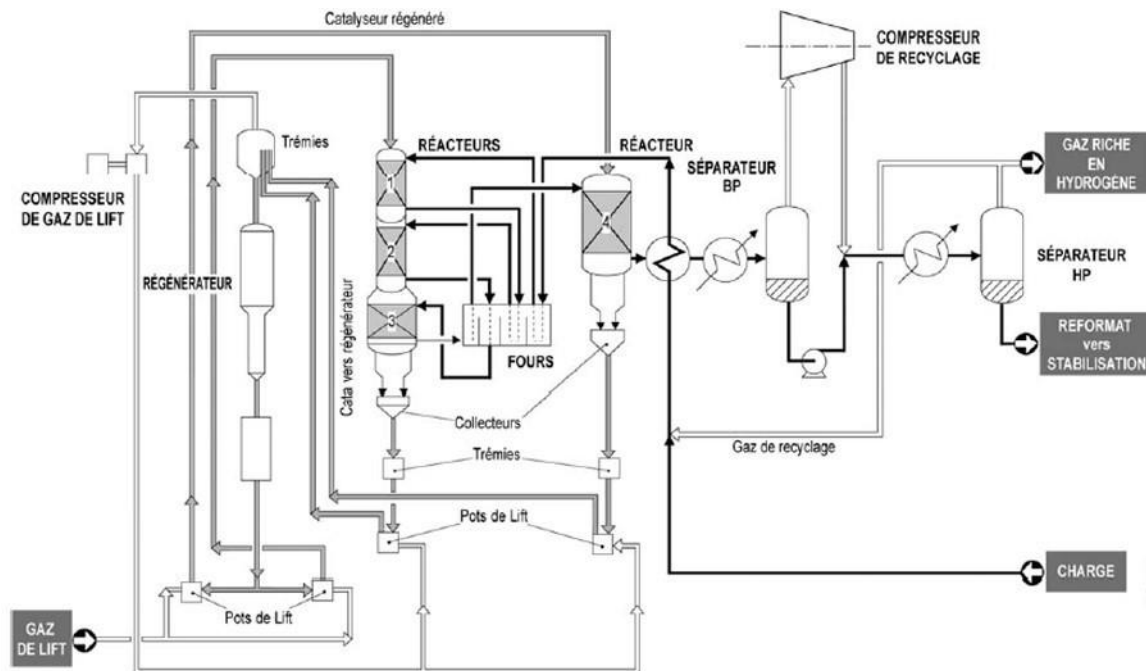


Figure II.10 : Schéma du procédé de reforming catalytique régénératif (UOP) [3].

II.3 Conclusion

Le reformage catalytique est un procédé clé dans la valorisation des coupes naphthiques à faible indice d'octane, permettant leur transformation en carburants de haute qualité, riches en composés aromatiques. Il repose sur une série de réactions chimiques complexes. Avant leur traitement, les charges doivent subir un prétraitement rigoureux visant à éliminer les impuretés susceptibles de désactiver le catalyseur. Le cœur du procédé repose ensuite sur l'optimisation de variables telles que la température, la pression, la vitesse spatiale et le rapport molaire H_2/HC , qui influencent à la fois l'efficacité du reformage, la production d'hydrogène, le rendement en réformat et la stabilité du catalyseur.

Chapitre III :
Les catalyseurs de reformage
catalytique

III.1 Introduction

Le catalyseur occupe une place centrale dans le procédé de reformage catalytique, en permettant à la fois l'activation des réactions chimiques ciblées et une sélectivité élevée vers les produits à forte valeur ajoutée, notamment les hydrocarbures aromatiques. En l'absence de catalyseur, certaines transformations thermodynamiquement défavorables à température modérée, telles que la déshydrogénation ou la déshydrocyclisation, se dérouleraient à des vitesses extrêmement lentes, voire seraient impraticables dans les conditions industrielles habituelles. Les performances catalytiques, évaluées en termes d'activité, de sélectivité et de stabilité, dépendent étroitement de plusieurs facteurs: la composition chimique du catalyseur, la structure et la distribution de sa porosité, la dispersion des métaux actifs, ainsi que sa résistance au cokage et à la désactivation thermique.

III.2 Définition d'un catalyseur

Un catalyseur est un matériau de composition définie (gazeux, liquide ou solide) qui augmente la vitesse d'une réaction chimique en fournissant un chemin réactionnel alternatif, caractérisé par une énergie d'activation plus faible [7].

L'action catalytique s'exerce principalement à la surface du catalyseur (Figure III.1), où les molécules du réactif s'adsorbent dans les pores. Elles y subissent les transformations chimiques nécessaires, avant d'être désorbées sous forme de produits.

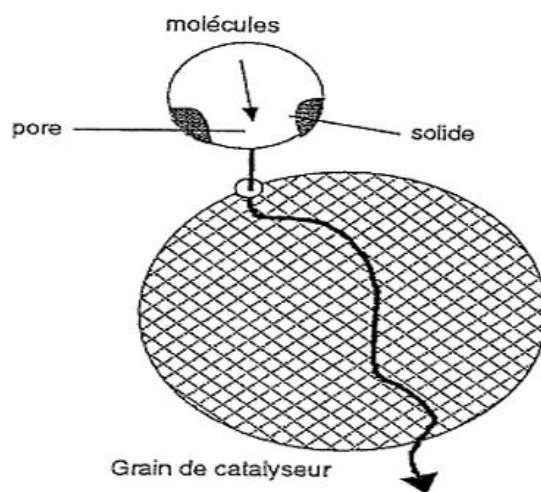


Figure III.1: Schéma simplifié du rôle d'un catalyseur .

Le catalyseur de reformage catalytique est dit bifonctionnel. Il est constitué d'un métal catalytiquement actif pour les réactions de reformage, le plus souvent le platine, déposé sur un support acide, généralement de l'alumine (Al_2O_3). La teneur en métal est généralement de l'ordre de 1 %, afin d'assurer une bonne dispersion des particules métalliques à la surface et dans les pores du support. L'acidité du support est maintenue par l'injection d'une faible quantité de composés chlorés avec la charge d'alimentation.

Les catalyseurs de reformage catalytique permettent d'activer les différentes réactions impliquées dans le procédé. Ainsi :

- Les réactions d'hydrogénation et de déshydrogénation sont catalysées par les sites métalliques.
- L'isomérisation et l'hydrocraquage nécessitent des sites acides.
- La déshydrocyclisation, quant à elle, reste moins bien comprise : il semble que le platine seul puisse catalyser cette réaction, bien que les sites acides jouent également un rôle.

Récemment, les performances de ces catalyseurs ont été améliorées par l'introduction d'un second métal, donnant naissance à des catalyseurs bi- ou multi-métalliques. Ainsi, des catalyseurs industriels à base de Pt-Re et Pt-Ir sont aujourd'hui utilisés dans les procédés de reformage semi-régénératif ou cyclique, tandis que les catalyseurs Pt-Sn sont employés dans les procédés régénératifs en continu [8].

Dans une unité de reformage catalytique, le catalyseur est généralement disposé dans un ou plusieurs réacteurs fixes. La charge traverse le lit catalytique, et les réactions chimiques ont lieu au sein des grains ou billes de catalyseur.

III.2.1 Différentes étapes d'une réaction catalytique

En catalyse de contact, la réaction chimique se déroule entre les réactifs adsorbés à la surface du catalyseur. Le cycle catalytique comprend cinq étapes successives, dont chacune peut influencer, à des degrés divers, la vitesse globale de la transformation. Ces étapes sont les suivantes :

- 1) Diffusion des réactifs jusqu'à la surface du catalyseur.

- 2) Adsorption des réactifs sur la surface catalytique.
- 3) Réaction entre les réactifs adsorbés à la surface (interactions chimiques).
- 4) Désorption des produits formés hors de la surface catalytique.
- 5) Diffusion des produits depuis la surface vers le milieu réactionnel.

Les étapes 1 et 5 correspondent à des processus physiques de transfert de matière, impliquant le passage des espèces vers et depuis le grain de catalyseur, ainsi qu'à l'intérieur de ce dernier lorsqu'il est poreux, comme illustré à la figure III.2. Les étapes 2, 3 et 4, quant à elles, sont des phénomènes chimiques qui constituent le cœur de la transformation catalytique proprement dite [9].

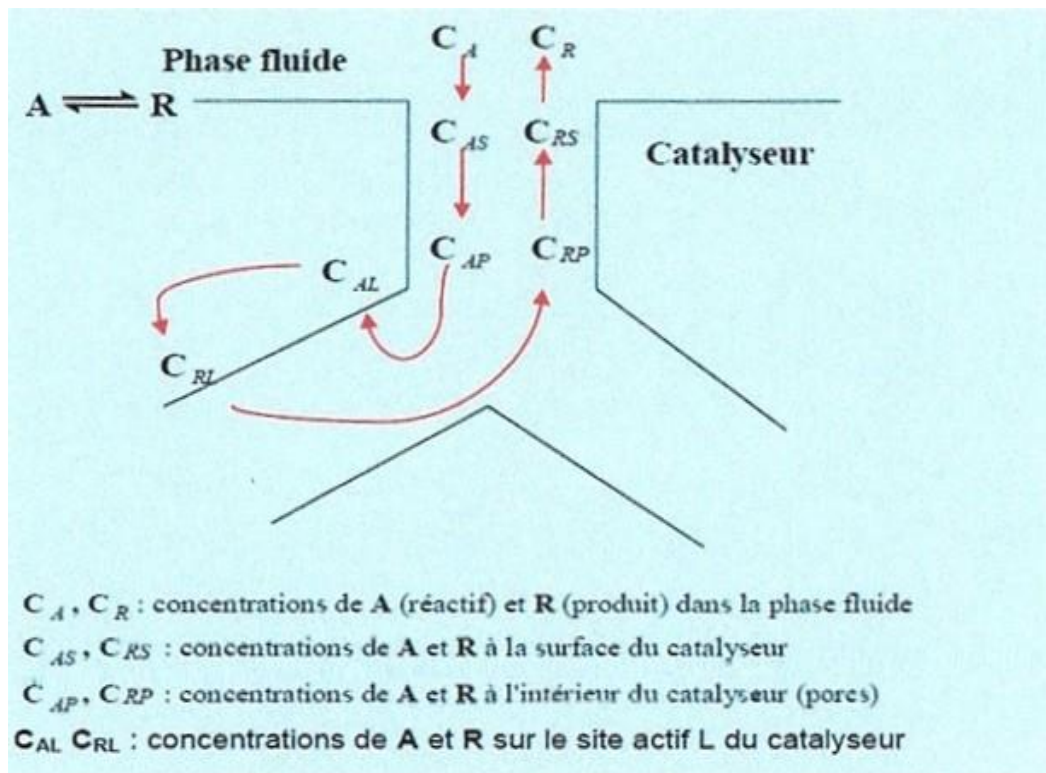


Figure III.2: Différentes étapes d'une réaction catalytique [10].

III.2.2 Le choix d'un catalyseur

Le catalyseur utilisé pour réaliser une transformation chimique doit comporter des caractéristiques qui doivent répondre à un ensemble de conditions essentielles :

L'activité du catalyseur peut être exprimée par la vitesse spécifique (par kilogramme de catalyseur) ou par la vitesse intrinsèque (par mètre carré de surface active). Ces grandeurs ne sont réellement représentatives que si aucune limitation diffusionnelle ne vient fausser la mesure.

Le catalyseur doit également présenter une bonne sélectivité, c'est-à-dire favoriser la formation des produits souhaités tout en limitant les réactions secondaires. Par ailleurs, ses propriétés doivent rester stables au cours du fonctionnement. Toutefois, une désactivation progressive est généralement inévitable, ce qui rend nécessaire une régénération périodique.

Enfin, le catalyseur doit être suffisamment résistant pour supporter les cycles successifs de régénération sans perte significative de ses performances.

III.2.3 Influence de la dispersion de platine sur l'activité hydrogénante-déshydrogénante

Chaque atome de platine doit être accessible aux réactifs, ce qui implique qu'il soit dispersé sous forme de petits amas, de taille aussi réduite que possible.

