

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE  
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques



## Mémoire de Master

Présenté par

OTSMANE Mahieddine

Et

FOUCHANE Mohammed El Amine

**Filière :** Hydrocarbures

**Spécialité :** Génie des Procédés : Raffinage

---

**Etude comparative et paramétrique de la section réactionnelle de l'unité de  
reformage catalytique CRU à la raffinerie d'Adrar RA1D**

---

**Devant le jury:**

BENMABROUKA	Hafsa	MCB	UMBB	Président
BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Examineur
HAMMADOU	Souad	MCA	UMBB	Encadrante

Année Universitaire: 2023/2024

## Résumé

Le procédé de reformage catalytique représente un défi majeur en matière d'exploitation en raison de sa dépendance à plusieurs paramètres opératoires complexes qui ne sont pas aisément maîtrisables telles que, la température de réaction, la de vitesse spatiale et le rapport hydrogène-hydrocarbure ( $H_2/H_C$ ) ...etc. Ces paramètres interagissent de manière délicate, influençant significativement la performance et l'efficacité globale du processus. Notre travail consiste à effectuer une comparaison entre la conception initiale et les conditions opérationnelles actuelles de l'unité de reformage catalytique CRU à l'usine d'Adrar. En utilisant le logiciel ASPEN HYSYS V11, nous avons réalisé une analyse de simulation détaillée afin de valider la conception initiale et de représenter fidèlement les conditions réelles. Ensuite, nous avons entrepris une étude paramétrique pour évaluer l'impact des variables opérationnelles sur le rendement de l'unité.

## ملخص

تمثل عملية الإصلاح التحفيزي تحديًا تشغيليًا كبيرًا نظرًا لاعتمادها على عدد من متغيرات التشغيل المعقدة التي لا يمكن التحكم فيها بسهولة، مثل درجة حرارة التفاعل، وسرعة التفاعل، وسرعة الحيز، ونسبة الهيدروجين إلى الهيدروكربون ( $H_2/H_C$ ) ، وما إلى ذلك. وتتفاعل هذه المتغيرات بطريقة دقيقة، مما يؤثر بشكل كبير على الأداء والكفاءة الكلية للعملية. يتألف عملنا من مقارنة التصميم الأولي وظروف التشغيل الحالية لوحدة المعالجة المركزية في مصنع أدرار. باستخدام برنامج ASPEN HYSYS V11، أجرينا تحليل محاكاة مفصل للتحقق من صحة التصميم الأولي وتمثيل الظروف الفعلية بدقة. بعد ذلك، أجرينا دراسة لتقييم تأثير المتغيرات التشغيلية على أداء الوحدة.

## Abstract

The catalytic reforming process represents a major operational challenge due to its dependence on several complex operating parameters which are not easily controllable, such as reaction temperature, space velocity and hydrogen-hydrocarbon ratio ( $H_2/H_C$ ) ...etc. These parameters interact in a delicate manner, significantly influencing overall process performance and efficiency. These parameters interact in a delicate manner, significantly influencing the performance and overall efficiency of the process. Our work involves a comparison between the initial design and current operating conditions of the CRU catalytic reforming unit at the Adrar plant. Using ASPEN HYSYS V11 software, we carried out a detailed simulation analysis to validate the initial design and accurately represent actual conditions. Next, we undertook a parametric study to assess the impact of operational variables on unit performance.

## **Remerciement**

En cette étape cruciale de notre vie académique, nous tenons à exprimer notre profonde gratitude envers toutes les personnes qui nous ont soutenus et encouragés tout au long de notre parcours. Le succès de ce mémoire de fin d'études n'aurait pas été possible sans leur précieuse contribution.

Tout d'abord, nous souhaitons exprimer notre gratitude envers le Bon Dieu pour le courage et la patience qu'il nous a accordés pour mener à bien cette tâche.

Nous tenons également à exprimer notre profonde reconnaissance envers nos chers parents et notre famille pour leur amour inconditionnel, leur soutien constant et leur encouragement sans faille. Leur soutien moral et leur confiance en nous ont été nos plus grandes sources de motivation. Nous leur sommes infiniment reconnaissants pour leur sacrifice et leur dévouement tout au long de notre parcours académique.

Nous exprimons notre sincère gratitude envers Mme HAMADOU pour son accompagnement et ses précieux conseils, qui nous ont été extrêmement utiles. Nous tenons également à remercier tous les professeurs du département de génie des procédés chimiques et pharmaceutiques pour leur expertise et leur soutien tout au long de notre parcours.

Enfin, nous tenons à exprimer notre reconnaissance envers tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la réussite de ce projet. Leur soutien été des éléments déterminants dans la réalisation de ce travail.

## Liste des abréviations

RA1D : Raffinerie Aval 1er D'ADRAR  
RPC : Raffinage Pétrolier Catalytique  
CNPC : China National Petroleum Corporation  
CPF : Central Processing Facility (Installation de Traitement Centralisé)  
ASTM D: American Society for Testing and Materials Standard for Distillation  
API : American Petroleum Institute  
CDU : Crude Distillation Unit (Unité de Distillation Atmosphérique)  
G.P.L : Gaz de Pétrole Liquéfié  
FCC: Fluid Catalytic Cracking (Craquage Catalytique Fluide)  
API°: American Petroleum Institute Gravity (Degré API)  
BSW : Basic Sediment and Water (Sédiments et Eau de Base)  
DCS : Distributed Control System (Système de Contrôle Distribué)  
PI: Point Initial  
PF: Point Final  
SS : Sous Station  
BTX : Benzène, Toluène, Xylène  
RON : Research Octane Number (Indice d'Octane de Recherche)  
BTX : Benzène, Toluène, Xylène  
IO : Indice d'Octane  
MON : Motor Octane Number (Indice d'Octane Moteur)  
VVH : Volume Hourly Space Velocity (Vitesse Horaire Volumique)  
UOP : Universal Oil Products  
PRT-C : Producteur de Réactifs pour Traitement - Catalyseur  
PRT-D : Producteur de Réactifs pour Traitement - Désulfuration  
PFD : Process Flow Diagram  
CCR : Continuous Catalyst Regeneration (Régénération Continue du Catalyseur)  
PFD : Process Flow Diagram (Schéma de Flux de Processus)  
IFP : Institut Français du Pétrole  
UOP : Universal Oil Products  
KUOP : Kellogg Universal Oil Products  
LHSV : Liquid Hourly Space Velocity (Vitesse Horaire Spatiale Liquide)  
WHSV : Weight Hourly Space Velocity (Vitesse Horaire Spatiale Pondérale)  
WAIT : la température moyenne d'entrée

**Liste des figures**

Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie d'Adrar.....	5
Figure I.2 : Les différents gisements de la raffinerie .....	7
Figure III.1 : Réaction de la désulfuration de mercaptan .....	30
Figure III.2 : Réaction de la désulfuration de thiophène.....	30
Figure III.3 : Réactions de la dénitrification .....	31
Figure III.4 : Réactions du Désoxygénation.....	32
Figure III.5 : Réactions d'hydrogénation .....	32
Figure III.6 : Principe du reformage catalytique .....	33
Figure III.7 : La déshydrogénation du cyclohexane.....	35
Figure III.8 : La déshydrocyclisation du n-heptane .....	35
Figure III.9 : L'isomérisation du n-heptane .....	36
Figure III.10 : L'isomérisation d'alkylcyclopentane.....	36
Figure III.11 : Exemple des réactions du craquage .....	37
Figure III.12 : Exemple d'hydrogénolyse des paraffines .....	38
Figure III.13 : La désalkylation du Toluene.....	38
Figure III.14 : Reformage catalytique semi régénératif. ....	45
Figure III.15 : Reformage catalytique régénératif – Procédé U.O.P.....	46
Figure III.16 : Reformage catalytique régénératif – Procédé I.F.P .....	47
Figure IV.1 : schéma du préfractionnement du naphta .....	52
Figure IV.2 : schéma du prétraitement (purification) du naphta léger.....	53
Figure IV.3 : Schéma du refroidissement du naphta purifié .....	54
Figure IV.4 : Schéma général de processus de reformage catalytique.....	56
Figure IV.5 : Schéma de la séparation des produits et le recyclage du gaz .....	57
Figure IV.6 : Schéma de la colonne de la stabilisation .....	58
Figure V.1 : Schéma qui représente section réactionnelle du reformage catalytique. ....	64
Figure V.2 : Modèle de la section réactionnel d'Aspen HYSYS Petroleum Refining .....	67
Figure V.3 : Evolution du RON en fonction de la vitesse spatial .....	76
Figure V.4 : Evolution du rendement aromatique en fonction de la vitesse spatial.....	76
Figure V.5 : Evolution du Coke sur catalyseur en fonction de la vitesse spatial .....	77
Figure V.6 : Evolution du RON en fonction du rapport H <sub>2</sub> /H <sub>C</sub> .....	79
Figure V.7 : Evolution du rendement aromatique en fonction du rapport H <sub>2</sub> /H <sub>C</sub> .....	79
Figure V.8 : Evolution de la température en fonction du Rapport H <sub>2</sub> /H <sub>C</sub> .....	80
Figure V.9 : Evolution du RON en fonction de la Température .....	82
Figure V.10 : Evolution du Coke sur catalyseur en fonction de la Température .....	82

## Liste des tableaux

Tableau I.1 : Propriétés physiques-chimique de pétrole brut d'alimentation de la raffinerie RA1D.....	8
Tableau II.1 : La composition chimique du naphta .....	24
Tableau II.2 : Les caractéristiques de la charge naphta .....	24
Tableau II.3 : Les Impuretés contenues dans la charge naphta .....	25
Tableau III.1 : Teneurs maximales en impuretés de la charge du reformage catalytique .....	29
Tableau III.2 : Cinétique et thermodynamique des réactions du reformage catalytique. ....	39
Tableau IV.1 : Bilan de matière section de préfractionnement .....	51
Tableau IV.2 : Caractéristique du catalyseur de la section Prétraitement .....	53
Tableau IV.3 : Caractéristique du Catalyseur de la section Reforming. ....	55
Tableau V.1 : La Composition de la charge d'entrée dans les Réacteurs dans le cas design et l'actuel ....	65
Tableau V.2 Dimensionnement des quatre Réacteur.....	66
Tableau V.3 : Les paramètres de fonctionnement de la charge initiale dans la section réactionnelle.....	66
Tableau V.4 : Paramètres de fonctionnement des réacteurs .....	70
Tableau V.5 : Paramètres de fonctionnement des réacteurs cas actuel .....	71
Tableau V.6 : Résultat de fonctionnement des Réacteurs .....	71
Tableau V.7 : La Composition et les Propriétés du Reformat.....	72
Tableau V.8 : Les Propriétés du gaz riche en Hydrogène Recyclé .....	73
Tableau V.9 : Bilan de matière global de l'unité CRU .....	74
Tableau V.10 : Effet de la vitesse spatial sur le procédé.....	75
Tableau V.11: Effet du rapport ( $H_2/H_C$ ) sur le procédé.....	78
Tableau V.12 : Effet de la température sur le procédé .....	81

## Sommaire

Remerciement.....	I
Résumé.....	II
Liste des abréviations.....	III
Liste des figures.....	IV
Liste des tableaux.....	V
Introduction .....	1
CHAPITRE.I.    PRÉSENTATION DE LA RAFFINERIE D'ADRAR (RA1D).....	3
I.1.    Introduction .....	4
I.2.    Historique .....	4
I.3.    Site géographique de la raffinerie.....	4
I.4.    L'objectif de la raffinerie RA1D. ....	5
I.5.    Propriétés physiques-chimique de pétrole brut d'alimentation de la raffinerie. ....	6
I.6.    La capacité de traitement et de production de la raffinerie. ....	9
I.6.1.    La capacité de traitement.....	9
I.6.2.    La capacité de production .....	9
I.7.    Les Principales unités de la raffinerie d'ADRAR .....	10
I.7.1.    Les unités de production .....	10
I.7.2.    Les utilités .....	15
I.8.    Conclusion .....	19
CHAPITRE.II.    GENERALITE SUR LE NAPHTA.....	20
II.1.    Introduction .....	21
II.2.    Différentes sources du naphta.....	21
II.2.1.    Pétrole brut .....	21
II.2.2.    Condensats de gaz naturel.....	22
II.2.3.    Distillation du goudron de houille.....	22
II.3.    Les différents types du naphta .....	23
II.4.    La composition chimique du naphta.....	23
II.5.    Spécification et caractéristiques de la charge naphta .....	24
II.6.    Les Impuretés contenues dans la charge naphta .....	25
II.7.    Valorisation du naphta.....	25
II.7.1.    L'utilisation du naphta dans l'industrie pétrochimique.....	26

II.7.2. L'utilisation du naphta dans la production d'hydrogène.....	26
II.7.3. L'utilisation du naphta comme solvant .....	26
II.7.4. L'utilisation du naphta comme carburants .....	26
II.8. Conclusion .....	27
CHAPITRE.III. Reformage Catalytique .....	28
III.1. Introduction.....	29
III.2. Hydrotraitement de la charge du reformage catalytique [11] .....	29
III.3. Principe du procédé de reformage catalytique.....	33
III.4. Indice d'octane .....	34
III.5. Les réactions mise en jeu dans le processus de reformage catalytique.....	34
III.5.1. Les réactions désirables principales .....	34
III.5.2. Réactions parasites .....	36
III.6. Considérations thermodynamiques et cinétiques .....	39
III.7. Impact des variables opératoires .....	40
III.8. Généralité sur le catalyseur de reformage catalytique .....	42
III.8.1. La désactivation du catalyseur.....	42
III.8.2. La régénération du catalyseur.....	42
III.8.3. Propriétés mécaniques et physiques [3].....	43
III.8.4. Mécanisme du catalyseur.....	44
III.8.5. Poison de catalyseur [22].....	44
III.9. Type du procédés de reformage catalytique .....	44
III.9.1. Le procédé semi-régénératif (lit fixe) .....	45
III.9.2. Procédés régénératifs U.O.P [23] .....	46
III.9.3. Procédés I.F.P régénératifs [24] .....	47
III.10. Conclusion .....	48
CHAPITRE.IV. Description l'unité de reformage du naphta de la RA1D.....	49
IV.1. Introduction.....	50
IV.2. L'objectif de l'unité de reformage du naphta CRU .....	50
IV.3. Description de l'unité de reformage du naphta CRU de la RA1D.....	51
IV.3.1. Section du préfractionnement .....	51
IV.3.2. Section de la purification de la charge.....	52
IV.3.3. Section du refroidissement du naphta purifié .....	54

# Sommaire

IV.3.4.	Section réactionnelle.....	55
IV.3.5.	Section de la séparation du produit du reforming.....	56
IV.4.	Conclusion .....	58
CHAPITRE.V.	Modélisation et simulation.....	59
V.1.	Introduction .....	60
V.2.	Méthodologie de travail.....	60
V.3.	Présentation du logiciel ASPEN HYSYS.....	60
V.3.1.	Définition de modélisation et simulation : .....	60
V.3.2.	Concept du simulateur Aspen HYSYS .....	61
V.3.3.	Caractéristiques principales de « Aspen HYSYS » .....	62
V.4.	Les étapes de la modélisation et la simulation de la section réactionnelle CRU.....	63
V.4.1.	Modèle de la section réactionnelle .....	63
V.4.2.	Charge d'entrée du réacteur .....	64
V.4.3.	Le choix du modèle thermodynamique.....	65
V.4.4.	Dimensionnement des réacteurs.....	65
V.4.5.	Paramètres de fonctionnement de la charge initiale.....	66
V.4.6.	Calibration de Modèle Reforming Catalytique initial.....	66
V.4.7.	Elaboration du PFD.....	68
V.5.	Résultats et interprétations.....	70
V.5.1.	Comparaison entre le cas design et le cas actuel.....	70
V.5.2.	Bilan de matière global .....	74
V.5.3.	Etude paramétrique du procédé de reformage catalytique.....	74
Conclusion.....		85
Références .....		86

## Introduction

Dans un contexte de compétition mondiale en constante expansion, les raffineries modernes sont confrontées à un défi majeur c'est l'accroître leur marge de raffinage pour rester compétitives et rentables. Cette pression concurrentielle exige une maximisation de l'efficacité et de l'optimisation des processus, des impératifs opérationnels incontournables pour augmenter les marges de raffinage. De nos jours, ces raffineries sont contraintes de repousser les limites de l'ingénierie et de l'innovation pour répondre aux exigences d'un marché mondial dynamique, où chaque fraction de pourcentage de marge supplémentaire peut faire une différence cruciale dans leur positionnement économique. En effet, l'optimisation des processus devient un pilier stratégique incontournable pour assurer la compétitivité et la pérennité des raffineries dans un paysage énergétique en perpétuelle évolution.