Un gramme de platine bien dispersé à la surface de l'alumine peut offrir une surface active d'environ 260 m²/g, permettant d'atteindre des activités maximales en hydrogénation et en déshydrogénation, comme l'illustre la figure III.3.

En revanche, lors de la mise en œuvre du catalyseur, des conditions d'activation non optimales peuvent conduire à une mauvaise dispersion. Dans ce cas, la surface spécifique accessible peut chuter à moins de 100 m²/g, entraînant une activité catalytique réduite d'un facteur d'environ 3.

La dispersion (D) est définie comme le rapport entre la surface réelle mesurée et la surface théorique maximale possible par gramme de platine. Pour les réactions de déshydrogénation, la réduction de l'activité est directement proportionnelle à la diminution de (D), comme le montre la figure III.3 [11].

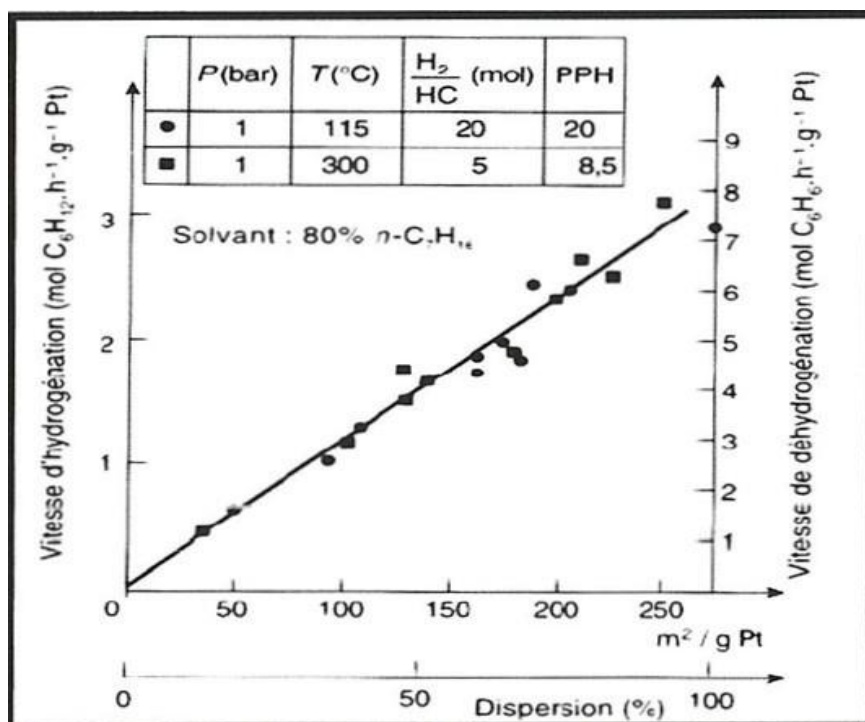


Figure III.3 : Influence de la dispersion sur l'activité hydrogénante-déshydrogénante [11].

III.2.4 Influence de l'ajout des promoteurs et chlore sur métal Pt

Dans les catalyseurs platines / alumine utilisés en reformage catalytique, on peut ralentir notablement le frittage du platine en introduisant dans la charges à traité une petite quantité d'un composé chloré (a) ou, mieux encore, en alliant au platine certains métaux (iridium, germanium, rhénium...) en quantité bien définie (b) [11].

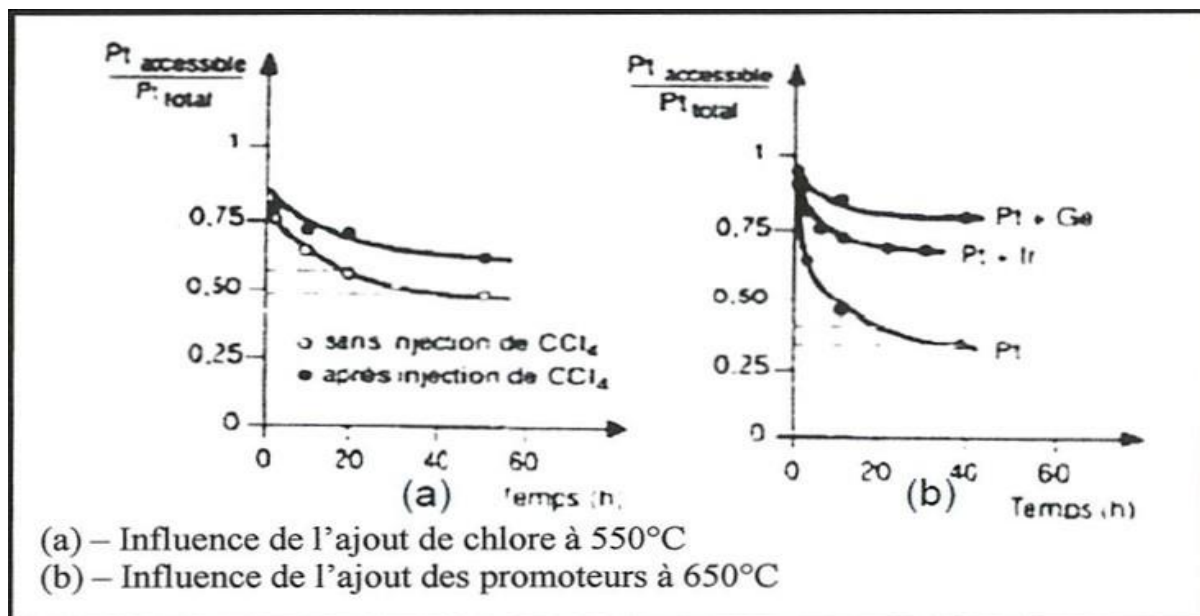


Figure III.4 : Influence de l'ajout des promoteurs et chlore sur métal Pt [11].

III.2.5 Influence du dépôt de coke sur l'activité déshydrogénante

La figure III.5 illustre l'effet du coke sur l'activité catalytique lors de la déshydrogénation du cyclohexane en présence d'un catalyseur platine sur alumine. Une accumulation de seulement 1 % en masse de coke entraîne une diminution de l'activité d'un facteur 5 [11].

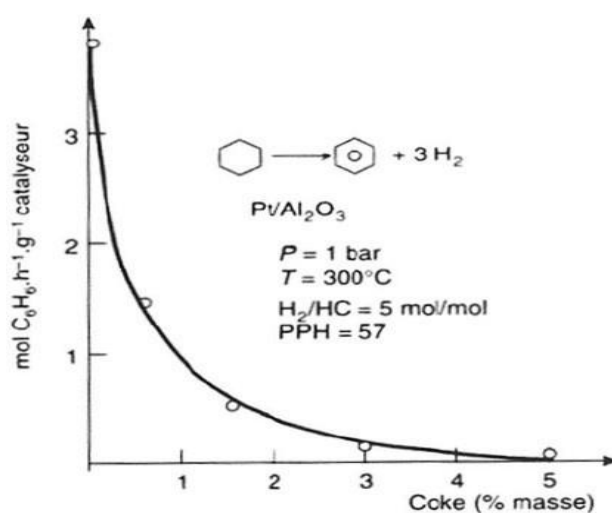


Figure III.5 : Influence du dépôt de coke sur l'activité déshydrogénante [11].

III.2.6 Influence de l'hydrogène

L'hydrogène n'intervient pas en tant que réactif dans la plupart des réactions. En revanche, il joue un rôle important dans l'équilibre adsorption–désorption des réactifs et des produits à la surface du catalyseur [11].

III.3 Desactivation du catalyseur

Après un certain temps de fonctionnement, le catalyseur perd progressivement son activité. Cette perte de performance est généralement attribuée à trois causes principales :

- Des causes physiques,
- L'empoisonnement par des impuretés,
- L'encrassement par le coke.

III.3.1 Causes physiques

Lorsqu'un catalyseur est soumis pendant une période prolongée à des températures très élevées, le support reste en général stable, surtout en l'absence de vapeur d'eau. Toutefois, en atmosphère réductrice, les particules métalliques actives peuvent subir un frittage par recristallisation lente.

Ce phénomène de frittage est l'une des principales causes de vieillissement des catalyseurs. Il conduit à une agglomération des particules métalliques, réduisant ainsi la surface active disponible, ce qui se traduit par une baisse significative de l'activité catalytique [12].

III.3.2 Empoisonnement par des impuretés

En général, les produits considérés comme poisons pour le catalyseur sont des molécules hétéroatomiques possédant des doublets libres [12].

Les poisons se divisent en deux catégories principales :

- Les poisons provoquant une dégradation permanente du catalyseur.
- Les poisons entraînant une dégradation temporaire du catalyseur.

III.3.2.1 Poisons permanents : les « métaux »

a) Arsenic et autres métaux

Les métaux peuvent détruire de façon permanente l'activité du métal actif du catalyseur. L'arsenic est l'élément le plus toxique en raison de sa forte affinité avec le métal catalytique [13].

Certaines espèces métalliques, bien que présentes en faible quantité, peuvent se concentrer dans les fractions lourdes obtenues lors de la distillation atmosphérique et atteindre, en fin de chaîne, l'unité de reformage.

III.3.2.2 Poisons temporaires

Les principaux poisons temporaires sont les composés sulfurés et l'eau. Ces derniers doivent être éliminés par un prétraitement adéquat.

a) Sulfures

Les sulfures présents dans la charge d'hydrocarbures affectent négativement les propriétés catalytiques en provoquant un empoisonnement par forte chimisorption à la surface du métal actif.

b) Eau

Une teneur élevée en eau dans la charge, surtout à haute température, entraîne le lessivage du chlore présent sur le support acide du catalyseur, ce qui peut causer la dégradation du support.

III.3.3 Encrassement par cokage

L'élévation de la température favorise généralement la formation de coke, qui empêche le contact entre les hydrocarbures et les sites actifs du catalyseur. Ce phénomène diminue l'activité, le rendement et la sélectivité du catalyseur. La combustion du coke permet de restaurer l'activité catalytique [14,15].

III.4 Prétraitement de naphta

L'objectif principal du prétraitement du naphta est de réduire la teneur en soufre afin de limiter ses effets néfastes, notamment :

- L'empoisonnement des catalyseurs à base de métaux utilisés dans le procédé de reformage catalytique.
- La formation d'oxydes de soufre (SO_x), en particulier le dioxyde de soufre (SO_2), qui, une fois libérés dans l'atmosphère, peuvent subir une hydrolyse et se transformer en acide sulfurique (H_2SO_4), principal responsable des pluies acides [10].

III.4.1 Les catalyseurs d'hydrotraitement

sont constitués d'un support oxydique, généralement de l'alumine à grande surface spécifique, et d'une phase active sous forme de sulfures de molybdène (MoS_2) ou de tungstène (WS_2), promus par le cobalt (Co) ou le nickel (Ni).

Les formules les plus couramment utilisées sont les associations CoMo et NiMo pour la phase active. L'alumine sert de support en raison de sa grande aire spécifique et de sa stabilité thermique.

Les teneurs en métaux sont généralement de l'ordre de 9 % en masse de molybdène et 2,5 % en masse de cobalt ou de nickel. De nos jours, les catalyseurs tendent à être de plus en plus enrichis en métaux, avec des compositions allant de 12 à 15 % en masse de Mo et de 3 à 5 % en masse de Co ou Ni.

De manière générale :

- La formule CoMo est préférentiellement utilisée pour l'hydrodésulfuration (HDS),
- La formule NiMo est plus efficace pour les réactions d'hydrogénation et d'hydrodésazotation (HDN).

Certaines formulations catalytiques peuvent être dopées avec des éléments comme le phosphore ou le fluor, afin d'améliorer la stabilité ou la dispersion de la phase active. On trouve également des formules ternaires telles que NiCoMo ou FeCoMo.

Un catalyseur d'hydrotraitement est fabriqué avec les métaux sous forme oxydée, puis il est activé par sulfuration in situ dans le réacteur avant mise en service. Il se présente sous différentes formes : billes, extrudés cylindriques, anneaux, etc. La forme la plus couramment utilisée est celle des extrudés cylindriques de petit diamètre, généralement compris entre 1,2 et 1,6 mm [5].

III.4.2 Support

Le support doit offrir une grande surface spécifique, afin de permettre le dépôt d'une quantité maximale de phase active sous une forme hautement dispersée. Il doit également conférer au catalyseur de bonnes propriétés mécaniques, telles qu'une résistance élevée à l'encrassement et à l'usure.

Parmi les autres caractéristiques importantes du support figurent la taille des grains et la distribution des diamètres de pores. Ces paramètres sont optimisés afin de réduire les limitations diffusionnelles, en facilitant l'accès des réactifs aux sites actifs situés à l'intérieur de la structure poreuse.

III.5 Régénération des catalyseurs

Après une certaine période de fonctionnement, les catalyseurs subissent des modifications mécaniques, physiques et chimiques, entraînant une perte progressive, voire rapide, d'activité et souvent de sélectivité.

Dans les procédés chimiques, la désactivation des catalyseurs solides constitue une préoccupation économique majeure. Le contrôle de leur stabilité, de leur activité et de leur sélectivité est donc devenu crucial. Pour cette raison, il existe une forte motivation à comprendre les mécanismes responsables de la perte de performance et à développer des mesures préventives ainsi que des stratégies de régénération efficaces, ouvrant la voie à des procédés plus durables, économiques et respectueux de l'environnement [16].

III.5.1 Procédé de régénération

La régénération des catalyseurs consiste à traiter les catalyseurs usés afin de restaurer leur activité et de les rendre réutilisables. Elle permet notamment d'éliminer les poisons temporaires adsorbés à la surface et de réactiver les sites actifs.

L'un des principaux avantages de la régénération est son coût inférieur à celui du remplacement par un catalyseur neuf, tout en prolongeant la durée de vie du catalyseur [17].

En général, la régénération implique une oxydation contrôlée (souvent par combustion) des dépôts indésirables, tels que le coke ou les composés sulfurés, afin de restaurer l'activité initiale du catalyseur [18].

Le marché de la régénération des catalyseurs se divise en deux principales technologies :

- Régénération hors site (ex-situ) : le catalyseur est retiré du réacteur, puis régénéré dans une unité spécialisée, en dehors de l'installation de production.
- Régénération sur site (in-situ) : la régénération est réalisée directement dans le réacteur, sans déchargement du catalyseur.

Ces deux approches répondent à des exigences spécifiques selon les secteurs concernés (raffinage, chimie, pétrochimie) et se distinguent par leurs coûts, leur logistique et leur efficacité.

III.5.2 Étapes de la régénération

III.5.2.1 L'élimination du coke

L'élimination du coke par oxydation est une opération délicate qui nécessite un contrôle rigoureux de la température. Typiquement, lors de la régénération, le coke est brûlé à partir du catalyseur dans des conditions soigneusement maîtrisées.

Dans ce type de régénération, le catalyseur est exposé à un flux d'oxygène à des températures comprises entre 700 K et 850 K. Cette étape est généralement suivie d'une combustion secondaire, réalisée avec des concentrations accrues en oxygène, une fois que la majeure partie du coke a été éliminée du catalyseur [19].

La réaction de combustion du coke étant hautement exothermique, elle peut provoquer une surchauffe locale et une réorganisation thermique de la structure du catalyseur. Cela peut entraîner une perte de surface active par frittage, ainsi que la formation de composés réfractaires, irréversibles, qui altèrent définitivement les performances catalytiques.

III.5.2.2 Oxychloration

Le but de l'oxychloration est de redisperser les métaux précieux (Pt, Re) à la surface de l'alumine, afin de restaurer l'activité initiale de la fonction hydrogénation–déshydrogénation du catalyseur.

L'oxychloration consiste en une attaque chimique à haute température des cristallites de platine par l'oxygène et le chlore injecté, conduisant à la formation d'espèces métalliques volatiles ou d'oxychlorures (le catalyseur prend alors une teinte jaune). Ces espèces migrent ensuite à la surface de l'alumine, où elles se fixent sur des sites libres, permettant ainsi une redistribution homogène des métaux.

Des espèces de type PtO_xCl_y sont généralement formées, et ce sont elles qui sont responsables de la dispersion efficace des cristallites de platine [20, 21].

Cette opération est réalisée uniquement après l'élimination complète du coke déposé lors de la combustion, afin d'assurer une oxychloration efficace et éviter toute interférence avec les produits carbonés résiduels.

III.5.2.3 La réduction

L'étape de réduction a pour objectif de transformer les oxychlorures de platine, redispersés à la surface de l'alumine lors de l'oxychloration, en platine métallique, restaurant ainsi la forme active du métal (redistribution initiale).

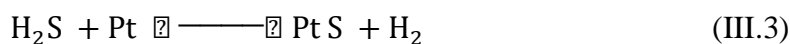
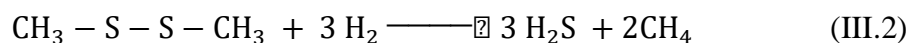
Cette transformation s'effectue selon la réaction chimique suivante (III.1), dans laquelle l'hydrogène pur (souvent d'origine électrolytique) est utilisé comme réducteur, produisant de l'eau en sous-produit :



La présence d'eau pendant la réduction peut favoriser l'agglomération des particules de platine, ce qui compromet la bonne dispersion obtenue par oxychloration. Pour éviter ce phénomène, il est essentiel de drainer en continu l'eau formée, notamment aux points bas du circuit, afin de maintenir une dispersion optimale du métal [22].

III.5.2.4 La sulfuration

La sulfuration correspond à l'étape d'injection de DMDS (diméthylsulfure). Elle intervient immédiatement après l'étape de réduction, selon les réactions suivantes (III.2 et III.3) :



L'étape de sulfuration est indispensable pour moduler temporairement la forte activité des métaux (Pt, Re), formée au cours de la réduction. Elle permet de passiver partiellement la surface métallique, évitant ainsi les réactions secondaires non souhaitées lors de la mise en service du catalyseur.

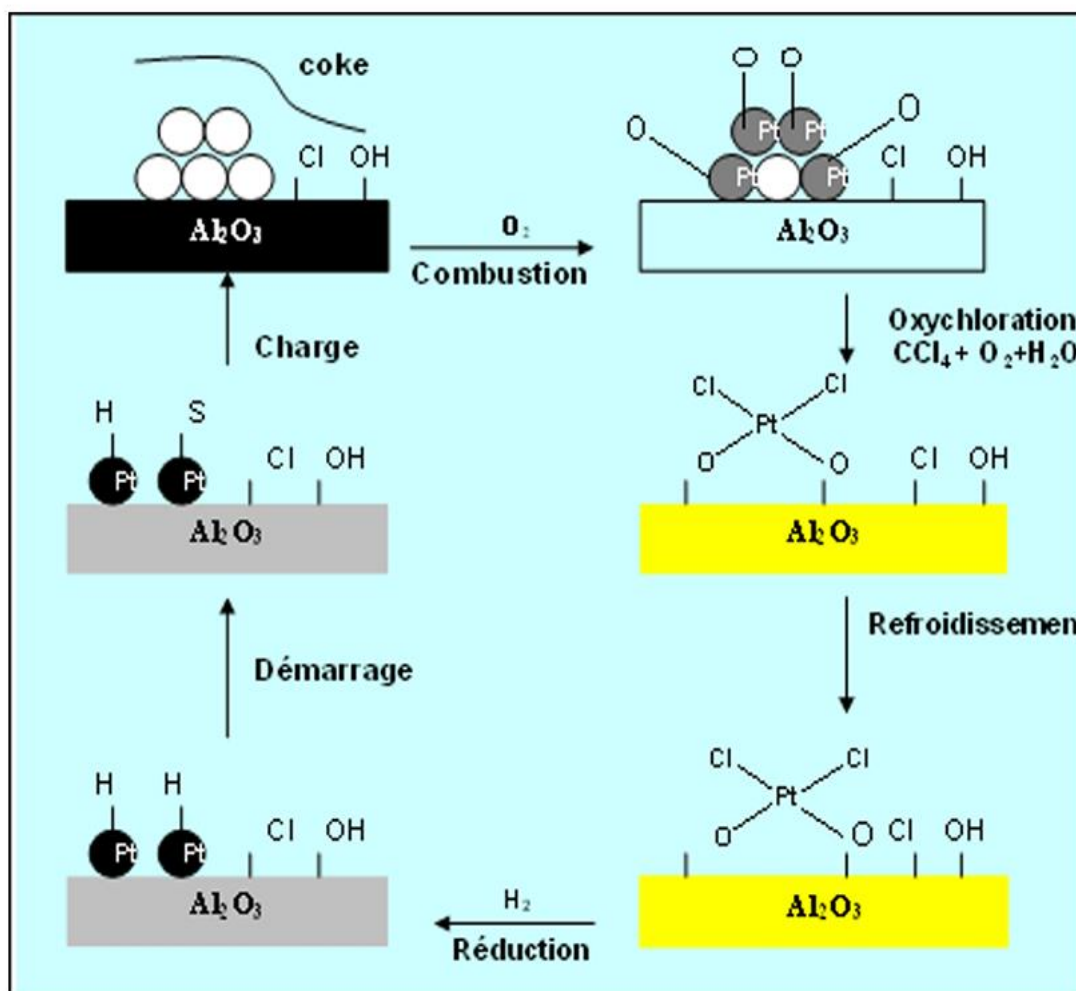


Figure III.6 : Cycle d'activation – régénération.

III.6 Conclusion

Le catalyseur est essentiel au reformage catalytique, accélérant les réactions tout en guidant la formation sélective des produits. Sa structure bifonctionnelle, combinant un métal actif (souvent platine) et un support acide, permet d'activer diverses transformations chimiques. Les performances dépendent de la dispersion du métal, de la pureté de la charge et du vieillissement dû à l'empoisonnement ou au coke.

Chapitre IV :
Résultat et discussions

VI.1 Introduction

Ce chapitre a pour objectif de vérifier et de suivre les paramètres influençant, de manière directe ou indirecte, les performances de l'unité 100 de reformage catalytique (Magnaforming) de la raffinerie de Skikda, afin d'obtenir une vision claire et précise de son état de fonctionnement. Le suivi des paramètres a été réalisé sur la période d'octobre 2024 à février 2025.

VI.2. Méthodologie de l'étude

Les paramètres examinés dans ce travail sont les suivants :

- Point initial et point final de ASTM de la charge.
- Rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC).
- Vitesse spatiale.
- Perte de charge le long du lit catalytique.
- Chute de température le long du lit catalytique.
- Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT)
- Rapport Eau/Chlore (H_2O / HCl) et la teneur en chlore sur le support du catalyseur (Cl / Cat).
- Indice d'octane (NO).
- Indice de réformabilité.

VI.3. Suivi des paramètres de fonctionnement

VI.3.1. Point initial et point final de la distillation ASTM de la charge (PI / PF)

La volatilité de la charge influence significativement les performances de l'unité de reformage.

Le **point initial (PI)** est déterminé de manière à respecter les spécifications relatives à la teneur en benzène dans les essences commerciales. En effet, il convient d'éviter l'introduction de précurseurs de benzène dans la charge, afin de limiter sa formation en aval du procédé.

Le **point final (PF)**, quant à lui, est fixé en fonction de la demande du marché en essence et en gasoil. Cependant, une élévation excessive de ce point augmente le risque de cokage sur le catalyseur, en raison de la présence accrue d'hydrocarbures lourds peu réactifs.

Par ailleurs, la conversion des hydrocarbures à faible indice d'octane en composés à indice élevé, objectif principal du reformage catalytique, n'est efficacement réalisable qu'à partir de molécules capables de se transformer en aromatiques. Ainsi, la maîtrise du profil de distillation de la charge est essentielle pour optimiser la performance et la sélectivité du procédé.

Le suivi du point initial et du point final de la distillation ASTM de la charge est présenté dans le tableau VI.1 et illustré dans la figure VI.1.

Tableau VI.1 : Suivi du point initial et point final de la distillation ASTM de la charge.