La quête d'une qualité accrue des produits raffinés, conforme aux normes exigées par les marchés finaux, est réalisée au moyen de procédés de transformation dans l'industrie du raffinage. Parmi ces techniques, le reformage catalytique figure parmi les plus fréquemment employées.

Le reformage catalytique consiste principalement à transformer des fractions pétrolières à faible indice d'octane, généralement désignées sous le nom de naphthas, en carburants à indice d'octane élevé. Cette transformation vise à augmenter significativement la teneur en composés aromatiques, permettant ainsi de prévenir le phénomène de cliquetis dans les moteurs à essence. Le cliquetis est souvent attribué à un faible indice d'octane, ce qui en fait l'une de ses principales causes.

Cette étude paramétrique du procédé de Reformage a été menée dans le cadre de notre recherche. Pour ce faire, nous avons adopté une méthodologie rigoureuse reposant sur l'utilisation du logiciel ASPEN HYSYS V11 pour mener une étude de simulation approfondie visant à vérifier le cas de conception initial. Une fois cette conception validée, nous avons procédé à la simulation en utilisant les données actuelles, assurant ainsi une représentation précise des conditions opérationnelles réelles. Ensuite, notre attention s'est portée sur l'étude des paramètres, où nous avons minutieusement analysé l'impact des variables opérationnelles de l'unité sur son rendement. Cette analyse approfondie nous a permis de mieux comprendre les interactions complexes entre les différents paramètres et de déterminer les ajustements nécessaires pour optimiser les performances de l'unité de production chimique.

Notre travail est divisé en cinq chapitres, dans le premier chapitre, nous présentons en détail la raffinerie d'Adrar, mettant en lumière son emplacement, son infrastructure, sa capacité de production et son importance dans l'industrie pétrolière régionale.

## Introduction

Le deuxième chapitre aborde les généralités sur le naphta, un produit pétrolier essentiel, en décrivant ses caractéristiques, ses utilisations et son importance dans les processus de raffinage. Le troisième chapitre se concentre sur le processus crucial du reformage catalytique, détaillant les principes fondamentaux, les réactions chimiques impliquées et les technologies utilisées dans cette étape de transformation du naphta en produits à haute valeur ajoutée.

Le quatrième chapitre offre une description approfondie de l'unité de reformage catalytique du naphta CRU de la RAID, en mettant en avant son fonctionnement, sa conception et son rôle dans le processus global de raffinage.

Enfin, dans le cinquième chapitre nous réaliserons une modélisation et une simulation approfondies de l'unité de reformage, ainsi qu'une vérification du cas design et une étude paramétrique.

# **CHAPITRE.I. PRÉSENTATION DE LA RAFFINERIE D'ADRAR (RA1D)**

## I.1. Introduction

Les raffineries algériennes jouent un rôle essentiel dans la conversion du pétrole brut en produits raffinés, répondant ainsi aux besoins nationaux en carburant, produits pétrochimiques et autres dérivés. Le pays de l'Algérie compte plusieurs raffineries tel que la Raffinerie d'Alger, La raffinerie de Hassi Massoud, la raffinerie d'Arzew, la raffinerie de Skikda et enfin raffinerie d'Adrar (RA1D).

La raffinerie d'ADRAR est l'une des nombreuses raffineries qui constituent actuellement la division production de la branche RPC. Elle dispose de différentes installations de base, permettant d'assurer la production, le stockage et l'expédition.

Au cours de ce chapitre on va parler de la raffinerie d'Adrar SBAA (RA1D) et sa situation géographique, sa capacité, ses différentes unités.

## I.2. Historique

À l'origine, la raffinerie SBAA Adrar représentait une collaboration entre la China National Oil Corporation (CNPC) et la société pétrolière nationale algérienne (SONATRACH). En 2001-2005, Dans le cadre du plan quinquennal d'investissement, la construction de la raffinerie d'Adrar a été programmée pour renforcer les capacités de raffinage du pays. Les travaux ont été initiés en juin 2004, nécessitant un budget de 167 millions de dollars, et la raffinerie est devenue opérationnelle en mai 2007. Sa production était alors commercialisée par NAFTACHIN.

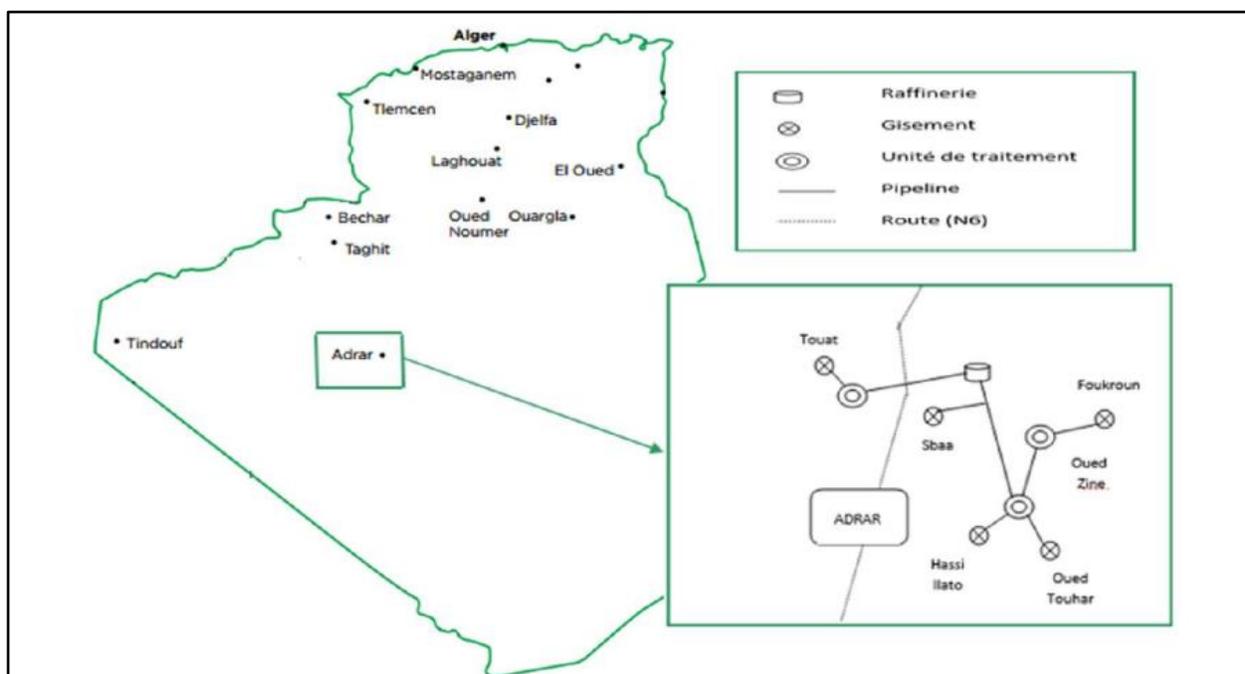
En 2011, l'usine a été le théâtre de plusieurs grèves menées par son personnel algérien, qui revendiquait auprès de la CNPC les mêmes avantages que leurs homologues chinois. En janvier 2012, suite à un arbitrage du Ministère de l'Énergie, une équipe conjointe Sonatrach-CNPC a été établie pour "examiner les modalités d'une solution globale, incluant éventuellement la reprise à terme de la raffinerie par Sonatrach". Cet arbitrage a mis fin à plusieurs mois de grèves qui avaient entravé la production. En 2014, Sonatrach a acquis l'usine, et la production a commencé avec des mains de travailleurs 100 % algériennes est commercialisée par la société NAFTAL. [1]

## I.3. Site géographique de la raffinerie

La raffinerie d'Adrar (RA1D) est située au sud algérien à environ 1400 km de la capital Alger, Il est à environ 00°11' de longitude ouest, latitude 27° 49' nord. Elle occupe une superficie totale de 84 hectares dont 37 hectares occupé par le process, elle construite sur un site se trouvant à 40 km au nord d'Adrar et à 2 km à de l'est la ville de SBAA (Figure I.1)

Le relief du site de la raffinerie est plat, avec une tendance à la hausse dans le nord-est et à la baisse dans le sud-ouest. La surface est le désert de GEBI sans végétation. Il y a une zone agricole à l'ouest de la raffinerie, elle est à 900m de la raffinerie, il y a une route principale du sud au nord, qui relie la ville d'ADRAR à la capitale Alger. La route menant à l'usine de gaz naturel SONATRACH se trouve à 1,8 km du côté sud de la raffinerie, et il y a une ligne de transmission d'énergie de 30 KV pour l'agriculture adossée au côté nord de la route.

L'usine de gaz naturel se trouve à environ 7 km de l'autoroute principale. La zone d'exploration et de développement de France Natural Gas Corp se trouve à l'ouest de la raffinerie. Et il y a une ligne de transmission régionale à haute tension de 220 KV qui passe le long du côté ouest de la raffinerie.



**Figure I.1 : Situation géographique de la raffinerie d'Adrar**

## **I.4. L'objectif de la raffinerie RA1D.**

Les objectifs de la raffinerie d'Adrar vont bien au-delà de la simple transformation du pétrole brut. En tant que pilier économique de la région, cette installation s'efforce de répondre à plusieurs besoins fondamentaux :

À une échelle industrielle significative, bien que la raffinerie d'Adrar ne soit pas la plus grande en Algérie, elle demeure la seule dans sa région, avec une capacité de production de 600 000 tonnes par an, soit environ 12 500 barils par jour, sur une période de 25 ans. Elle contribue ainsi à

répondre à la demande locale en produits pétroliers et à soutenir les objectifs de production pétrolière du pays [2].

L'objectif principal de cette raffinerie est de convertir le pétrole brut en une gamme variée de produits raffinés, tels que l'essence, le diesel, le fioul et d'autres combustibles. Ces produits sont essentiels pour répondre à la demande locale en énergie et en carburants, soutenant ainsi les besoins en transport, en chauffage et en industrie de la région.

En produisant une large gamme de produits pétroliers, la raffinerie d'Adrar contribue à renforcer l'autosuffisance énergétique de la région. Plutôt que de dépendre entièrement des importations du nord, la raffinerie fournit localement une partie importante des besoins en carburant et en énergie, ce qui aide à stabiliser l'économie locale et à réduire la dépendance extérieure.

La raffinerie est située dans la wilaya d'Adrar, et sa construction et son exploitation ont un impact économique significatif dans la région. Elle génère des emplois locaux, avec 2000 personnes employées dès le début du projet, un chiffre qui atteindra 2200 à pleine capacité de production [2]. En favorisant la croissance industrielle et en stimulant les activités économiques connexes, cette installation joue un rôle clé dans l'amélioration du niveau de vie et dans la réduction du chômage local.

Bien que les sources fournies ne mentionnent pas de lien direct avec l'armée, la raffinerie d'Adrar, en tant qu'infrastructure stratégique, peut indirectement contribuer à la sécurité énergétique du pays, un aspect crucial pour de nombreuses nations. En favorisant la croissance industrielle et en stimulant les activités économiques connexes, cette installation joue un rôle clé dans l'amélioration du niveau de vie et dans la réduction du chômage local.

### **I.5. Propriétés physiques-chimique de pétrole brut d'alimentation de la raffinerie.**

L'alimentation en pétrole brut de la raffinerie d'Adrar provient de quatre gisements distincts, à savoir :

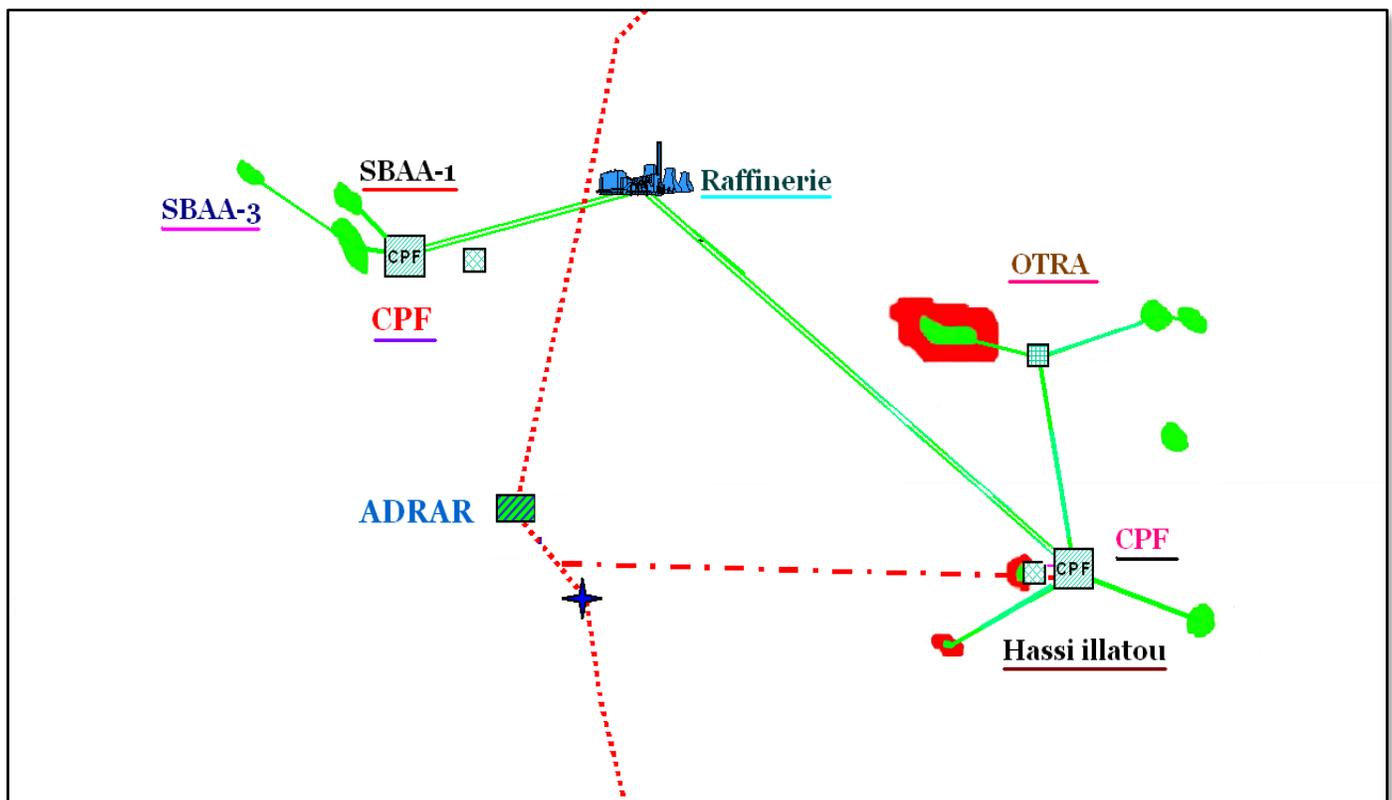
- Le gisement SBAA-1.
- Le gisement SBAA-3.
- Le gisement de Hassi ILLATOU.
- Le gisement d'OTRA (Oued TOURHAR).

Les gisements SBAA-1 et SBAA-3, localisés à l'ouest de la commune de SBAA, contribuent à l'approvisionnement en pétrole brut. Ceux-ci sont soumis à un processus de traitement au Centre de Traitement (CPF), où une décantation simple permet de séparer l'eau du pétrole brut, ne

conservant que la fraction liquide d'huile. Après ce traitement, le pétrole est acheminé vers la raffinerie.

Quant au gisement de Hassi ILLATOU, situé à 90 km à l'est de la wilaya d'Adrar et au sud-est de la raffinerie, il est équipé de douze puits pétroliers, chacun étant associé à un puits d'eau injecteur. L'exploitation du pétrole brut de ce gisement implique une rotation entre ses puits.

Le gisement d'OTRA, quant à lui, est positionné au nord-est de la wilaya d'Adrar et est équipé de sept puits pétroliers accompagnés de puits d'eau injecteurs. Le pétrole brut provenant des gisements de Hassi ILLATOU et d'OTRA est acheminé vers le Centre de Traitement (CPF) pour y subir une séparation de l'eau du brut. Avant cette séparation, le brut est refroidi dans des condenseurs, puis stocké dans des réservoirs où l'eau est drainée après décantation.



**Figure I.2 : Les différents gisements de la raffinerie**

Le pétrole brut provenant de divers gisements (SBAA-1, SBAA-3, Hassi ILLATOU et OTRA) peut être caractérisé comme étant de la catégorie des pétroles mixtes. Il s'agit d'un brut léger, ayant une densité de 0,834 g/l à 20°C, et présentant une faible teneur en soufre. Ses principales caractéristiques sont les suivantes [3] :

**Tableau I.1 : Propriétés physiques-chimique de pétrole brut d'alimentation de la raffinerie RA1D.**

Caractéristiques	Méthodes	Résultats
Masse volumique à 20°C, g/cm <sup>3</sup>	ASTM D5002	0.8130
Masse volumique à 15°C, g/cm <sup>3</sup>	ASTM D1250	0.8168
Specific Gravity 60/60°F	Tables 53A	0.8176
°API		41.5
Tension de vapeur Reid, (TVR) à 37.8°C (100°F), KPa, mmHg, Psi	ASTM D323	51.8, 388, 7.51
Point d'éclair, Vasse fermé, C°	ASTM D56	< -5
Point de congélation, C°	ASTM D 5853	-39
Point d'écoulement, C°	ASTM D 5853	-36
Viscosité cinématique à 20°C, cst	ASTM D445	5.712
Viscosité cinématique à 37.8°C, cst	ASTM D445	4.798
*Teneur en soufre par Ray x, %Pds, Ppm	ASTM D4294	0.0992, 992
Pouvoir Calorifique Supérieur, Kcal/kg	ASTM D240	10975.2
Pouvoir Calorifique Inferieur, Kcal/kg	Calcule	10170.8
Poids moléculaire, g/mole	Abaque	250
KUOP	UOP 375	12.45
Teneur en eau et en sédiments (BSW), % Vol	ASTM D96	0.1
Teneur en eau par extraction, % Vol	ASTM D95	Nulle
Teneur en sel, Ppm	ASTM D6470	31.1
TAN, MgKOH/g	ASTM D664	0.02
Teneur en asphaltènes, %Pd	NFT60 115	(a)
Teneur en Résidu de Carbone, %Pd -Méthode micro-	ASTM D4530	1.365
Teneur en Mercure, Ppb	UOP9 38	(a)
Teneur en Paraffines, %P	UOP 46-64	(a)

## I.6. La capacité de traitement et de production de la raffinerie.

### I.6.1. La capacité de traitement

La raffinerie d'Adrar en Algérie, avec une capacité de traitement de 0,6 million de tonnes par an [2], se classe actuellement comme la plus petite du pays. En comparaison, voici les capacités des autres raffineries en Algérie :

- La raffinerie d'Alger : Sa capacité de raffinage a été augmentée pour atteindre 3,645 millions de tonnes par an [2].
- La raffinerie de Skikda : Avant réhabilitation, sa capacité était de 15 millions de tonnes par an, puis a été augmenté à 16,5 millions de tonnes par an après réhabilitation [2].
- La raffinerie d'Oran : Avant réhabilitation, sa capacité était de 2,5 millions de tonnes par an. Après réhabilitation, elle est désormais de 3,75 millions de tonnes par an.

### I.6.2. La capacité de production

La raffinerie d'Adrar a une capacité de production annuelle totale de 600 000 tonnes de produits pétroliers. Voici la répartition de cette capacité par produit :

**Tableau I.2: répartition de la capacité de production annuelle de la raffinerie d'Adrar par produit.**

La charge	$10^4$ Tonne/An	m%
Pétrole Brut	60.00	100
Product		
Propane	1.48	2.47
Butane	3.20	5.34
Essence	21.39	35.64
Kérosène	3.00	5.00
Gasoil	23.94	39.90
Fuel oil	1.55	2.58
Fuel gas	2.68	4.47
Coke (RFCC)	2.33	3.88
Perte	0.20	0.72
Totale	60.00	100

La raffinerie d'Adrar en Algérie, avec une capacité de traitement de 0,6 million de tonnes par an [2], se classe actuellement comme la plus petite du pays. En comparaison, voici les capacités des autres raffineries en Algérie :

- La raffinerie d'Alger : Sa capacité de raffinage a été augmentée pour atteindre 3,645 millions de tonnes par an [2].
- La raffinerie de Skikda : Avant réhabilitation, sa capacité était de 15 millions de tonnes par an, puis a été portée à 16,5 millions de tonnes par an après réhabilitation [2]
- La raffinerie d'Oran : Avant réhabilitation, sa capacité était de 2,5 millions de tonnes par an. Après réhabilitation, elle est désormais de 3,75 millions de tonnes par an.

### **I.7. Les Principales unités de la raffinerie d'ADRAR**

La raffinerie d'Adrar comprend deux types d'unités principales : les unités de production, qui créent bien et services, et les utilités, qui procurent satisfaction et avantages à travers la consommation.

#### **I.7.1. Les unités de production**

##### **I.7.1.1 Unité de distillation atmosphérique CDU201**

La distillation atmosphérique est la première procédure de traitement du brut. Sur la base de différents points d'ébullition de différentes compositions dans le brut, ils sont séparés du pétrole brut dans la tour de fractionnement après avoir été chauffés. Le naphta, le kérosène et le diesel à bas point d'ébullition sont séparés dans l'unité de distillation atmosphérique. Les résidus atmosphériques sont utilisés comme matière première de l'unité de craquage.

Cette unité comprendre deux sections :

#### **A. Section de fractionnement principal**

##### **▪ Préchauffage du brut**

Le brut est aspiré depuis le bac de stockage par une pompe de charge et passe à travers une série d'échangeurs constituant le train de préchauffage. Le brut est chauffé successivement par les vapeurs de tête des colonnes de préflash et atmosphérique dans quatre échangeurs situés sur quatre tronçons parallèles, atteignant une température de 91°C. Ensuite, le brut continue son préchauffage à travers plusieurs autres échangeurs, passant notamment par une opération de dessalement électrique. À la sortie de cette série d'échangeurs, le brut atteint une température de 242°C avant d'entrer dans la colonne de préflash. Dans cette colonne, une partie du brut est

vaporisée, les vapeurs sont refroidies dans des aéroréfrigérants et des condenseurs, puis récupérées dans un ballon de reflux. Ce ballon est maintenu à une pression de 0,25 MPa et une température de 40°C, avec une vanne automatique de dégazage pour réguler la pression. Une partie du liquide de ce ballon est renvoyée vers la tête de la colonne comme reflux, tandis que le reste est utilisé comme charge pour la colonne stabilisatrice. Le brut flashé du fond de la colonne est ensuite refoulé à travers d'autres échangeurs avant d'être utilisé dans le processus suivant.

### ▪ **Chauffage du brut**

Le chauffage du brut se fait au niveau du four Atmosphérique qui est un four cylindrique vertical. A la sortie d'échangeur, le brut a une température de 262°C, il entre par deux passes au niveau de la zone de convection du four, puis traverse la zone de radiation où se fait l'essentiel du transfert thermique. Et à la sortie du four, le brut a une température de 360°C.

### ▪ **Fractionnement du brut**

Le brut entre dans la colonne atmosphérique, au niveau du plateau 47 (zone de flash). Les fractions légères migrent en haut de la colonne, tandis que le brut réduit s'écoule au fond de la colonne (zone d'épuisement).

La pression et la température de tête sont de 0.05 Mpa et 130°C, où les différents produits issus de la distillation atmosphérique sont :

- Naphta de la tête de la distillation
- Kérosène du 1er soutirage
- Le gasoil léger de deuxième soutirage
- Le gasoil lourd de 3eme soutirage
- Résidu atmosphérique de fond de la colonne

## **B. Section fractionnement de gaz**

Elle se compose de trois colonnes : Dépropaniseur (C-201 202), Déethaniseur (C-201203) et Dépentaniseur (C-201 204) :

### ▪ **Dépropaniseur**

En plus des G.P.L de l'unité de distillation atmosphérique, les G.P.L des unités reforming Catalytique et craquage catalytique sont récupérés dans le ballon accumulateur D-201 202.

L'alimentation de la colonne se fait au niveau du 27 plateau à une température de 70.6 °C. Le fond du dépropaniseur constitué de butane, sert de charge d'alimentation du dépentaniseur.

### ▪ **Dépentaniseur**

La charge de cette colonne est constituée du fond du dépropaniseur, l'alimentation se fait au niveau du 19e plateau à une température de 44.1 °C.

Les gaz incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz, la phase liquide est aspirée par les pompes. Elle constitue le butane commercial dont une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux. Les pressions et températures de tête sont respectivement de, 0.37 Mpa et 41.6 °C, et le fond refroidi, est expédié vers stockage, comme naphta léger (light naphta) qui sera un des constituants de la charge de l'unité reforming

### ▪ **Dééthaniseur**

La charge du dééthaniseur est constituée de la phase liquide du ballon de reflux du dépropaniseur. Et les vapeurs de tête constituées essentiellement d'éthane et le fond de la colonne constitue le propane commercial.

### **I.7.1.2 Unité de reforming catalytique CRU-202**

À l'origine, le but de reformage catalytique est la transformation de coupes pétrolières à faible indice d'octane (40 à 60), couramment appelées naphthas, en bases pour carburant à haut indice d'octane. Cette amélioration de l'indice résultant essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatiques et d'isomériser des alcanes linéaires en alcanes ramifiés, on envisagea l'utilisation du procédé pour la production de ceux-ci. On opérait alors, dans des conditions particulières, sur une coupe d'essence sélectionnée, en vue de produire plus spécifiquement des hydrocarbures destinés à la chimie. [4]

L'unité reforming catalytique est conçue pour traiter 116 000 tonnes par an de charge naphta produite par l'unité distillation atmosphérique, Cette unité est divisée en trois sections :

**A. Section de Préfractionnement** : cette section a pour but de séparer la charge en une coupe légère et une coupe plus lourde recueillie au fond de la colonne.

**B. Section de prétraitement** : cette section a pour but d'éliminer les impuretés et les éléments toxiques contenus dans la charge afin de préserver l'activité chimique du catalyseur et maintenir sa durée de vie.

**C. Section reforming** : est constituée essentiellement d'une série des réacteurs pour la modification de la structure du squelette carboné sans toucher à sa taille, Il est effectué à 500°C

en présence d'un catalyseur à base de platine et sous pression. Diverses réactions chimiques peuvent avoir lieu lors d'un reformage, il Ya quatre réactions essentielles mise en jeu :

- Les naphthalènes sont déshydrogénés en aromatiques et hydrogène
- Les paraffines sont déshydrogénées et cyclisées en aromatiques
- Les paraffines normales sont transformées en iso -paraffines
- Hydrocraquage sert à casser des paraffines avec des chaines linéaires grandes

Les produits de l'unité de reformage catalytique sont :

- Essence
- G.P.L
- Naphta léger (light naphta),
- Naphta raffiné (refined oil) (fond colonne d'évaporation)
- Des gaz incondensables (combustible pour fours et les chaudières de l'unité)
- L'hydrogène (pour les réactions du procédé).

### **I.7.1.3 Unité de craquage catalytique RFCC 203**

Le craquage catalytique est un processus clé dans l'industrie pétrolière. Son objectif principal est de convertir les hydrocarbures lourds et complexes présents dans les fractions lourdes du pétrole brut en produits plus légers et plus précieux tels que l'essence et le diesel.

L'unité craquage catalytique est la 3<sup>eme</sup> unité de production de la raffinerie, sa capacité est de 300 000 tonnes par an), cette unité est composée des sections suivantes :

#### **A. Section réactionnelle**

Cette section décrit le fonctionnement central de l'unité de craquage catalytique, comprenant un réacteur et un régénérateur.

##### **▪ Le réacteur**

Le mélange réactionnel (une charge finement pulvérisée par la vapeur et du catalyseur) est introduit par la base dans une tuyauterie verticale appelée "Rizer". Les réactions de craquage catalytique ont lieu à l'intérieur du Rizer, tandis que les produits des réactions sont collectés au sommet. La séparation entre les produits des réactions et le catalyseur se fait dans une enceinte appelée "Désengager". La séparation principale se produit au sommet du Rizer par de la vapeur d'eau, puis les produits gazeux passent à travers des cyclones pour une séparation finale des fines particules de catalyseur. Les produits gazeux alimentent ensuite une colonne de fractionnement.

### ▪ **Le Stripper**

Le catalyseur provenant du système de récupération primaire et des cyclones est traité avec de la vapeur à contre-courant pour éliminer les hydrocarbures restants.

### ▪ **Le régénérateur**

C'est un équipement où se déroule la régénération du catalyseur usé par combustion de son coke avec de l'air chaud. Le catalyseur désactivé quitte le réacteur pour alimenter le régénérateur, où il est en contact avec de l'air chauffé pour amorcer la combustion progressive du coke. Une fois la combustion presque totale à la partie supérieure, le catalyseur est pratiquement régénéré et retourne au réacteur.