ASTM	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
PI	85	76	83	84	83	78
PF	155	160	156	158	153	154

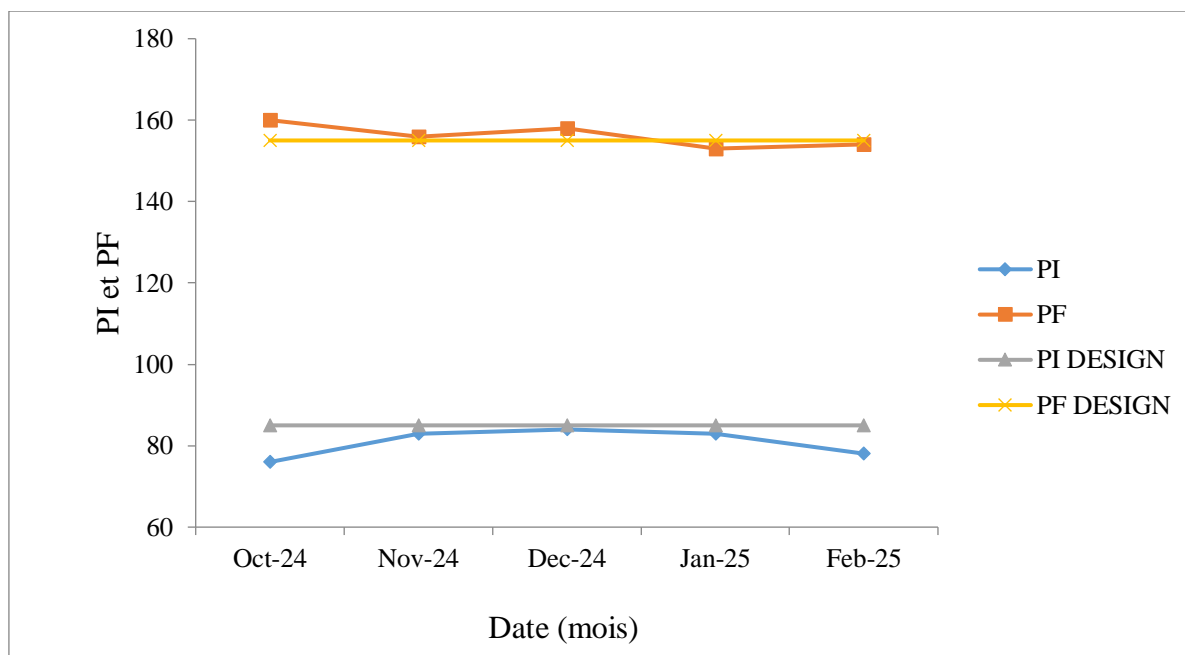


Figure VI.1: Suivi du point initial et point final ASTM de la charge.

L'analyse des résultats obtenus montre que le point initial (PI) est inférieur à la valeur de design tout au long de la période étudiée. Cela traduit la présence de composés légers dans la charge, notamment des C5 et C6. Les C5, en particulier, ne peuvent pas être convertis en aromatiques, et leur isomérisation reste limitée dans les conditions opératoires du reformage catalytique. Quant aux C6, leur conversion en aromatiques est plus difficile, ce qui limite leur contribution à l'augmentation de l'indice d'octane du réformât.

Concernant le point final (PF), les variations observées restent globalement proches de la valeur de design, avec une légère hausse notable en octobre (160 °C). Cette augmentation indique une proportion plus importante d'hydrocarbures lourds dans la charge, ce qui peut :

- Accroître le risque de formation de coke sur le catalyseur ;
- Réduire la stabilité du procédé et accélérer le vieillissement du catalyseur, impactant ainsi la performance globale de l'unité.

VI.3.2. Rapport hydrogène/hydrocarbure (H₂/HC)

Le rapport H₂/HC constitue un paramètre clé dans le fonctionnement de l'unité de reformage catalytique. Il représente le rapport molaire entre les molécules d'hydrogène pur et les hydrocarbures présents dans la charge, à l'entrée de la zone réactionnelle. Ce ratio joue un rôle déterminant dans la protection du catalyseur contre le vieillissement prématuré, notamment par la formation de coke.

Un rapport suffisamment élevé permet :

- De limiter les réactions secondaires indésirables, responsables de la dégradation de l'activité catalytique.
- D'assurer une hydrogénation partielle des espèces intermédiaires réactives, réduisant ainsi leur tendance à se polymériser ou à se déposer sous forme de coke sur le catalyseur.

Le suivi de ce rapport est présenté dans le tableau VI.2.

Tableau VI.2: Suivi du rapport H₂/HC

	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
H ₂ /HC	7.8	7.11	7.38	7.41	7.41	6.97

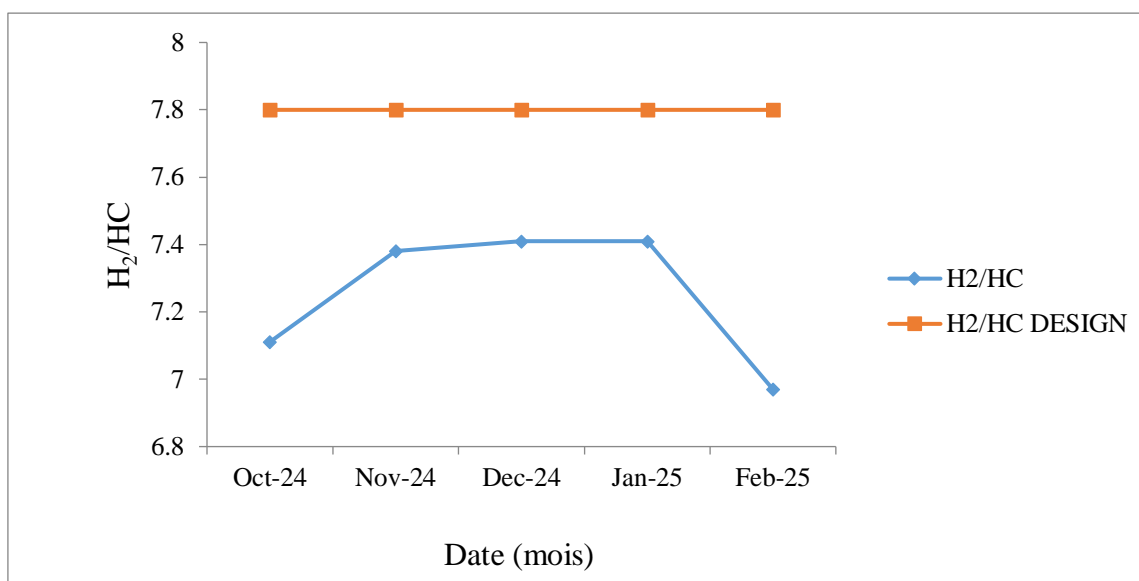


Figure VI.2: Suivi du rapport H₂/HC.

L'examen des résultats obtenus montre que les valeurs du rapport H₂/HC relevées au cours de la période étudiée sont, dans l'ensemble, inférieures à la valeur de conception (7,8). La valeur la plus basse est enregistrée en février 2025, avec un ratio de 6,97, ce qui constitue une baisse significative par rapport à la consigne.

Un rapport inférieur à la norme indique une insuffisance de molécules d'hydrogène pour neutraliser les radicaux libres ou stabiliser les intermédiaires réactifs, favorisant ainsi la formation de coke sur le catalyseur. Cette situation peut entraîner une diminution de l'activité catalytique, une hausse de la perte de charge à travers le lit catalytique, et, à terme, une dégradation des performances globales de l'unité.

Il est donc impératif de surveiller attentivement ce paramètre, en particulier après la chute constatée en février, afin de prévenir le vieillissement prématuré du catalyseur, de maintenir un fonctionnement optimal de l'unité, et d'assurer la qualité du produit fini.

VI.3.3. Vitesse spatiale

La vitesse spatiale (VVH) est un paramètre fondamental dans la conception et l'exploitation des réacteurs catalytiques. Elle correspond au rapport entre le débit volumique de la charge et le volume du lit catalytique. En d'autres termes, elle reflète le temps de séjour de la charge dans la zone réactionnelle.

- Une VVH plus faible indique un temps de contact plus long entre les hydrocarbures et le catalyseur, ce qui favorise l'avancement des réactions chimiques et donc une meilleure conversion.
- Une VVH plus élevée, en revanche, signifie un temps de séjour plus court, ce qui peut conduire à une conversion incomplète des composés, réduisant ainsi le rendement en produits à haute valeur ajoutée, comme les aromatiques à haut indice d'octane.

Les valeurs de la vitesse spatiale enregistrées au cours de la période étudiée sont présentées dans le tableau VI.3 et figure VI.3.

Tableau VI.3: Suivi de la vitesse spatiale.

	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
VVH (h^{-1})	0.96	0.75	0.8	0.75	0.75	0.79

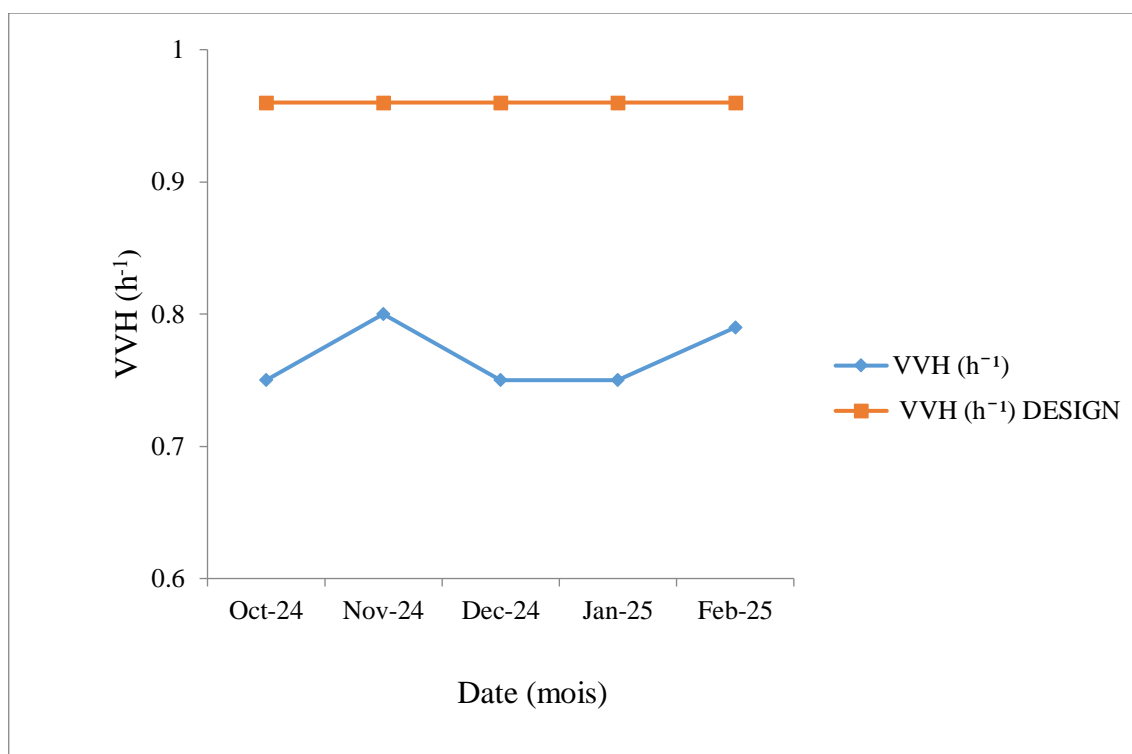


Figure VI.3: Suivi de la vitesse spatiale

L'analyse du suivi de la vitesse spatiale montre que les valeurs mesurées sont inférieures à la valeur de design fixée à $0,96 \text{ h}^{-1}$. Cette diminution est principalement due à un faible taux de marche, lui-même causé par une élévation anormale de la température au niveau du ballon V5, situé en aval de la section réactionnelle (ballon de séparation).

Cette surchauffe résulte de défaillances au niveau des aéroréfrigérants, qui ne sont pas en mesure de refroidir efficacement les effluents issus des réacteurs. En effet, le nombre réduit d'aéroréfrigérants en service limite la capacité de refroidissement, ce qui oblige à réduire le débit de charge.