## **B. Section fractionnement primaire**

Les produits du réacteur constituent la charge alimentant la colonne de préfractionnement. Celle-ci (la charge) étant vaporisée et surchauffée, des reflux sont réalisés à des niveaux différents de la colonne dans le but de faciliter la séparation entre les produits légers et lourds.

Le fond de la colonne est constitué par une huile lourde appelée Slurry. Celui-ci est en majorité utilisé après refroidissement comme reflux de fond, une partie seulement est soutirée après filtration.

Comme soutirage latéral de la colonne, on a le gasoil léger qui subit un stripping à la vapeur puis un traitement avant d'être refoulé vers le stockage et les vapeurs de tête constituées de produits légers sont refroidies et récupérées dans un ballon, les gaz non-condensés constituent les gaz craqués.

## **C. Section d'absorption et de stabilisation**

### ▪ **L'absorption**

Les gaz issus du ballon de tête de la colonne de fractionnement (principalement des coupes de butane et de propane) sont comprimés, refroidis et collectés dans un deuxième ballon accumulateur. Les gaz non condensés de ce deuxième ballon sont récupérés dans la colonne d'absorption primaire en utilisant la phase liquide du premier ballon et le fond de la colonne stabilisatrice comme absorbant. Le liquide recueilli au fond de l'absorbeur primaire est constitué de l'essence non stabilisée, de la plupart des gaz de pétrole liquéfiés (L.P.G) et des composants les plus légers. Le gaz issu de la tête de la colonne d'absorption primaire alimente ensuite la colonne d'absorption secondaire pour la récupération finale des coupes de butane et de propane.

## ▪ La stabilisation

Le fond du stripper constitue la charge de la colonne stabilisatrice. Cette colonne sépare l'essence non stabilisée, principalement utilisée comme carburant dans l'unité de FCC, des L.P.G. Les L.P.G sont recueillis dans le ballon de reflux tandis que le carburant s'écoule au fond de la colonne.

## D. Section de traitement des produits

L'ensemble des produits de l'unité subissent un traitement soit chimique : élimination des mercaptans (carburant et L.P.G), soit physique : déshydratation (gasoil léger) cela dans le but de les rendre conformes aux spécifications exigées.

Les différents produits issus de craquage catalytique sont :

- Les essences,
- Le gasoil léger,
- Les G.P.L (L.P.G)
- Le slurry
- Les gaz incondensables.

## I.7.2. Les utilités

La raffinerie d'Adrar, outre sa capacité de traitement de 0,6 million de tonnes par an, est également équipée d'un ensemble d'installations essentielles. Parmi celles-ci figurent :

- Unité de traitement des eaux.
- Unité de production de vapeur.
- Unité de production et de de distribution d'énergie électrique.
- Unité de production d'air comprimé.
- Unité de production d'azote
- Unité d'exploitation d'eau de refroidissement et eau usée.

### I.7.2.1 Unité de traitement des eaux

L'eau d'appoint est traitée par osmose inverse avant d'être acheminée vers les bassins des deux tours aéroréfrigérantes. La première tour, destinée à la centrale, a un débit de 4000 m<sup>3</sup>/h, avec une pression de sortie de 3 bars et une température de 32°C, puis une température de retour de 2 bars à 42°C. La seconde tour, pour les unités combinées, présente un débit de 3000 m<sup>3</sup>/h, avec une pression de sortie de 4,5 bars et une température de 32°C, et une température de retour de 2,5 bars

à 42°C. Le traitement de l'eau de refroidissement implique le maintien du pH entre 8,5 et 9,5 à l'aide d'acide chlorhydrique, ainsi que l'élimination des algues par l'application de chlore et d'autres biocides.

- **Le réseau d'eau incendie :** Le réseau d'eau incendie est un système de canalisations et de canaux spécialement conçu pour transporter et fournir de l'eau en cas d'incendie. Pour maintenir une pression d'eau constante dans tout le réseau, deux électropompes (6.3kv/250kw /-160l/s-10bars) ainsi qu'une motopompe diesel de capacité équivalente ont été installées. De plus, deux supprimeurs sont en place pour garantir un débit constant.
- **Le réseau d'eau potable :** Quant au réseau d'eau potable au camp de base, il est alimenté par deux pompes - P404021 et 2. Une fois que l'eau est adoucie, elle est distribuée à une pression de 2,5 - 03 bars avec un débit de 2,5 (m/h).

### I.7.2.2 Unité de production de vapeur

Pour la génération de vapeur, la raffinerie de Sbaa est équipée de trois chaudières de 35 tonnes par heure, opérant à une pression de 35 bars et une température de 440°C, ainsi que d'un générateur de vapeur de 20 à 26 tonnes par heure, à une pression de 35 bars et une température de 440°C, appartenant à l'unité RFCC. En situation normale, deux de ces trois chaudières sont opérationnelles tandis que le troisième reste en veille, prête à être utilisée pour démarrer la production de vapeur. Cette vapeur, qualifiée de moyenne pression (35 bars/440°C), est générée par les chaudières, tandis que le générateur de vapeur de l'unité RFCC est utilisé pour plusieurs fonctions :

- Alimenter les trois turbogénérateurs.
- Fournir de l'énergie aux deux ventilateurs turbo de l'unité RFCC.
- Alimenter le désurchauffeur de la chaudière pour réguler la température et la pression de la vapeur.

Un autre réseau, appelé réseau de vapeur basse pression (10 bars/260°C), est créé par le soutirage des deux ventilateurs turbo plus le désurchauffeur. Ce réseau alimente divers équipements, y compris le compresseur de gaz RFCC, l'unité de distillation atmosphérique, l'unité de reformage, l'unité RFCC, les bacs de stockage de produits pétroliers, les eaux usées, la centrale et les installations de vie. La vapeur générée dans le four de l'unité de distillation, à une pression de 3,5 bars, est utilisée pour le stripping. Le fonctionnement de la chaudière est régulé par le système de contrôle automatique DCS. En ce qui concerne le combustible, la chaudière est équipée d'un brûleur mono-mélange assurant un fonctionnement sécurisé avec trois types de combustibles : le gaz naturel provenant du dépôt de SONATRACH à Sbaa pour le démarrage, les résidus de mazout de l'unité RFCC, ainsi que la vapeur de pulvérisation provenant de l'unité de distillation.

Le traitement de l'eau pour la production de vapeur représente une étape complexe de la chimie de l'eau, visant à éliminer les impuretés et à maintenir la pureté de la vapeur. Ce processus comprend plusieurs étapes, telles que l'élimination de la dureté, le contrôle des facteurs minéralisant, l'élimination des gaz dissous, l'utilisation de produits antitartre et anticorrosion, ainsi que la protection des réseaux de vapeur condensés pour assurer un fonctionnement optimal de la chaudière.

### **I.7.2.3 Unité de production de distribution d'énergie électrique**

D'après les plans, la raffinerie consomme 6 900 kW d'énergie au total. Pour cela, trois turbogénérateurs d'une puissance de 6 000 kW/6,3 KV sont installés, avec deux en fonctionnement simultané et un en réserve. En cas de panne électrique imprévue, deux générateurs turbo diesel de 1 100 kW servent de source d'alimentation de secours. De plus, il y a une ligne SONELGAZ de 16MVA/31KV/6.3KV. Normalement, deux groupes électrogènes alimentent le poste de distribution principal tandis que le troisième reste en attente. Ce poste de distribution principal (6.3KV) fournit de l'électricité à 12 sous-stations 6.3kv/0.4kV et à 15 moteurs moyenne tension 6.3kV :

- SS Transformation (urgence) 1x 1250kva.
- SS Transformateur1 de la centrale. 1000kva.
- SS Transformateur2 de la centrale. 1000kva.
- SS Pomperie (bacs de stockage) 2 X 630KVA
- SS Reforming 2x 800KVA.
- SS Distillation 2 X1250KVA.
- SS RFCC 2 X 800KVA
- SS Circulation d'eau de refroidissement 2 x630KVA.
- SS eaux usées 2 x500KVA.
- SS Maintenance 1 x 800KVA.
- SS Base de vie 1 x 1600KVA.
- SS Forages 3 x250KVA

Départ vers moteur moyenne tension :

- Compresseur d'air 3 x 560kw.
- Compresseur pré-hydrogene 2 x 355kw.
- Compresseur circulation d'hydrogène 3 x200kw.
- Pompe anti-incendie 2x250kw.
- Pompe de circulation eau de refroidissement 5x50kw.

### **I.7.2.4 Unité de production d'air comprimé**

La production d'air de travail et d'air instrument est garantie par trois compresseurs d'air identiques, dont deux sont actifs tandis qu'un est en secours. Deux sécheurs sont utilisés pour sécher l'air instrument, un en fonctionnement et l'autre en réserve. Les réservoirs de stockage d'air instrument sont conçus pour fournir une autonomie de 30 minutes à la raffinerie en cas d'arrêt d'urgence.

#### **Air non purifié (service) :**

Les caractéristiques de l'air service sont les suivantes :

- Pression : 8.8 bars
- Température : ambiante.

#### **Air purifié (instrument):**

Les caractéristiques de l'air instrument sont les suivantes :

- Pression : 8 bars
- Température : ambiante.
- Point de rosée : - 20 °C (à la pression de réseau),
- Autres : Absence d'huile et poussière

### **I.7.2.5 Unité de production d'azote**

L'unité d'azote se compose de plusieurs éléments, à savoir une unité de production d'azote liquide comprenant deux ballons de stockage et un évaporateur d'azote. En outre, une ligne d'azote gazeux est directement produite par l'unité de séparation air/N<sub>2</sub> et utilisée sans traitement supplémentaire. L'azote ainsi produit est principalement utilisé pour répondre aux besoins en inertage et en maintenance des installations. Les caractéristiques de l'azote produit sont une pureté de N<sub>2</sub> de 99,98% et une teneur en O<sub>2</sub> de 10 ppm.

### **I.7.2.6 Unité d'exploitation des eaux de refroidissement et eau usées**

Le processus de traitement de l'eau d'appoint par osmose inverse se déroule au bassin des deux tours aéroréfrigérantes. Ces deux tours se composent d'une configuration spécifique : l'une est centrale, avec un débit de 4000 m<sup>3</sup>/h, des températures et pressions de sortie de 32°C à 3 bars et de retour à 42°C à 2 bars respectivement. La seconde tour est combinée, avec un débit de 3000 m<sup>3</sup>/h et des températures et pressions de sortie de 32°C à 4,5 bars et de retour à 42°C à 2,5 bars.

Le traitement de l'eau de refroidissement dans ces tours vise à maintenir un pH compris entre 8,5 et 9,5 en utilisant de l'acide chlorhydrique, tout en éliminant les algues à l'aide de chlore et d'autres biocides.

### **I.8. Conclusion**

En conclusion, la présentation de la raffinerie d'Adrar a mis en lumière l'importance stratégique de cette installation dans le paysage énergétique régional. À travers son parcours historique, nous avons pu comprendre l'évolution significative de cette infrastructure, ancrée dans son environnement géographique pour tirer parti des ressources locales. La capacité de production impressionnante de la raffinerie témoigne de son rôle crucial dans la fourniture de produits pétroliers essentiels à la région. En examinant de plus près les principales unités de cette raffinerie, notamment celle d'Adrar, nous avons découvert les technologies de pointe mises en œuvre pour répondre aux normes de qualité et de sécurité les plus strictes. En somme, la raffinerie d'Adrar incarne un pilier essentiel du secteur énergétique régional, jouant un rôle clé dans la fourniture de produits pétroliers de haute qualité, tout en démontrant un engagement continu envers l'innovation et le développement durable.

**CHAPITRE.II.GENERALITE SUR  
LE NAPHTA**

### II.1. Introduction

Naphta est un mélange liquide d'hydrocarbures légères, principalement issu du raffinage du pétrole brut. Le naphta est donc un des intermédiaires industriels qui n'ont aucune utilisation pour la consommation finale, la composition du naphta est assez proche de celle de l'essence, à des températures (35°C à 180°C), le naphta peut être incolore ou de couleur brune [5].

Dans ce chapitre, nous explorerons en profondeur le naphta, un composant crucial dans l'industrie. Nous commencerons par examiner les différentes sources du naphta et ses spécifications et caractéristiques essentielles, afin de mieux comprendre ses propriétés. Ensuite, nous nous pencherons sur les différentes sources du naphta, en analysant les divers processus de production et les variations de qualité qui en découlent. Enfin, nous aborderons la valorisation du naphta, mettant en lumière les nombreuses applications et les méthodes innovantes utilisées pour maximiser son potentiel dans divers secteurs industriels.

### II.2. Différentes sources du naphta

Il existe diverses sources de naphta. Voici un aperçu détaillé de ces sources :

#### II.2.1. Pétrole brut

La distillation du pétrole brut dans les raffineries sépare les composants en différentes fractions en fonction de leurs points d'ébullition. Le naphta, une fraction légère, est obtenu grâce à sa faible masse moléculaire.

Voici les étapes générales de la distillation du pétrole brut pour obtenir du naphta :

- **Chauffage du pétrole brut :** Le pétrole brut est d'abord chauffé à des températures élevées, généralement dans une fournaise, afin de le vaporiser. Ce processus de chauffage est essentiel pour séparer les composants du pétrole brut en fonction de leurs points d'ébullition.
- **Distillation fractionnée :** Le pétrole vaporisé est ensuite introduit dans une colonne de distillation, également appelée colonne de fractionnement. Cette colonne est équipée de plateaux ou de garnissages qui fournissent une surface de contact pour la condensation et l'évaporation des différentes fractions. À mesure que les vapeurs montent dans la colonne, elles se refroidissent et se condensent à différentes hauteurs en fonction de leurs points d'ébullition respectifs. Les fractions plus légères, comme le naphta, ont des points d'ébullition plus bas et sont collectées dans les parties supérieures de la colonne.
- **Collecte du naphta :** Le naphta est généralement récupéré dans la partie médiane de la colonne de distillation, où la température est comprise entre 30 et 200 degrés Celsius. Cette plage

de température correspond aux points d'ébullition des composés constitutifs du naphta. Une fois condensé, le naphta est collecté et peut être stocké ou envoyé pour un traitement ultérieur dans d'autres unités de raffinage pour produire divers produits.

### II.2.2. Condensats de gaz naturel

Les condensats de gaz naturel sont des liquides hydrocarbures extraits simultanément avec le gaz naturel lors de sa production, se présentant sous forme liquide à température et pression ambiantes. Voici plus de détails sur l'extraction du naphta à partir des condensats de gaz naturel :

- **Production de Gaz Naturel** : Le processus commence par l'extraction du gaz naturel des gisements souterrains. Ce gaz est généralement composé principalement de méthane, mais il peut également contenir d'autres hydrocarbures plus lourds sous forme de condensats liquides.
- **Récolte des Condensats** : Lorsque le gaz naturel est extrait, les condensats liquides sont récupérés simultanément. Cela se fait généralement en surface, où le gaz naturel est traité pour séparer les différents composants. Les condensats sont récupérés dans des séparateurs et des réservoirs dédiés.
- **Traitement des Condensats** : Une fois récoltés, les condensats de gaz naturel sont généralement traités pour en extraire les différents composants. Le naphta est l'un de ces composants et peut être séparé des autres hydrocarbures présents dans les condensats par des méthodes de fractionnement et de distillation.
- **Extraction du Naphta** : Le naphta est récupéré pendant le processus de traitement des condensats en tant que fraction légère, généralement grâce à la distillation fractionnée. Comme le naphta a un point d'ébullition relativement bas par rapport aux autres composants des condensats, il est récupéré à une température spécifique pendant le processus de distillation. Une fois extrait, le naphta peut être utilisé comme matière première dans divers processus de production de produits pétrochimiques, de la même manière que le naphta provenant de la distillation du pétrole brut.

### II.2.3. Distillation du goudron de houille

La distillation du goudron de houille et de la tourbe est une méthode moins courante mais viable pour obtenir du naphta. Voici plus de détails sur ce processus :

- **Matières premières** : Le goudron de houille et la tourbe sont des matières premières fossiles riches en matières organiques. Le goudron de houille est un sous-produit de la distillation destructive de la houille dans le processus de production de coke métallurgique ou dans les usines de goudron de houille. La tourbe, quant à elle, est une matière organique décomposée qui peut être extraite de zones humides telles que les tourbières.

- **Processus de Distillation** : Dans le processus de distillation du goudron de houille et de la tourbe, ces matières premières sont chauffées dans un environnement contrôlé, généralement dans des fours ou des réacteurs. Ce chauffage provoque la décomposition thermique des composés organiques présents, libérant ainsi diverses fractions volatiles.
- **Fractionnement** : Les vapeurs produites lors de la distillation sont ensuite acheminées vers une colonne de distillation fractionnée. Cette colonne est similaire à celle utilisée dans la distillation du pétrole brut, mais les conditions peuvent varier en fonction des composés présents dans le goudron de houille ou la tourbe. À l'intérieur de la colonne, les différentes fractions sont séparées en fonction de leurs points d'ébullition, avec le naphta étant récupéré en tant que fraction légère.
- **Collecte du Naphta** : Le naphta est récupéré à une température spécifique dans la colonne de distillation, correspondant à son point d'ébullition. Comme pour les autres méthodes de production de naphta, il est crucial de contrôler attentivement les conditions de température et de pression pour obtenir un rendement optimal en naphta de qualité.
- **Utilisations** : Une fois récupéré, le naphta provenant de la distillation du goudron de houille et de la tourbe peut être utilisé de la même manière que celui obtenu à partir d'autres sources. Il est largement utilisé comme matière première dans l'industrie pétrochimique pour la production de divers produits chimiques de base.

### II.3. Les différents types du naphta

En distingue 3 types de naphta :

- **Naphta léger** : de point final 80 °C ou 100 °C et sa température initial de distillation pouvant descendre en dessous de 42 °C, utilisé comme carburant dans certaines centrales thermiques.
- **Naphta lourd** : est utilisé comme charge de reformage catalytique de point initial 80 à 100 °C et point final 150 à 220 °C
- **Naphta total** : qui est la somme des deux premières, qui peut servir de charge pour le vapocraquage [6].

### II.4. La composition chimique du naphta

La composition chimique du naphta peut varier en fonction des caractéristiques des bruts et du processus de raffinage, mais elle comprend généralement des hydrocarbures légers, tels que les alcanes, les cycloalcanes et les composés aromatiques, avec des chaînes carbonées relativement courtes. On résume les pourcentages du constituant contenu dans le naphta dans le tableau en dessous :

**Tableau II.1 : La composition chimique du naphta**

Nombre de carbone	Alcane %	Naphtène%	Alcènes%	Aromatique%	Total%
C4	0.10				0.10
C5	0.38	0.13		0.51	0.51
C6	8.49	4.78	0.04	0.09	13.40
C7	15.24	11.27	0.03	0.60	27.14
C8	17.11	9.74		1.51	28.36
C9	12.35	8.38		1.89	22.62
C10	5.79	1.05		0.12	6.96
C11	0.54				0.54
Total	60.00	35.35	0.07	4.21	99.63

## II.5. Spécification et caractéristiques de la charge naphta

Le naphta présente une variété de spécifications et de caractéristiques qui dépendent de plusieurs facteurs, notamment sa source de raffinage, le processus de production et son utilisation prévue. Voici quelques-unes des spécifications et caractéristiques les plus courantes du naphta :

**Tableau II.2 : Les caractéristiques de la charge naphta [7]**

Caractéristiques	Résultats
Densité à 20 ° C, kg /m3	710
API°	60.98
Point d'ébullition,	~165
Viscosité cinématique, mm2 / s	1,1
Point de nuage, ° C	-60
Masse moléculaire, g / mol	100-215
Chaleur spécifique de combustion, MJ / kg	43,3
Taux de rendement, Wt%	16.47

ASTM D86 Distillation, °C	PI	45
	10%	73
	30%	93
	50%	110
	70%	127
	90%	146
	95%	153
	PF	161
Corrosion (cuivre, à 50°C, 3h)	1a	
Indice d'octane (RON)	49.5	

## II.6. Les Impuretés contenues dans la charge naphta

La charge naphta peut contenir diverses impuretés, dont certaines peuvent avoir un impact significatif sur sa qualité et son utilisation dans différents processus industriels. Voici quelques-unes des impuretés les plus courantes présentes dans la charge naphta :

**Tableau II.3 : Les Impuretés contenues dans la charge naphta**

S ppm	193
Mercaptans S ppm	11
N ppm	2.30
H <sub>2</sub> O ppm	<5
As wt ppb	10
Pb wt ppb	20
Cu wt ppb	20
Chlorure wt ppb	2
Métaux Lourdes wt ppb	50

## II.7. Valorisation du naphta

La valorisation du naphta est une composante essentielle de l'industrie pétrolière moderne, où les raffineries cherchent à maximiser l'utilisation efficace de chaque composant du pétrole brut. Du secteur de la pétrochimie à celui des carburants, le naphta trouve une multitude d'applications stratégiques, contribuant ainsi à divers secteurs de l'économie mondiale. Parmi les utilisations du naphta, on trouve :

### **II.7.1. L'utilisation du naphta dans l'industrie pétrochimique**

Le naphta est une matière première importante pour l'industrie pétrochimique. Il peut être pour produire des produits pétrochimiques de base par le procédé vapocraquage.

La charge, préchauffée, est mélangée à de la vapeur d'eau et passe rapidement sous pression dans des tubes en acier fortement allié dans un four chauffé à haute température. Les produits craqués subissent ensuite une trempe indirecte puis directe dans de l'huile de trempe. Les capacités de production sont réalisées pour les charges liquides et gazeuses. Le dépôt de coke nécessite des arrêts périodiques pour éliminer le coke déposé. Ensuite, les produits sont séparés par distillation à basse température, avec récupération de différents hydrocarbures à diverses températures de tête de colonne, tels que l'acétylène, l'éthylène, le propylène, le butadiène et la coupe aromatique, qui sont ensuite utilisés pour fabriquer une large gamme de produits, y compris des plastiques, des fibres synthétiques et des produits chimiques. [8]

### **II.7.2. L'utilisation du naphta dans la production d'hydrogène**

À partir du naphta implique généralement un processus de reformage catalytique. Initialement, le naphta subit un prétraitement pour éliminer les impuretés comme le soufre qui pourraient endommager les catalyseurs ultérieurement. Ensuite, dans un reformeur primaire chauffé à haute température en présence d'un catalyseur à base de nickel et de vapeur d'eau, le naphta subit des réactions endothermiques pour produire principalement du monoxyde de carbone (CO) et de l'hydrogène (H<sub>2</sub>) par reformage à la vapeur. Ce gaz de synthèse est ensuite envoyé dans un reformeur secondaire pour subir des réactions exothermiques à une température plus élevée afin d'augmenter le rendement en hydrogène en convertissant le CO en CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>. Enfin, le mélange de gaz est traité pour séparer l'hydrogène des autres composants tels que le CO<sub>2</sub>, le CO et les traces d'hydrocarbures, utilisant diverses méthodes de purification comme la compression, la cryogénie ou l'adsorption.

### **II.7.3. L'utilisation du naphta comme solvant**

Les humains utilisent couramment le naphta de pétrole comme solvant. Il peut être trouvé dans divers agents de nettoyage où son faible point d'évaporation est pratique et comme agent de dilution pour les peintures, les vernis et l'asphalte. Les entreprises de nettoyage à sec utilisent également du naphta dans leurs opérations. [9]

### **II.7.4. L'utilisation du naphta comme carburants**

Le naphta joue un rôle crucial en tant que matière première pour la production d'essence, l'un des carburants les plus largement utilisés dans le monde. Les procédés de craquage catalytique et de

reformage sont des étapes essentielles dans la transformation du naphta en composants spécifiquement adaptés à une utilisation comme carburant automobile.

Ces procédés de transformation du naphta sont donc cruciaux pour la production d'essence de haute qualité, répondant aux normes environnementales strictes et aux exigences de performance des moteurs modernes.

En fin de compte, la valorisation du naphta dans le secteur des carburants contribue à assurer un approvisionnement stable en carburant pour les transports et l'industrie, tout en répondant aux besoins croissants de mobilité et de développement économique. [10]

### **II.8. Conclusion**

Dans ce chapitre, nous avons exploré en détail les caractéristiques de cette fraction pétrolière, mettant en lumière sa composition, ses propriétés physiques et chimiques, ainsi que ses différentes utilisations industrielles. Nous avons également examiné les méthodes de production et de raffinage du naphta, soulignant son importance en tant que matière première essentielle dans de nombreux processus chimiques, surtout dans le processus de reformage catalytique dont nous parlerons dans le chapitre suivant.

# **CHAPITRE.III. Reformage Catalytique**

### III.1. Introduction

Le processus catalytique de reformage représente une étape cruciale dans l'industrie pétrolière, visant à convertir des hydrocarbures à faible indice d'octane, connus sous le nom de naphas, en des hydrocarbures à indice d'octane plus élevé appelés reformats. Ce processus se divise en deux sections principales : la section de prétraitement, où les naphas bruts sont purifiés et les impuretés sont retirées, et la section de reformage, où les hydrocarbures subissent une série de réactions chimiques catalysées pour augmenter leur indice d'octane. Cette transformation s'appuie sur des réactions chimiques sophistiquées, orchestrées par des catalyseurs spécifiques, et exige une optimisation minutieuse des conditions thermodynamiques et cinétiques pour garantir un rendement et une sélectivité élevée des produits finaux. Grâce à des réglages précis de paramètres tels que la température, la pression et la composition du catalyseur, il est possible de favoriser certaines réactions tout en minimisant les voies secondaires indésirables. Ce chapitre explore en détail le principe fondamental du processus de reformage catalytique, les réactions chimiques impliquées, ainsi que les aspects cinétiques et thermodynamiques qui le gouvernent.

### III.2. Hydrotraitement de la charge du reformage catalytique [11]

Le processus d'hydrotraitement de naphta est une opération essentielle dans le raffinage du pétrole. Il vise à éliminer les impuretés et à améliorer la qualité du naphta en le traitant avec de l'hydrogène à haute température et sous pression élevée en présence de catalyseurs. Ce traitement permet de réduire la teneur en soufre, en azote et en oxygène, ainsi que d'éliminer les composés aromatiques et les oléfines insaturées.

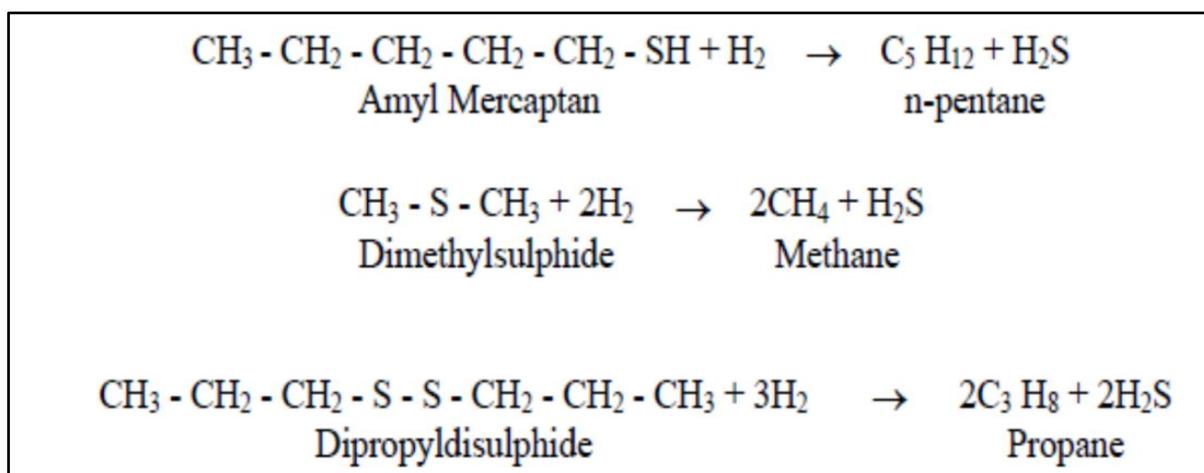
**Tableau III.1. Teneurs maximales en impuretés de la charge du reformage catalytique**

Impuretés	Teneurs (ppm)	
	Avant prétraitement	Après pretreatment
Arsenic	0,050	
Plomb	0,050	As + Pb + Cu < 0,02
Cuivre	0,050	
Azote	2	< 1
Chlore organique	2	< 0,1
Eau	30	< 4
Soufre	200 à 1 000	< 10 ou < 5

Ce qui améliore la stabilité et la qualité du produit final et protéger les catalyseurs. Le prétraitement catalytique réalise différentes réactions :

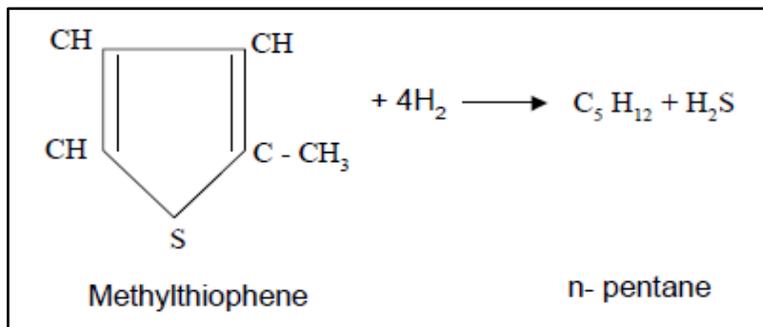
▪ **Désulfuration**

Dans le naphta, les principaux composés soufrés sont le mercaptan, les sulfures aliphatiques, les disulfures aliphatiques et les sulfures cycliques présentant des cycles à 5 et six chaînons. Les thiophènes se retrouvent souvent dans le naphta de craquage plus lourd, mais ne sont généralement pas présents dans le naphta de distillation directe. Dans les conditions du réacteur d'hydrotraitement, ces composés soufrés réagissent facilement pour produire le composé saturé correspondant, avec libération du H<sub>2</sub>S.