- La réduction de la vitesse spatiale se traduit par un temps de séjour plus long des hydrocarbures dans le lit catalytique, ce qui a plusieurs conséquences :
- Amélioration de la conversion des hydrocarbures, favorisant la formation de produits à haut indice d'octane.
- Augmentation du rendement en gaz, en raison d'une meilleure transformation des coupes légères.
- Diminution du rendement en reformat, due à la surconversion de certains composés lourds.
- Augmentation du phénomène de cokage.

VI.3.4. Perte de charge le long du lit catalytique

La perte de charge à travers les lits catalytiques constitue un indicateur important de l'état du catalyseur. Bien que la pression ne soit pas directement ajustable dans une unité existante, elle influence fortement les performances du reformage catalytique.

- Une pression plus basse permet un meilleur rendement en réformat, car elle favorise les réactions de déshydrogénation menant à la formation d'aromatiques.
- Cependant, une pression insuffisante peut aussi accélérer la formation de coke, qui finit par obstruer le lit catalytique et augmenter les pertes de charge, réduisant ainsi l'efficacité du procédé.

Les résultats de suivi de la perte de charge enregistrée le long des lits catalytiques sont présentés dans le tableau VI.4 et illustrés graphiquement dans les figures VI.4 à VI.6.

Tableau VI.4 : Suivi de la perte de charge le long des lits catalytiques.

	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
$\Delta P R2$	0.6	1.58	1.29	2.18	2.7	2.78
$\Delta P R3$	0.71	1.19	1.23	1.16	1.1	1.81
$\Delta P R4$	1	1.47	1.45	1.42	1.33	1.56
$\Delta P R5$	1	1.31	1.31	1.3	1.35	1.47

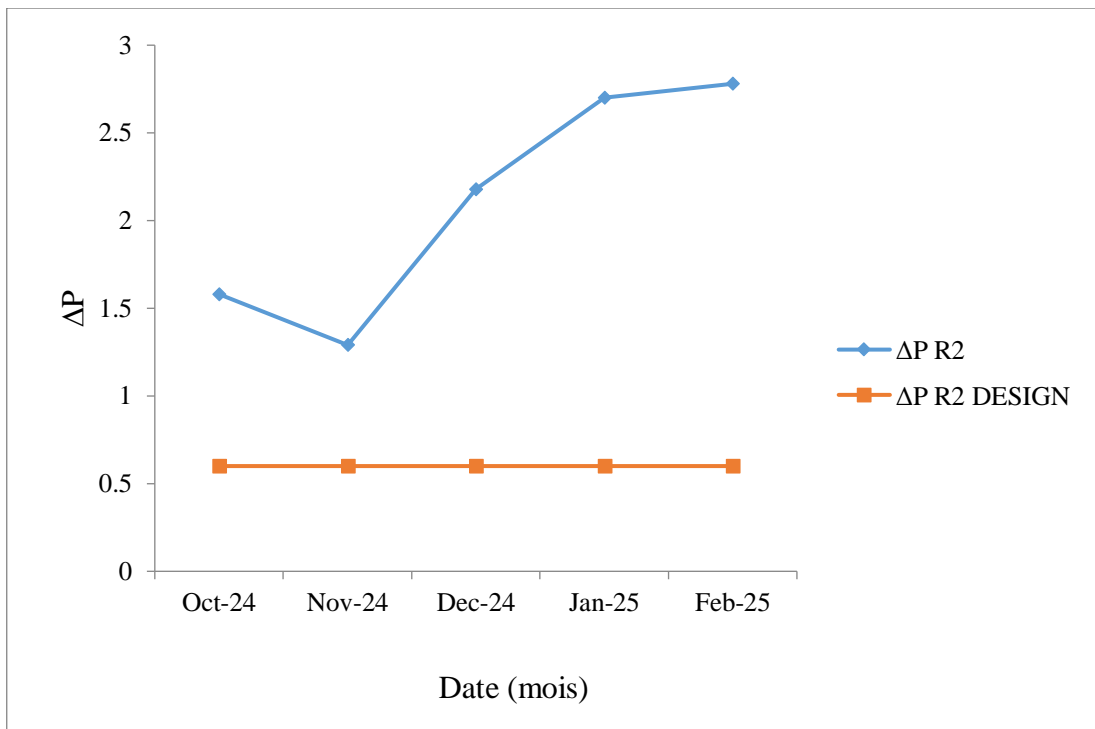


Figure VI.4 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R2

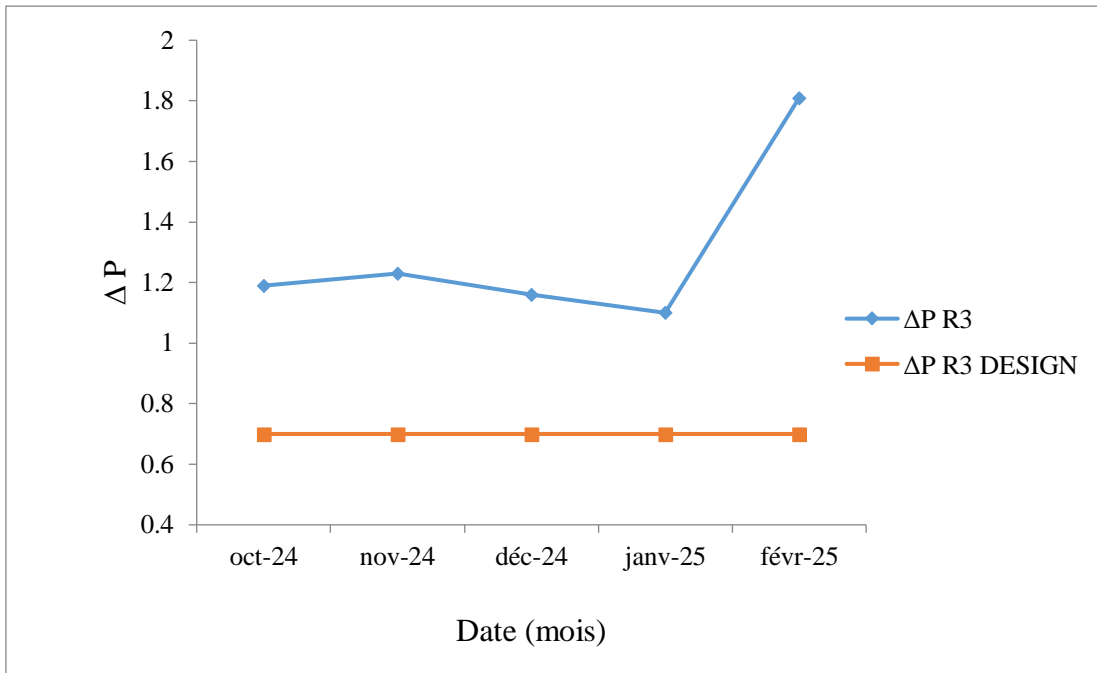


Figure VI.5: Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R3

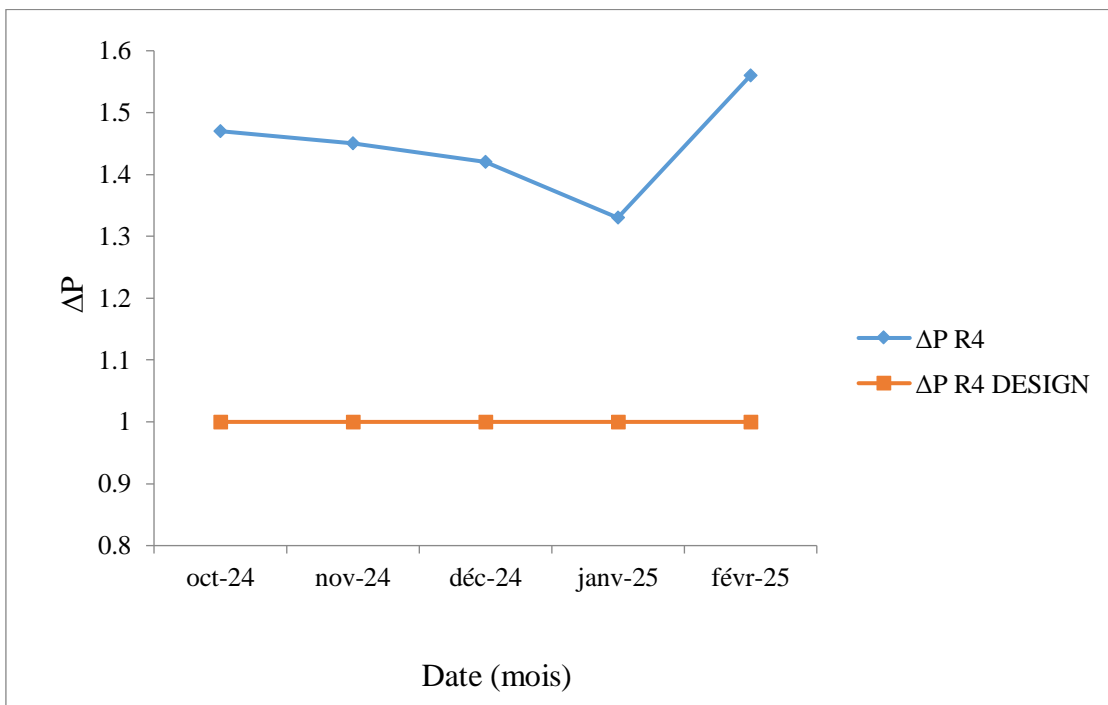


Figure VI.6 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R4

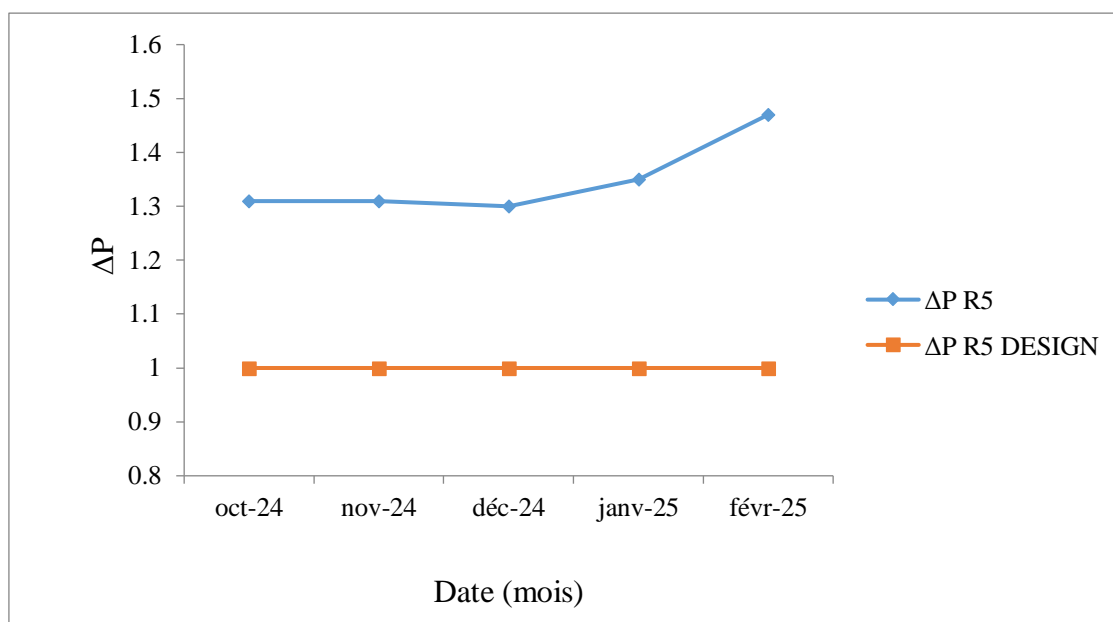


Figure VI.7: Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R5.

Les résultats obtenus montrent que les pertes de charge dans tous les réacteurs dépassent les valeurs de design, ce qui indique une accumulation progressive de coke dans les lits catalytiques. Le réacteur R2 présente la situation la plus critique : sa perte de charge est passée de 1,58 bar en octobre à 2,78 bar en février, soit près de cinq fois la valeur de conception (0,60 bar). Cette situation est probablement liée à une forte concentration d'hydrocarbures lourds dans la charge ou à des conditions opératoires favorisant la polymérisation.