**Figure III.1 : Réaction de la désulfuration de mercaptan**

Le soufre combiné dans une structure aromatique comme le thiophène réagit plus difficilement. Le cycle aromatique doit s'ouvrir en premier, avant que ne survienne la saturation du composé aliphatique avec libération du H<sub>2</sub>S.



**Figure III.2. Réaction de la désulfuration de thiophène**

### ▪ Dénitrification ou désazotation

Dans l'hydrotraitement catalytique, l'azote est éliminé par rupture de la liaison C-N pour donner un aliphatique exempt d'azote et de l'ammoniac. La rupture de la liaison C-N est plus difficile à obtenir que celle de la liaison C-S dans le processus de désulfuration. Par conséquent, la dénitrification se produit dans une proportion beaucoup moins grande que la désulfuration. L'azote n'est généralement pas un problème important dans le naphta vierge. Si c'était le cas, un catalyseur nickel-molybdène serait nécessaire, dans des conditions d'hydrotraitement plus sévères. Les composés d'azote que l'on trouve habituellement dans le naphta de distillation directe sont le pyrrole de méthyle et la pyridine. Cette réaction se produit à une vitesse inférieure à la désulfuration. L'azote est libéré pour former de l'ammoniac.

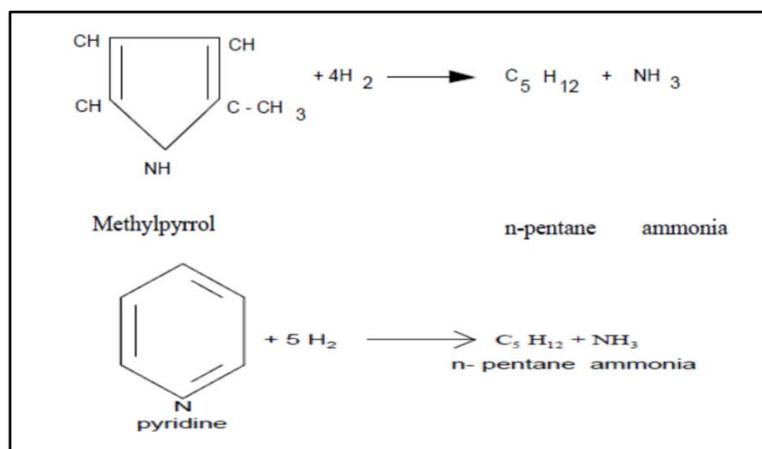


Figure III.3. Réactions de la dénitrification

### ▪ Désoxygénation

Comme pour la dénitrification, les réactions de désoxygénation sont beaucoup plus difficiles que celles de désulfuration. Les contaminants oxygénés ne sont pas un problème important dans le naphta vierge, mais sont plus courants dans le naphta de craquage et le naphta synthétique (ce qui n'est pas le cas pour ce projet).

Dans les réactions de désoxygénation, la liaison C-O est rompue et le composé aliphatique ou aromatique saturé correspondant est formé conjointement avec l'eau.

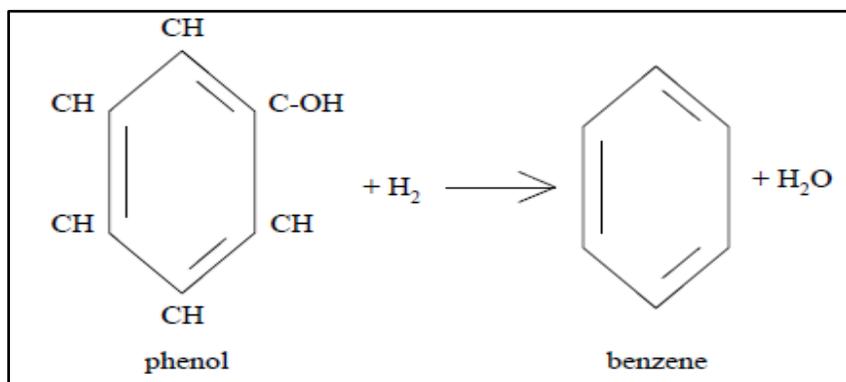


Figure III.4. Réactions du Désoxygénation

### ▪ Hydrogénation

L'hydrogénation ou la saturation des oléfines consiste à ajouter de l'hydrogène à un hydrocarbure insaturé afin de le transformer en produit saturé. Normalement absentes dans le naphta de distillation directe, les oléfines peuvent être présentes en concentrations élevées dans le naphta de craquage, bien que cela ne soit pas pertinent pour ce projet. Cette réaction est fortement exothermique et se déroule généralement rapidement et facilement, surtout dans la partie supérieure du lit de catalyseur. Les mono-oléfines linéaires sont relativement simples à hydrogéner, mais les dioléfines cycliques ramifiées, telles que le cyclopentadiène de méthyle, peuvent poser plus de difficultés. Les cycles aromatiques ne sont généralement pas hydrogénés, sauf dans des conditions d'hydrotraitement très sévères où une hydrogénation mineure peut avoir lieu. Les réactions typiques d'hydrogénation des oléfines sont les suivantes :

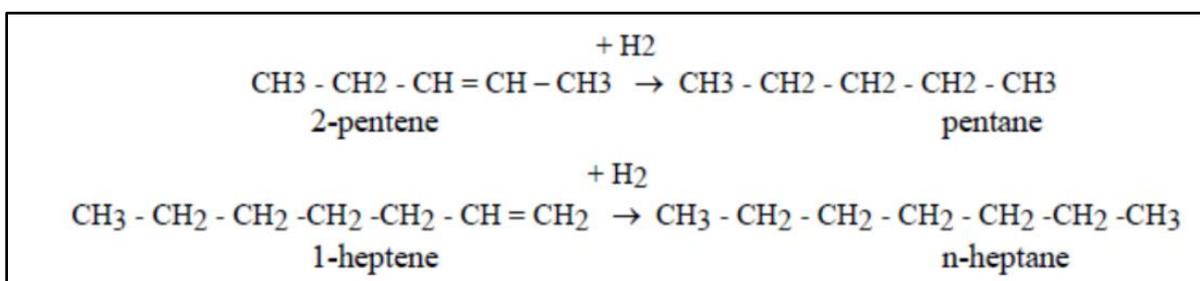


Figure III.5. Réactions d'hydrogénation

### ▪ L'élimination des métaux

Les métaux sont généralement organométalliques lorsqu'ils sont présents. Une fois que la forme hydrogénée a été hydrogénée dans le réacteur d'hydrotraitement, elle réagit avec le catalyseur d'hydrotraitement pour créer un composé métallisé. Ainsi, le catalyseur adsorbe physiquement l'arsenic et les autres métaux, créant ainsi un gradient sur le lit de catalyseur.

Au cours du cycle de fonctionnement, le niveau d'équilibre des polluants va progressivement se déplacer vers le bas du lit de contamination. Il est recommandé d'analyser et de remplacer cette partie supérieure du lit de catalyseur si nécessaire, afin d'éviter la pénétrance des contaminants dans la charge de l'unité de reformage.

### III.3. Principe du procédé de reformage catalytique

Le processus de reformage catalytique (Figure III.6) vise à transformer les fractions pétrolières présentant un faible indice d'octane. Cette amélioration de l'indice d'octane provient principalement d'une modification de la structure moléculaire du carbone, sans altérer sa taille. Ces réactions se déroulent à une température d'environ 500°C en présence de l'hydrogène et d'un catalyseur bifonctionnel.

La charge de naphta, caractérisée par sa richesse en paraffine et son faible indice d'octane, subit une transformation pour donner un produit liquide à indice d'octane élevé, comprenant une concentration accrue en composés aromatiques. En plus de la production de reformat, le processus de reformage catalytique constitue également une source essentielle d'aromatiques, notamment le benzène, le toluène et les xylènes (BTX), utilisés dans diverses applications de l'industrie pétrochimique. De plus, l'hydrogène et d'autres hydrocarbures légers sont générés en tant que sous-produits de la réaction. [12]

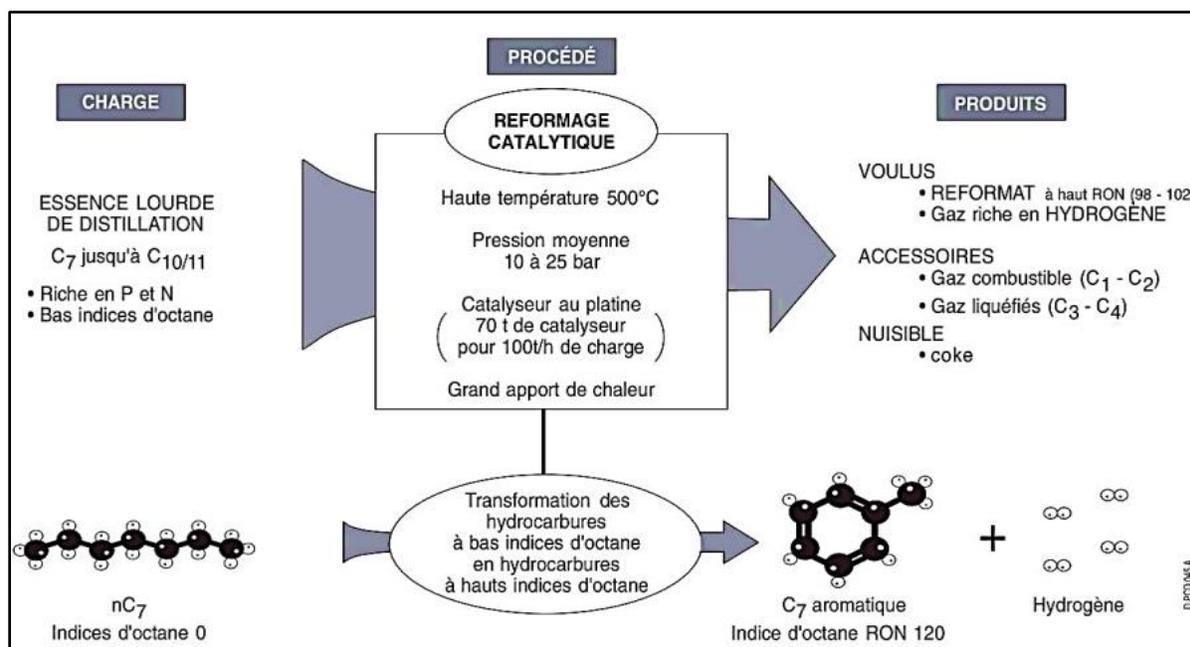


Figure III.6. Principe du reformage catalytique [12].

### III.4. Indice d'octane

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence. Il caractérise ces propriétés antidétonantes provoquées par un allumage prématuré ce qui assure une haute performance du moteur avec une puissance accrue par suite une combustion en douceur du carburant. [13]

L'indice d'octane (IO) est une mesure qui indique la résistance à la détonation d'un carburant, tel que l'essence ou le GPL, en caractérisant le délai d'inflammation. Plus l'IO est élevé, plus le carburant présente une résistance élevée à l'auto-inflammation, ce qui signifie qu'il brûle de manière plus contrôlée. Sur une échelle de zéro à 100, deux composés sont utilisés pour comparer les carburants : le n-heptane, qui a un IO de zéro car il favorise fortement l'auto-inflammation du mélange, et le 2,2,4-triméthylpentane (isopentane), qui retarde l'auto-inflammation du mélange et obtient donc un IO de 100.

On destine deux types des indices d'octane :

- L'indice d'octane RON (indice de recherche) est établi dans des conditions d'essai qui diffèrent considérablement du fonctionnement réel des moteurs à combustion interne.
- L'indice d'octane MON (indice moteur) est plus rigoureux et précis car il est déterminé dans des conditions plus proches de la réalité du fonctionnement des moteurs. L'indice moteur est généralement inférieur d'environ 10 points à l'indice de recherche.

### III.5. Les réactions mise en jeu dans le processus de reformage catalytique

Ce processus de reformage catalytique repose sur une série de réactions chimiques complexes qui se déroulent sur des catalyseurs spécifiques à des températures et des pressions contrôlées.

#### III.5.1. Les réactions désirables principales

Les principales réactions désirables dans ce processus incluent :

- **La déshydrogénation**

La déshydrogénation est une réaction qui se déroule sur les sites métalliques du catalyseur. Elle résulte en un léger gain de RON et une production de dihydrogène dépendante du composé initial. Cette réaction a lieu majoritairement sur des naphtènes ou des alcanes. [14]

Par exemple la déshydrogénation des naphènes, se déroule comme indiqué ci-dessous :

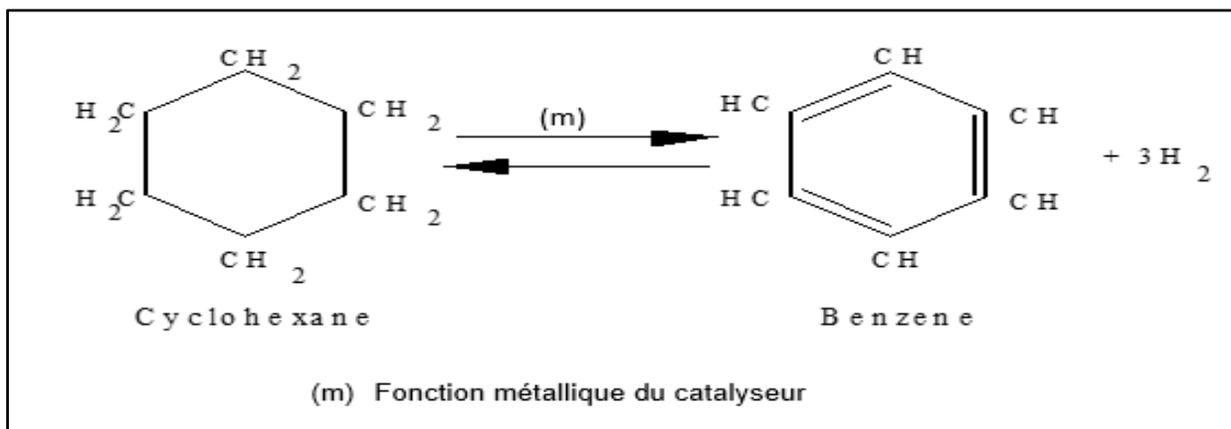


Figure III.7. La déshydrogénation du cyclohexane.

▪ La déshydrocyclisation

Ce processus implique plusieurs étapes et concerne à la fois les paraffines normales (linéaires) et les isoparaffines (ramifiées). Il débute par une déshydrogénation accompagnée de la libération d'une mole d'hydrogène, suivie d'un réarrangement moléculaire pour former un naphène, suivi à son tour par une déshydrogénation successive du naphène. Le réarrangement moléculaire pour former le naphène représente la phase la plus délicate à promouvoir, mais l'aromatisation subséquente du naphène entraîne une augmentation significative de l'indice d'octane.