VI.3.5. Chute de température le long du lit catalytique

La chute de température observée dans chaque réacteur résulte de l'endothermicité des réactions chimiques intervenant dans le procédé de reformage catalytique. L'analyse des ΔT (différences de température entre l'entrée et la sortie de chaque réacteur) permet d'évaluer la contribution relative de chaque réacteur à la progression des réactions et, par conséquent, à l'amélioration de l'indice d'octane du produit final.

Une chute de température plus importante dans un réacteur traduit une intensité réactionnelle plus élevée, généralement associée à une transformation significative des hydrocarbures. À l'inverse, une ΔT faible peut indiquer une diminution de l'activité catalytique ou une moindre réactivité de la charge.

Les résultats de suivi de la chute de température dans les différents réacteurs sont présentés dans le tableau VI.5 et illustrés graphiquement dans les figures VI.8 à VI.11.

Tableau VI.5: Suivi de la chute de la température le long des lits catalytiques.

	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
$\Delta T R2$	-74	-54	-69	-69	-68	-67
$\Delta T R3$	-45	-36	-34	-33	-34	-33
$\Delta T R4$	-18	-13	-12	-15	-17	-18
$\Delta T R5$	-14	-2	-1	-1	-1	-1

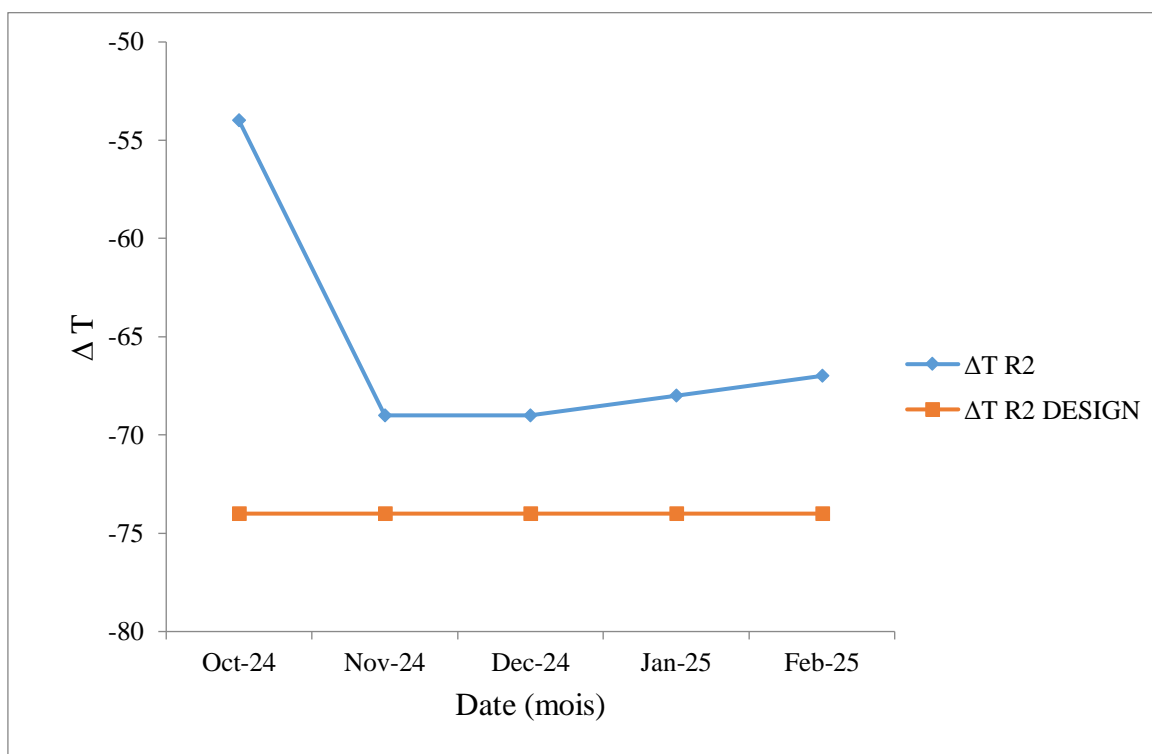


Figure VI.8 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R2

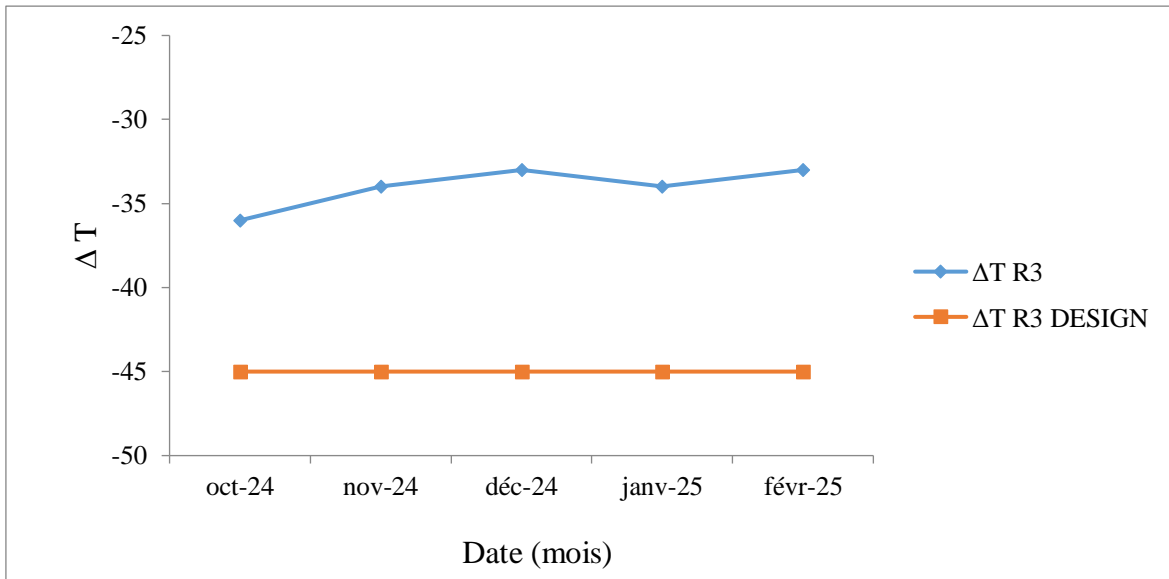


Figure VI.9 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R3

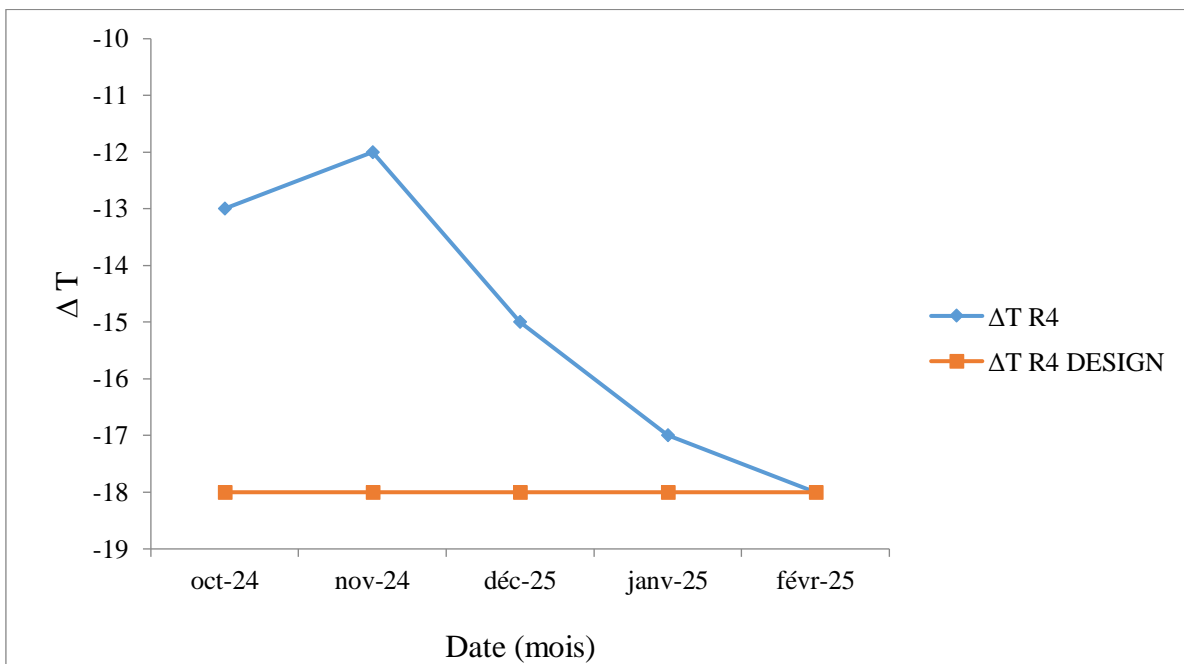


Figure VI.10 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R4

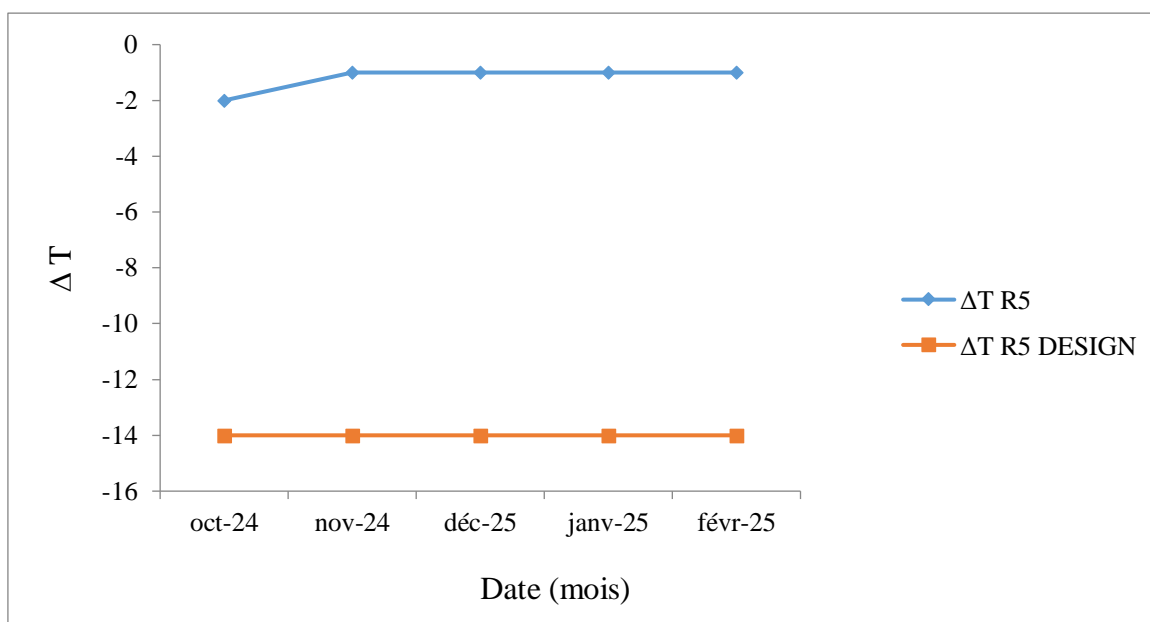


Figure VI.11: Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R5.

L'analyse des résultats obtenus montre que la chute de température est plus faible que celle de design dans tous les réacteurs.

- **Réacteur R2 :**

Les valeurs des chutes de températures sont inférieure à la référence de design (-74 °C), ce qui peut indiquer un début de perte d'activité catalytique ou une réactivité moindre de la charge.

- **Réacteur R3 :**

Les chutes de température sont plus faibles que la valeur de design, traduisant une réduction notable de l'activité du catalyseur. Ce réacteur contribue moins à la transformation, ce qui peut impacter le nombre d'octane .

- **Réacteur R4 :**

ΔT relativement stable et modérée, avec une amélioration en fin de période (retour vers -18 °C en février). Cela suggère une bonne activité.

- **Réacteur R5 :**

Les valeurs de ΔT sont quasi-nulle durant toute la période (-1 à -2 °C, très loin de la valeur de design : -14 °C). Ce résultat indique une activité catalytique très faible dans le dernier réacteur. Cela peut résulter soit d'un fort encrassement par le coke ou à une température d'entrée insuffisante.