La réaction peut se résumer comme suit :

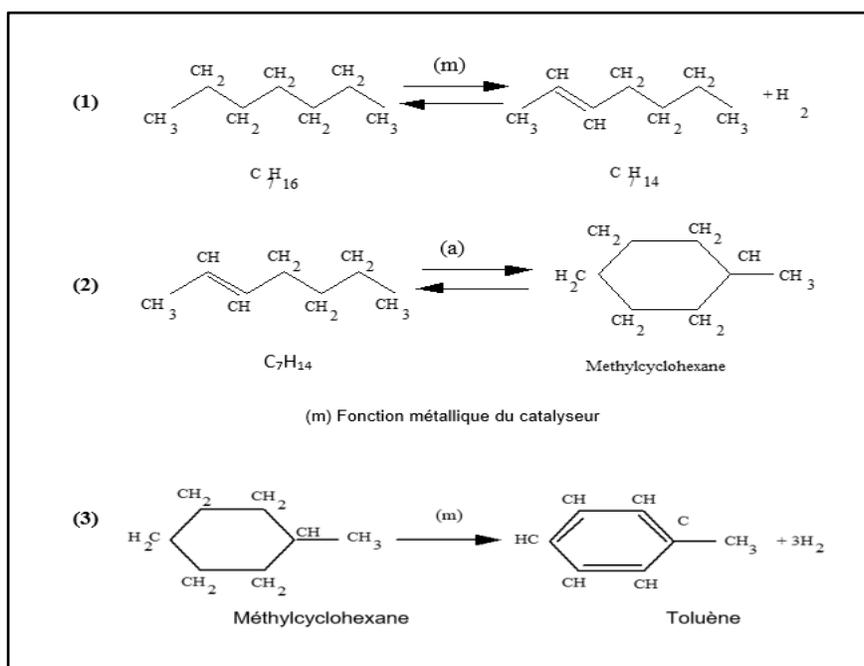


Figure III.8. La déshydrocyclisation du n-heptane

### ▪ L'isomérisation

L'isomérisation modifie la structure d'un composé par exemple en le ramifiant [15,16]. Elle augmente légèrement le RON en convertissant principalement des n-paraffines en i-paraffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes.

#### A) Isomérisation des paraffines linéaires

La réaction est la suivante :

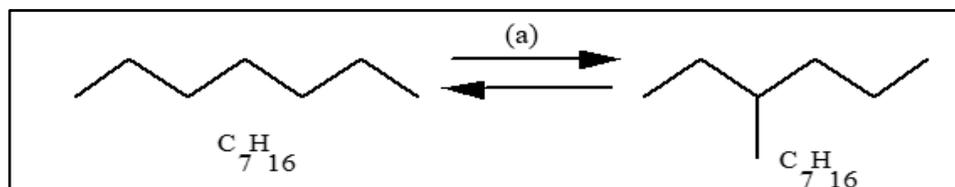


Figure III.9. L'isomérisation du n-heptane

#### B) Isomérisation des naphènes

L'isomérisation d'un alkyl-cyclopentane en alkyl-cyclohexane implique un réarrangement annulaire et elle est souhaitable en raison de la déshydrogénation de l'alkyl-cyclohexane en aromatique qui s'ensuit. En raison de la difficulté inhérente au réarrangement annulaire, le risque d'ouverture de l'anneau pour donner de la paraffine est élevé.

La réaction peut se résumer comme suit :

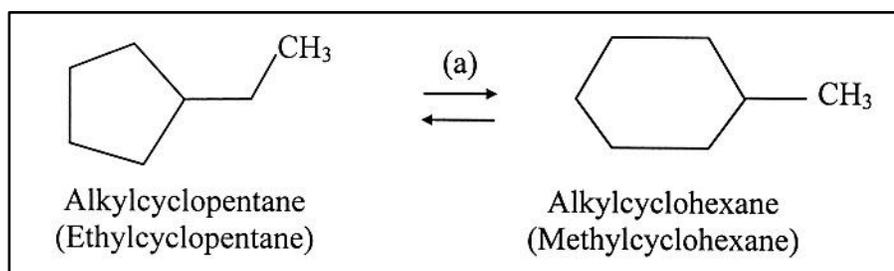


Figure III.10. L'isomérisation d'alkylcyclopentane

### III.5.2. Réactions parasites

Dans le processus de reformage catalytique, plusieurs réactions parasites peuvent se produire, diminuant ainsi l'efficacité globale du processus. Ces réactions non désirées incluent généralement la formation de produits indésirables tels que le méthane, l'éthylène, les composés soufrés, les hydrocarbures saturés à faible poids moléculaire, et les dépôts de carbone sur le catalyseur. Ces réactions parasites sont souvent favorisées par des conditions opératoires inadéquates, telles que des températures et des pressions extrêmes, des concentrations élevées en

composés soufrés ou des défauts dans le catalyseur. Elles peuvent également être catalysées par des impuretés présentes dans les charges d'alimentation ou les matériaux de catalyseur. La suppression et la minimisation de ces réactions parasites sont essentielles pour optimiser le rendement en produits désirés et prolonger la durée de vie du catalyseur, ce qui nécessite une conception de réacteur appropriée, un contrôle précis des paramètres opératoires et une sélection judicieuse des matériaux de catalyseur.

### ▪ Le craquage

Les réactions de craquage, lorsqu'elles se produisent en présence de dihydrogène, entraînent la formation d'une fraction légère pendant le processus de reformage. Ces réactions nécessitent une quantité d'hydrogène disponible (dans une charge diluée avec du dihydrogène) et sont encouragées par une pression partielle élevée en  $H_2$ . Cependant, bien que les composés légers produits aient un indice d'octane élevé, leur volatilité excessive les rend inappropriés pour être incorporés dans le mélange d'essence.

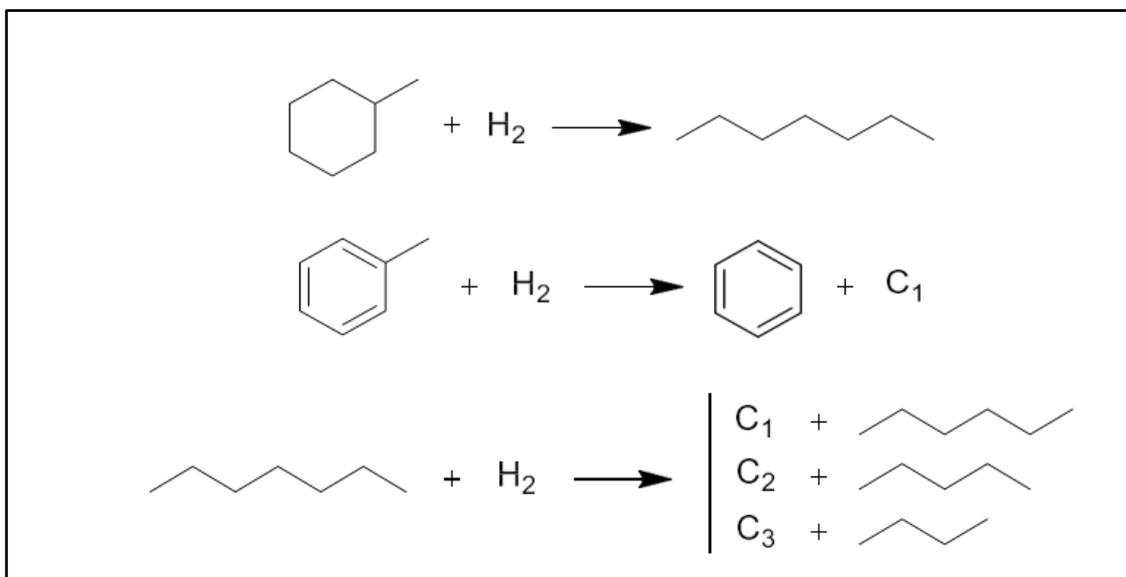
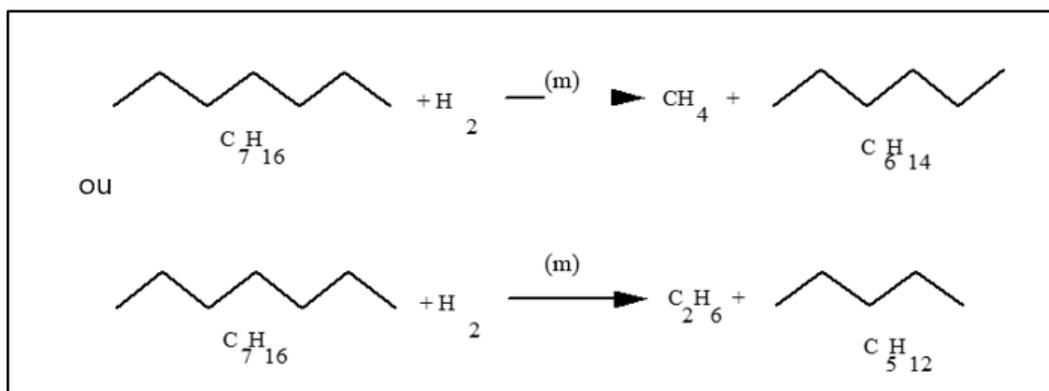


Figure III.11. Exemple des réactions du craquage

- **L'hydrogénolyse**

L'hydrogénolyse est une réaction indésirable qui partage certaines similarités avec l'hydrocraquage, impliquant une consommation d'hydrogène et une rupture moléculaire. Cependant, elle est favorisée par la fonction métallique du catalyseur et engendre des hydrocarbures plus légers, tels que le méthane et l'éthane, ayant une valeur encore plus basse que celle du GPL (propane et butane).

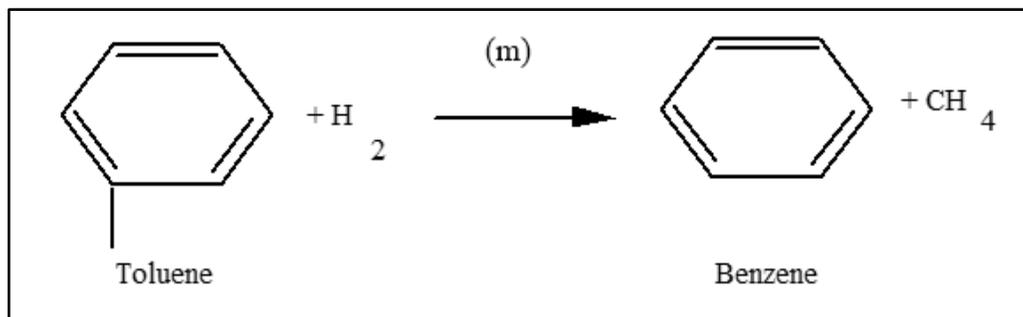


**Figure III.12. Exemple d'hydrogénolyse des paraffines**

- **La désalkylation des aromatiques**

La désalkylation d'une aromatique est similaire à la déméthylation des aromatiques, ne différant que la dimension du fragment enlevé de l'anneau. Elle est également favorisée par haute température and haute pression. [17]

La réaction peut se résumer comme suit :



**Figure III.13. La désalkylation du Toluene**

### ▪ Formation du coke

Dans ce processus, la forte proportion d'hydrocarbures aromatiques et les températures élevées favorisent la formation du coke. Le coke se forme lorsque des réactions de déshydrocyclisation produisent des composés polyaromatiques condensés, qui ont une structure lourde et graphitique. Ces réactions de polycyclisation peuvent se produire à partir d'alkyls aromatiques ou de molécules très insaturées comme les dioléfines, qui pourraient se former sur le catalyseur.

Pour éviter la formation excessive de coke, il est important de maintenir une pression d'hydrogène élevée. En effet, cette pression élevée favorise la saturation sélective des structures très insaturées et des polyaromatiques présents dans la charge initiale, qui sont les précurseurs du coke. Ces réactions d'hydrogénation sont catalysées par du platine, présent dans le catalyseur utilisé dans le processus.

### III.6. Considérations thermodynamiques et cinétiques

Les éléments cinétiques et thermodynamiques des réactions impliquées dans le reformage catalytique sont examinés en détail dans le Tableau III.2, ce qui met en évidence les taux de réaction, les mécanismes et la possibilité de transformations pour améliorer la production de composés aromatiques.

**Tableau III.2. Cinétique et thermodynamique des réactions du reformage catalytique.**

Type de réaction	Thermodynamiquement	Cinétiquement
Déshydrogénation	Cette réaction est très endothermique ( $\Delta H = 210$ kJ/mole) et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par un accroissement de la température et un abaissement de la pression.	La vitesse de la réaction diminue avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone de la charge- mais demeure notablement plus élevée que celles des autres réactions, c'est la réaction la plus rapide de toutes les réactions de reforming.
Déshydrocyclisation	Est encore plus endothermique ( $\Delta H = 250$ kJ/mol) que la déshydrogénation et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par une température plus élevée et une pression plus basse.	Elle prend beaucoup plus de temps à devenir importante en raison de sa faible vitesse, mais cela ne se produit que lorsque les conditions sont sévères.

Isomérisation	L'isomérisation, faiblement exothermique ( $\Delta H = -10$ à $-20$ kJ/mol)	La réaction est très rapide dans les conditions usuelles de fonctionnement. De ce fait, elle est peu sensible à une variation de température et insensible à la pression.
Hydrocraquage	C'est une réaction exothermique ( $\Delta H = -40$ kJ/mol), thermodynamiquement complète dans les conditions opératoires usuelles.	Une vitesse de réaction lente.

### III.7. Impact des variables opératoires

Le reformage catalytique est un processus crucial dans l'industrie pétrochimique pour la production d'hydrogène et d'hydrocarbures à haute teneur en octane. Voici les principaux paramètres opératoires du reformage catalytique :

#### ▪ **Température**

La charge en passant le long du lit du catalyseur adiabatique par suite de l'endothermicité, diminue sa température à la sortie du réacteur. La température de la charge est portée jusqu'à la valeur voulue avant d'entrer dans le réacteur à l'aide d'un four. Au cours du travail de l'unité, l'activité du catalyseur diminue à cause du cokage. Pour maintenir l'indice d'octane constant, malgré la diminution de l'activité du catalyseur, la température est augmentée régulièrement au cours du temps. L'augmentation de la sévérité due à la température a pour effet :

- D'augmenter le NO (ou le maintenir constant)
- De diminuer le rendement en reformat à cause de la réaction de l'hydrocraquage qui est favorisée.
- D'augmenter la production de gaz ( $C_1$ ,  $C_2$ ,  $C_3$  et  $C_4$ ), d'où la dilution du gaz de recyclage (pureté en hydrogène diminue)
- D'augmenter le cokage, c'est-à-dire que les réactions à grandes énergies d'activation s'accélèrent (hydrocraquage, désyndicalisation et cokage). La température est plus commode pour augmenter le NO. Actuellement, les nouveaux catalyseurs très sélectifs permettent d'augmenter la température jusqu'à  $540^\circ\text{C}$  en fin de cycle à l'entrée des réacteurs.

Pratiquement, le reforming catalytique travaille entre des limites de températures qui dépendent de l'indice d'octane à obtenir. L'atteinte de la température maximale définit la durée du cycle opératoire de fonctionnement à la fin duquel on régénère le catalyseur.

### ▪ La pression

Elle est de 10 – 40 ATM. L'augmentation de la pression provoque l'accroissement de l'hydrocraquage et la diminution de l'aromatization.

La haute pression nécessite un taux de production plus élevé en hydrogène de recyclage, ce qui contribue à éviter la formation du coke sur le catalyseur. S'il faut obtenir une essence à des indices d'octane élevés, la pression est de 20 – 40 ATM. Pour l'obtention des aromatiques, la pression est de 10 – 20 ATM et cela pour protéger le catalyseur utilisé dans l'unité.