VI.3.6. Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée -TEP-)

La température d'entrée dans les réacteurs, communément appelée température WAIT (ou Température d'Entrée Pondérée), constitue le paramètre opératoire principal permettant de contrôler la sévérité du reformage catalytique.

En effet, une élévation de cette température entraîne une augmentation de la vitesse des réactions endothermiques qui se produisent au contact du catalyseur, notamment la déshydrogénation des naphthènes en aromatiques, contribuant ainsi à l'amélioration de l'indice d'octane du réformât.

Cependant, une température excessive peut également favoriser la formation de coke, accélérant le vieillissement du catalyseur et augmentant les pertes de charge dans les lits.

Les valeurs de la température WAIT enregistrées durant la période d'étude sont regroupées dans le tableau VI.6 et représentées graphiquement dans la figure VI.12.

Tableau VI.6 : Suivi de la température WAIT.

	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
WAIT (C°)	476-530	478.6	479.9	484.5	485.9	493.9

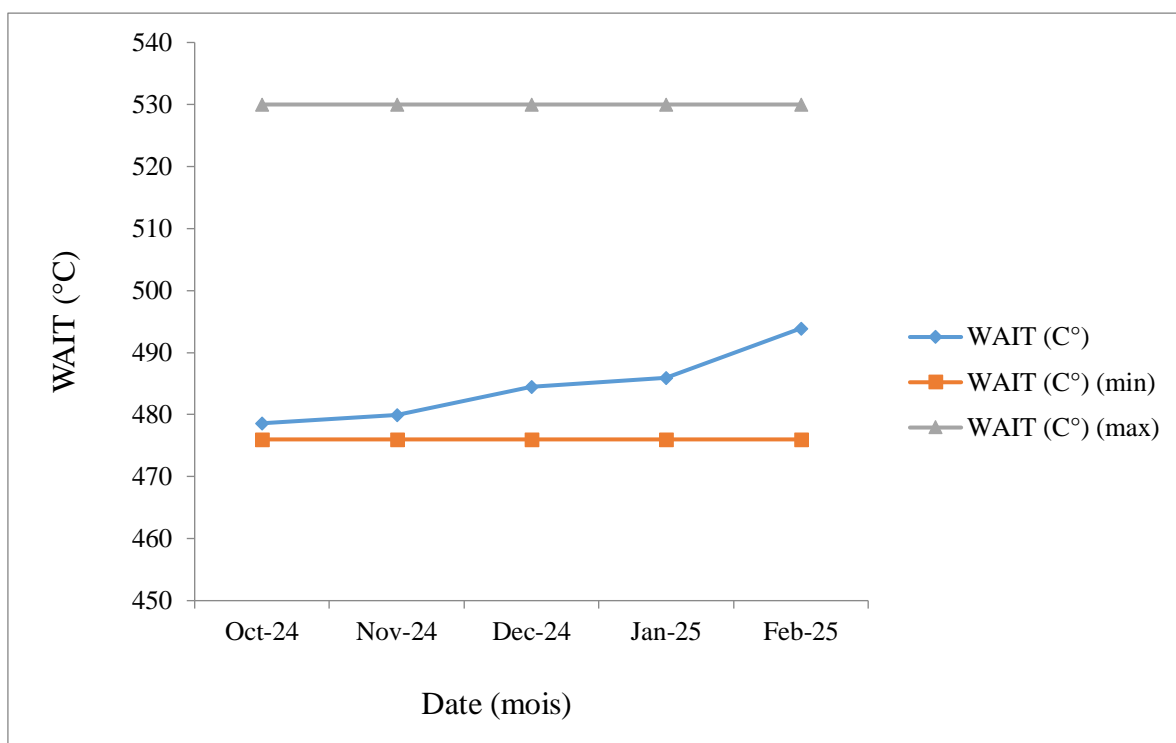


Figure VI.12 : Suivi de la température WAIT.

Les résultats obtenus montrent que toutes les valeurs mesurées restent dans la plage de design (476–530 °C), indiquant un fonctionnement conforme aux spécifications techniques.

VI.3.7. Rapport Eau/Chlore de la fonction acide (H₂O / Cl) et teneur en chlore sur le support du catalyseur (Cl / Cat)

L'acidité du catalyseur, essentielle à l'efficacité des réactions de reformage catalytique, est définie lors de sa fabrication. Cependant, elle doit être maintenue à un niveau optimal tout au long de l'exploitation pour garantir la stabilité et la performance du procédé.

Pour ce faire :

- La teneur en chlore est régulièrement mesurée dans le gaz de recycle, car elle reflète la quantité de chlore fixée à la surface du catalyseur.
- Le rapport eau/chlore (H₂O/HCl) dans ce même gaz est également surveillé. Ce ratio conditionne l'équilibre adsorption/désorption du chlore sur le catalyseur :

- Un excès d'eau peut lessiver le chlore et diminuer l'acidité active du catalyseur.
- À l'inverse, une teneur trop élevée en HCl peut conduire à un excès d'acidité, favorisant le cokage.

Ainsi, le suivi combiné de ces deux paramètres permet d'assurer un fonctionnement stable de l'unité.

Les valeurs enregistrées du rapport H₂O/HCl ainsi que de la teneur en chlore sur le support du catalyseur (Cl/Cat) sont présentées dans le tableau VI.7 et illustrées graphiquement dans les figures VI.13 et VI.15.

Tableau VI.7: Suivi du rapport Eau/Chlore de la fonction acide (H₂O / HCl) et de la teneur en chlore sur le support du catalyseur (Cl / support).

	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
H₂O/Cl	20-35	33	33	35	31	24
Cl/support	0.9-1.2	1.05	1.04	1.02	1.04	1.08

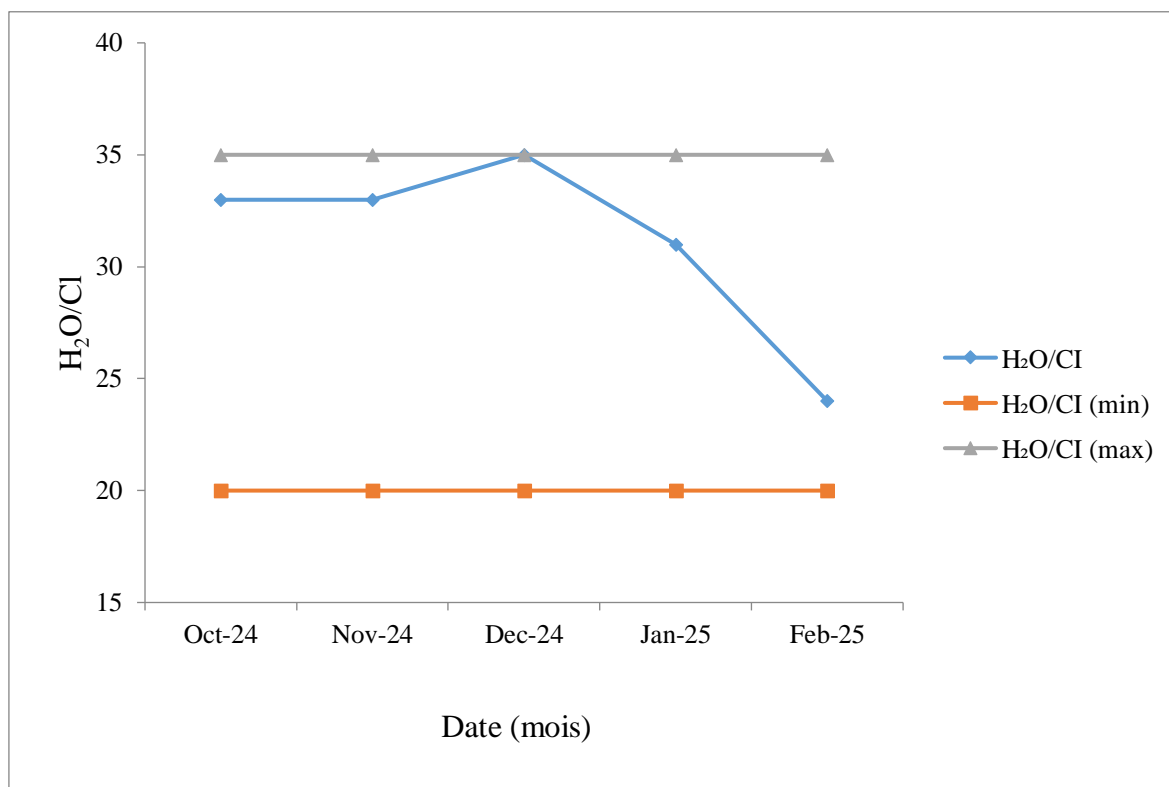


Figure VI.13 : Suivi du rapport Eau/Chlore de la fonction acide du catalyseur.

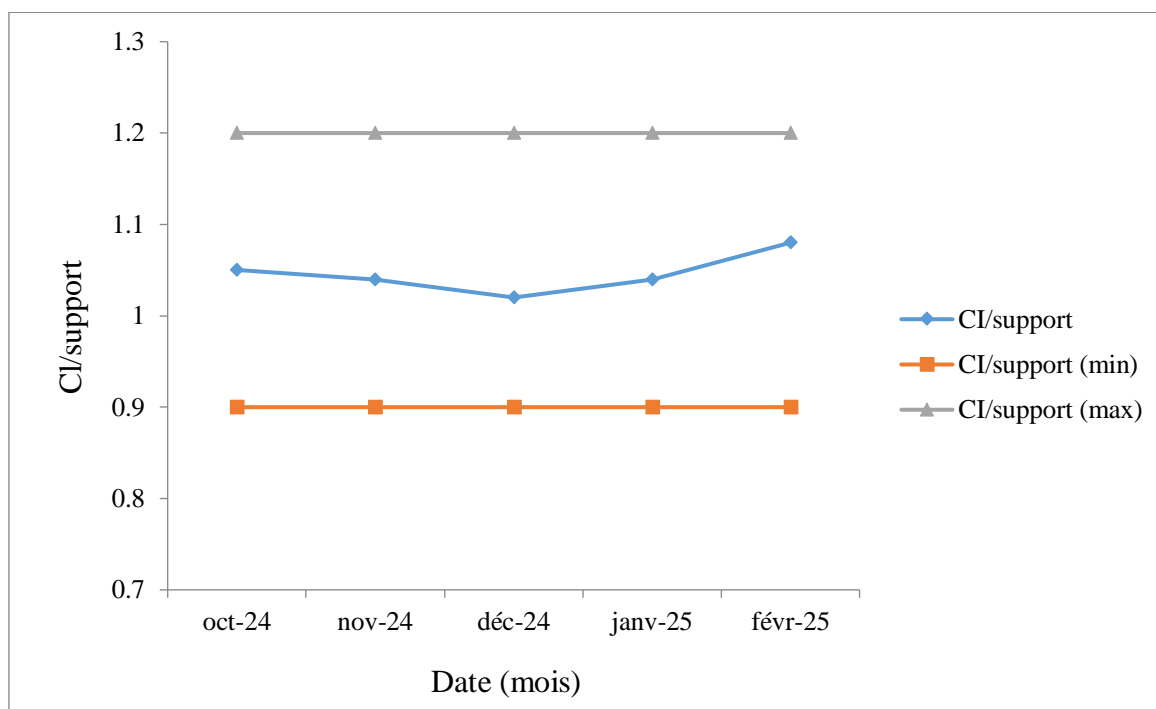


Figure VI.14 : Suivi de la teneur en chlore du catalyseur.

On observe que le rapport Eau/Chlore est resté dans la plage de design pendant toute la période d'étude, ce qui a contribué au bon maintien de la teneur en chlore sur le catalyseur.

VI.3.8. Indice d'octane (NO)

L'indice d'octane (NO) du réformât est un indicateur essentiel de la qualité du produit fini, directement lié à la valeur commerciale du carburant. Il traduit la capacité du carburant à résister à l'auto-allumage dans un moteur à essence, et reflète donc l'efficacité du reformage catalytique dans la conversion des hydrocarbures en aromatiques à haut indice d'octane.

Les valeurs enregistrées de l'indice d'octane au cours de la période d'étude sont présentées dans le tableau VI.8 et illustrées graphiquement dans la figure VI.15.

Tableau VI.8 : Suivi de l'indice d'octane NO.

	Design	oct-24	nov-24	déc-24	janv-25	févr-25
NO	100	94.5	96.5	95	95.5	95.6

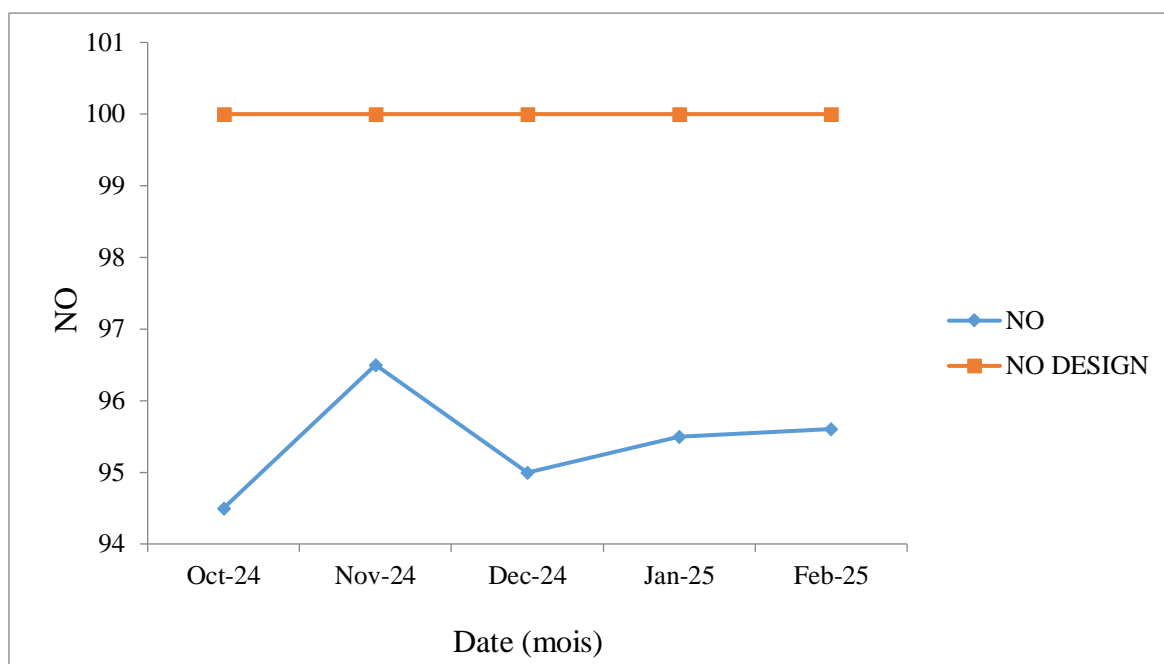


Figure VI.15 : Suivi de l'indice d'octane NO.

On constate d'après les résultats obtenus que l'indice d'octane mesuré est inférieur à la valeur de design. Cette baisse s'explique par la présence d'aromatiques lourds (notamment C9 et C10), issus de la transformation des naphthènes lourds et des paraffines à longue chaîne carbonée. Or, ces composés ne sont pas recherchés, car ils entravent la formation des aromatiques plus légers (C6 et C7), qui contribuent davantage à l'augmentation de l'indice d'octane.

VI.4. Conclusion

En conclusion, l'analyse des paramètres de fonctionnement de l'unité de reformage catalytique met en évidence plusieurs écarts par rapport aux conditions de design, traduisant une dégradation progressive des performances.

Conclusion générale

Conclusion générale

Le reformage catalytique du naphta constitue l'un des procédés fondamentaux dans l'industrie du raffinage, principalement utilisé pour produire une essence enrichie en composés aromatiques à haut indice d'octane.

Ce travail a été réalisé au sein de la raffinerie RA1/K de Skikda et a porté sur le suivi et l'analyse des paramètres clés influençant les performances de l'unité 100 de reformage catalytique (Magnaforming). L'étude a porté sur plusieurs paramètres critiques, notamment le profil de distillation ASTM de la charge, le rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC), la vitesse spatiale, les pertes de charge, les chutes de température dans les réacteurs, la température moyenne pondérée (WAIT), le rapport eau/chlore (H_2O/Cl), la teneur en chlore sur le catalyseur, ainsi que l'indice d'octane (NO). L'analyse de ces données a permis de tirer les conclusions suivantes:

- La qualité de la charge s'est révélée sous-optimale, notamment en raison d'un point initial inférieur à la valeur de design, traduisant une proportion excessive de C5 et C6, peu favorables à la formation d'aromatiques à haut indice d'octane.
- Le rapport H_2/HC , souvent en deçà de la valeur de conception, a potentiellement favorisé la formation de coke, contribuant à une augmentation significative des pertes de charge dans les réacteurs, particulièrement dans R2, et à une chute de l'activité catalytique, observée notamment à travers les ΔT faibles dans les réacteurs R3 à R5.
- La température WAIT est restée dans les limites de conception, assurant une sévérité opératoire adéquate, tandis que le rapport H_2O/Cl et la teneur en chlore ont été bien maîtrisés, contribuant au maintien de l'acidité du catalyseur .
- L'indice d'octane mesuré est resté inférieur à la valeur cible (design), ce qui s'explique par la nature de la charge et la présence accrue d'aromatiques lourds.

Globalement, bien que l'unité ait fonctionné de manière relativement stable sur le plan opérationnel, plusieurs limites de performance ont été identifiées, principalement liées à la qualité de la charge et à l'augmentation des pertes de charge par cokage. Ces constats suggèrent la nécessité :

- d'optimiser la charge,
- d'améliorer le refroidissement le débit de charge,
- et de renforcer la surveillance du ratio H_2/HC afin de préserver la durée de vie du catalyseur et d'atteindre les objectifs de qualité du réformât.

Références bibliographiques

- [1]: P.le prince, (1998). « Le raffinage de pétrole - procédés de transformation- » Tome –III- 3^{ème} édition, édition Technip paris
- [2]:J.F.Le page, (1978).« Catalyse de contact », édition Technip paris
- [3]: IFP Training, (2015).« Traitement des coupes légères et des distillats moyens » Ecole nationale supérieure du pétrole et des moteurs
- [4] :Gille FOURNIER et Jean-François JOLY, (1978). « Reformage catalytique », édition Technique de l'ingénieur, paris
- [5]: Professeur B. HAMADA, (2009).« Cours de Péetrochimie- Reforming Catalytique » Laboratoire de Synthèse Péetrochimique- Université de Boumerdes
- [6]: P.Withier,(1972). « Raffinage et génie chimique » Tome -I- 1ere édition, édition Technip paris
- [7]: Gumerov, F.M., Neindre, B.L., Bilalov, T.R. et Sagdeev, A.A. (2016) Régénération du catalyseur usé et imprégnation du catalyseur par fluide supercritique. International Journal of Analytical Mass Spectrometry and Chromatography, 4, 51-65. <http://dx.doi.org/10.4236/ijamsc.2016.44006>.
- [8]: V.A. Mazzieri, J.M. Grau, C.R. Vera, J.C. Yori, J.M. Parera, C.L. Pieck, "Pt-ReSn/Al₂O₃ trimetallic catalysts for naphtha reforming processes without presulfiding step", AppliedCatalysis A: General, Vol 296, 12 December 2005, P.(216-221) .
- [9]: Manuel des procédures, (2005), document Sonatrach . Département préparation et fiche technique .
- [10]: J.FLe page, (1978). “Catalyse de contact“édition Technip paris
- [11]: A. chauval, G.lefebvre, L.castex, (1985).” Procédés de pétrochimie ” Tome-I-2^{ème} édition, édition Technip paris
- [12]: Boultif Walid, (2012), Etude théorique du reformage catalytique: Applicationà l'échelle industrielle, Université Ferhat Abbas - Setif

[13]: Manuel des procédures, (2005), document Sonatrach . Département préparation et fiche technique .

[14]: A. Chauval, G. Lefebvre, L. Castex, (1985). " Procédés de pétrochimie " Tome-I-2ème édition, édition Technip paris

[15]: Bartholomew, C.H. (2001) Mechanisms of Catalyst Deactivation. Applied Catalysis A: General, 212, 17-60. [https://doi.org/10.1016/S0926-860X\(00\)00843-7](https://doi.org/10.1016/S0926-860X(00)00843-7).

[16]: Guisnet, M., Ribeiro, F.R. and Guisnet, M. (2011) Deactivation and Regeneration of Zeolite Catalysts. Imperial College Press, Singapore, World Scientific [Distributor], London, 340

[17]: Guidelines for the Management of Spent Catalysts.

<http://www.cefic.org/Documents/Industry%20sectors/ECMA/ECMA%20GUIDELINES%20FOR%20THE%20MANAGEMENT%20OF%20SPENT%20CATALYSTS-201202.pdf>

[18]: Ma, C.C. (2016) B2 Regeneration of Catalyst for Hydrogenation of Sugars. US Patent No. US 9427733. <https://www.google.ch/patents/US9427733> .

[19]: Baird Jr., W.C., Eberly Jr., P.E. and Balinsky, G.J. (1984) A Catalyst Regeneration in a Catalytic Reforming Process. US Patent No. US 4440667. <https://www.google.ch/patents/US4440667> .

[20]: H. Lieske, G. Lietz, H. Spindler and J. Völter, (1987), "Role of metallic and oxidic platinum in the catalytic combustion of n-heptane" J. Catal., Vol 104, P.(375-380).

[21]: Carlos L. Pieck, Estanisloao L. Jablonski and Jose M. Perera (1990), "Sintering-Redispersion of Pt-Re/Al₂O₃ during Regeneration Applied Catalysis", Vol 62P.(47- 60).

[22]: Boubergoug Adel, (2016), Régénération du catalyseur UOP (R86) du reforming catalytique, Université Badji Mokhtar-Annaba .

Résumé

Ce travail vise à suivre les paramètres clés du reformage catalytique afin d'évaluer la performance de l'unité de reformage catalytique RA1K de Skikda. Les résultats obtenus révèlent que la charge utilisée contient une proportion trop élevée de composés légers. De plus, le rapport hydrogène/hydrocarbure est insuffisant, ce qui favorise la formation de coke et accélère le vieillissement du catalyseur. Par ailleurs, la vitesse spatiale est réduite en raison de problèmes de refroidissement. Ces conditions conduisent à une accumulation de dépôts, une diminution de l'activité catalytique ainsi qu'à un indice d'octane inférieur aux attentes.

Mots clés : reformage catalytique, catalyseurs, performance catalytique, Indice d'octane.

Abstract

This work aims to monitor the key parameters of catalytic reforming in order to evaluate the performance of the RA1K catalytic reforming unit in Skikda. The results indicate that the feedstock used contains an excessively high proportion of light compounds. Moreover, the hydrogen/hydrocarbon ratio is insufficient, which promotes coke formation and accelerates catalyst aging. Additionally, the space velocity is reduced due to cooling issues. These conditions lead to deposit accumulation, a decline in catalytic activity, and an octane number lower than expected.

Keywords: catalytic reforming, catalysts, catalytic performance, octane number.

الملخص

يهدف هذا العمل إلى متابعة المعلمات الرئيسية لعملية الإصلاح التحفيزي من أجل تقييم أداء وحدة الإصلاح التحفيزي RA1K في سكيكدة. وقد أظهرت النتائج أن التغذية المستخدمة تحتوي على نسبة عالية جداً من المركبات الخفيفة. بالإضافة إلى ذلك، فإن نسبة الهيدروجين إلى الهيدروكربونات غير كافية، مما يعزز تكوّن الكوك ويُسرّع من تقادم المحفز. كما أن السرعة منخفضة بسبب مشاكل في التبريد. تؤدي هذه الظروف إلى تراكم الرواسب، وانخفاض في النشاط التحفيزي، بالإضافة إلى رقم أوكتان أقل من التوقعات.

الكلمات المفتاحية: الإصلاح التحفيزي، المحفّزات، الأداء التحفيزي، رقم الأوكتان.