### ▪ Vitesse spatiale ou temps de contact

Elle est définie par le rapport du débit volumique de la charge sur le volume du catalyseur.

L'augmentation du temps de contact a pour :

- Améliorer l'indice d'octane.
- Diminuer le rendement en reformat.
- Augmenter le rendement en gaz.
- Favorise ainsi la formation du coke.

Ceci correspond pratiquement, à la diminution de la vitesse spatiale (VVH).

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

Les réactions qui se passent dans le réacteur sont caractérisées par leurs vitesses respectives :

$V_{\text{déshydrogén}} > V_{\text{isoméris}} > V_{\text{hydrocra}} > V_{\text{déshydrocycl}}$

### ▪ Rapport eau/ chlore

L'équilibre eau/ chlore sur le catalyseur doit être maintenu pour obtenir l'activité et la sélectivité optimales du catalyseur. L'excès de chlore diminue l'aromatization au profit de l'hydrocraquage de la charge. Une grande quantité d'eau chargée dans les réacteurs élimine les chlorures du catalyseur et nécessitera une augmentation des chlorures.

Le contrôle de l'équilibre eau/ chlore représente une phase critique de l'exploitation de l'unité (sans oublier les autres variables opératoires)

### ▪ Taux hydrogène/hydrocarbures (rapport $H_2 / HC$ )

Les différentes réactions se produisant dans le platforming, que nous avons vu plus haut sont productrices et consommatrices d'hydrogène. D'autre part, le cracking des molécules paraffiniques provoque des dépôts de carbone sur le catalyseur, diminuant son activité.

Le taux ( $H_2/HC$ ) aussi bien que la pression du système à un effet direct sur la formation du coke. Pour cela, il est indispensable d'avoir une quantité suffisante d'hydrogène par rapport à la charge.

### ▪ Nature du catalyseur

Le choix du catalyseur, souvent des métaux nobles supportés sur des supports céramiques ou métalliques, influe sur l'activité, la sélectivité et la durabilité du reformage catalytique.

### III.8. Généralité sur le catalyseur de reformage catalytique

Un catalyseur est généralement un solide poreux qui se présente sous forme de bâtonnets ou de billes dont le rôle est d'accélérer les transformations chimiques recherchées dans le procédé. Il n'est pas consommé : soit il ne participe pas à la réaction mais sa présence facilite la rupture des liaisons, soit il y participe mais est régénéré à la fin, cependant il ne figure pas dans l'équation de la réaction qu'il catalyse. [18]

Tous les catalyseurs actuels sont dérivés du platine sur alumine chloré introduit en 1949 par UOP (Universal Oil Products). Le catalyseur de reformage catalytique est généralement composé d'un support solide, tel que l'alumine, sur lequel sont déposés des métaux précieux tels que le platine, le palladium et le rhénium. Ces métaux agissent comme des sites actifs pour la réaction de reformage, facilitant la rupture des liaisons carbone-hydrogène et la formation de liaisons carbone-carbone pour produire des hydrocarbures aromatiques. [19, 20]

#### III.8.1. La désactivation du catalyseur

La dégradation des performances du catalyseur de reformage catalytique est étroitement liée à l'évolution de ses différentes fonctions.

La fonction acide du catalyseur repose sur un support de surface et est principalement basée sur des sites actifs contenant du chlore. Cependant, cette fonction est souvent affectée par la neutralisation des sites acides par le dépôt de coke, réduisant ainsi l'efficacité du catalyseur.

La fonction métallique du catalyseur peut être altérée par des processus tels que la déshydratation de surface par recristallisation ou l'empoisonnement par des dépôts de coke ou des impuretés présentes dans la charge.

Dans tous les cas, la composition des hydrocarbures ou des produits intermédiaires produits in situ peut fournir des indices sur la composition du coke formé. Par exemple, dans les réactions d'isomérisation, la formation de produits intermédiaires comme le méthylcyclopentène peut conduire à la formation de coke, comme le méthylcyclopentadiène, qui peut être produit par déshydratation de l'intermédiaire précédent. Des études telles que celles menées par Beltramini et ses collègues ont montré que certains intermédiaires comme le méthylcyclopentadiène peuvent subir des réactions de Diels-Alder pour former des composés polycycliques aromatiques, qui sont souvent des précurseurs du coke. Il est largement admis dans la littérature scientifique que le coke résultant de ces processus est composé de formes polycycliques, souvent formées à partir d'oléfines agissant comme des précurseurs. [21]

#### III.8.2. La régénération du catalyseur

La proportion de résidus de carbone peut fluctuer de 1 à 14 % du poids du catalyseur en fonction des paramètres opérationnels et du type de réacteur utilisé. La régénération habituellement se

déroule en présence d'oxygène, suivant un processus en plusieurs étapes qui implique une augmentation graduelle de la concentration en oxygène de 2 à 15 % dans un gaz inerte. Il est crucial de maintenir la température en dessous de 500°C pour prévenir tout surchauffage local susceptible d'endommager le support et le platine. La teneur en carbone est réduite à 0,2 % au cours de ce processus. Le renouvellement du catalyseur peut être effectué de deux manières :

- Soit de manière périodique en utilisant un réacteur supplémentaire pour des opérations de renouvellement fréquentes, par exemple tous les quatre jours.
- Soit de manière intermittente en arrêtant l'installation, adoptant un mode semi-régénératif, après une période de fonctionnement pouvant varier de 3 à 12 mois.
- Le système de régénération continue, intégré à l'unité de reformage catalytique, comprend l'Unité de Réaction pour les réactions de reformage, l'Unité de Régénération pour le traitement des catalyseurs usés, et le Circuit de Circulation du Catalyseur qui assure le transport continu des catalyseurs entre les deux unités.

### III.8.3. Propriétés mécaniques et physiques [3]

Tout catalyseur industriel doit atteindre un niveau d'excellence aussi proche que possible de la définition fondamentale d'un catalyseur, qui comprend l'activité, la sélectivité et la stabilité.

#### ▪ **Activité du catalyseur**

L'activité est une spécification essentielle pour les catalyseurs de réforme. Plus le catalyseur est actif, plus il a la capacité de remplacer les charges et de produire davantage de production sur une période de réaction équivalente. Par conséquent, l'activité du catalyseur de réforme est souvent mesurée en taux de rendement des hydrocarbures aromatiques.

#### ▪ **Sélectivité**

La sélectivité fait référence au critère de capacité du catalyseur à favoriser la réaction idéale. Très souvent, le catalyseur déclenche des réactions secondaires ainsi que les réactions désirées.

#### ▪ **Stabilité**

L'activité et la sélectivité du catalyseur dans le cycle de traitement seront affaiblies au fil du temps. Cette nature est décrite comme la stabilité du catalyseur, c'est-à-dire que plus la valeur de stabilité est petite, meilleure est la stabilité.

#### ▪ **Durée de vie du catalyseur**

Le nombre de mètres cubes de charge traitée par le catalyseur dans le cycle de traitement est appelé durée de vie du catalyseur. Avec le temps écoulé, l'activité du catalyseur diminue continuellement en raison du carbone déposé et de la contamination jusqu'à ce qu'il ne soit plus utilisable et nécessite un remplacement par un catalyseur frais pour poursuivre le processus.

### III.8.4. Mécanisme du catalyseur

Les catalyseurs de reformage catalytique doivent favoriser deux types de mécanisme, la déshydrogénation et la modification de structure. En conséquence, ils présentent deux types d'activité : on dit qu'ils sont bifonctionnels.

#### ▪ **Fonction métallique (déshydrogénante)**

Assurée par le platine, le plus souvent associé à d'autres métaux, dispersés à la surface de l'alumine Concentration en métaux : entre 0,5 % et 0,8 % de la masse du catalyseur

Catalyseurs bimétalliques :

- Platine + Rhénium (Rh) : reformage semi-régénératif
- Platine + Etain (Sn) : reformage régénératif

#### ▪ **Fonction acide (modification de structure)**

Assurée par le support d'alumine, dont le niveau d'acidité est contrôlable via une fixation de chlore à sa surface. Concentration en chlore : entre 0,8 % et 1,4 % de la masse du catalyseur

Pour orienter les réactions vers la production d'hydrocarbures aromatiques= catalyseur devra assurer une double fonction

- Favoriser les réactions d'hydrogénation/ déshydrogénation (catalyseur à base de métaux)
- Favoriser les réactions d'isomérisation et d'hydrocraquage (catalyseur métallique comportant des sites acides)

### III.8.5. Poison de catalyseur [22]

En vue d'une bonne maîtrise du processus de production des essences, il est impératif de connaître les poisons qui peuvent endommager les catalyseurs. Il est très sensible à des poisons tels que :

- Le soufre et l'azote qui doivent être éliminés préalablement.
- Le coke qui se dépose sur le catalyseur et réduit son efficacité.

Le coke doit être éliminé périodiquement. Ces poisons peuvent se diviser en deux catégories principales :

- Les poisons qui endommagent de façon permanente le catalyseur.
- Les poisons qui endommagent de façon temporaire le catalyseur.

### III.9. Type du procédés de reformage catalytique

Le type de reformage catalytique mentionné dans les sources est principalement le reformage catalytique semi-régénératif classique, le reformage régénératif selon le procédé U.O.P, et le reformage régénératif selon le procédé I.F.P. Ces types de reformage catalytique sont des

opérations chimiques essentielles pour valoriser une fraction du pétrole, comme le naphta lourd, en essence à haut indice d'octane et en hydrocarbures aromatiques.

### III.9.1. Le procédé semi-régénératif (lit fixe)

Le procédé reformage semi-régénératif est basé sur l'utilisation de trois ou quatre réacteurs de plus en plus grands, accompagnés de fours coopératifs. L'échange de chaleur avec l'effluent permet de préchauffer la charge, de la refroidir et de la détendre pour la récupération, puis de la stabiliser en éliminant les composants légers ( $C_2$ ,  $C_3$ ). La répartition de la charge totale du catalyseur entre les réacteurs varie en fonction de la vitesse des réactions. La déshydrogénation débute dans le premier réacteur, l'hydroisomérisation se produit dans le second, la déshydrocyclisation et le craquage se produisent dans le dernier réacteur. Chaque réacteur est équipé de fours qui compensent l'endothermicité. L'unité est arrêtée à la fin du cycle d'environ un an afin de régénérer le catalyseur sur place ou à l'extérieur. Il est possible de régénérer le catalyseur jusqu'à vingt fois avant de le remplacer.

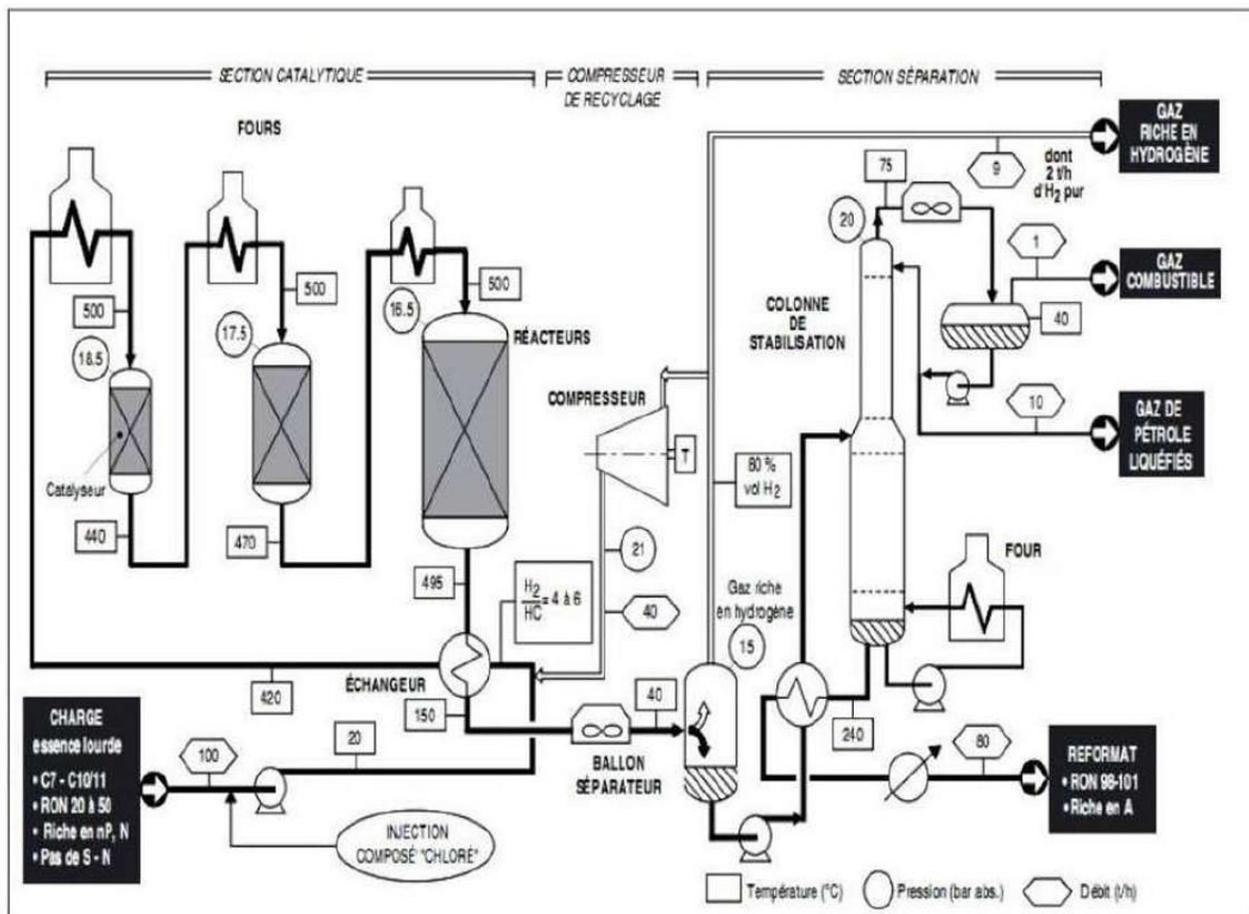


Figure III.14. Reformage catalytique semi régénératif.

### III.9.2. Procédés régénératifs U.O.P [23]

Plus de 50 % des usines de reformage utilisent la technologie UOP Platforming, avec plus de 750 unités disponibles à travers le monde. Elle convient aux deux méthodes de reformage, semi-régénérative et continue.

En ce qui concerne le procédé U.O.P., la partie de réaction est constituée de quatre réacteurs à flux radial, disposés en série. Les trois premiers sont empilés et le dernier renferme la moitié de la quantité totale de catalyseur que l'unité émet :

- Les fours, placés de manière spécifique, garantissent une pression minimale.
- Les éléments 1 et 4 introduisent le système catalytique, qui s'écoule par gravité, puis est prélevé par le bas des réacteurs 3 et 4, puis purgé des hydrocarbures qu'il retient, puis envoyé à l'aide de deux lits de gaz inerte vers la section de régénération, qui comprend une trémie d'engagement, le régénérateur et une balance de stockage à circulation gravitaire.
- Deux nouveaux ascenseurs renvoyant le catalyseur vers la section de réaction. Un système électronique extrêmement avancé permet d'assurer un contrôle précis des différentes étapes de l'opération.

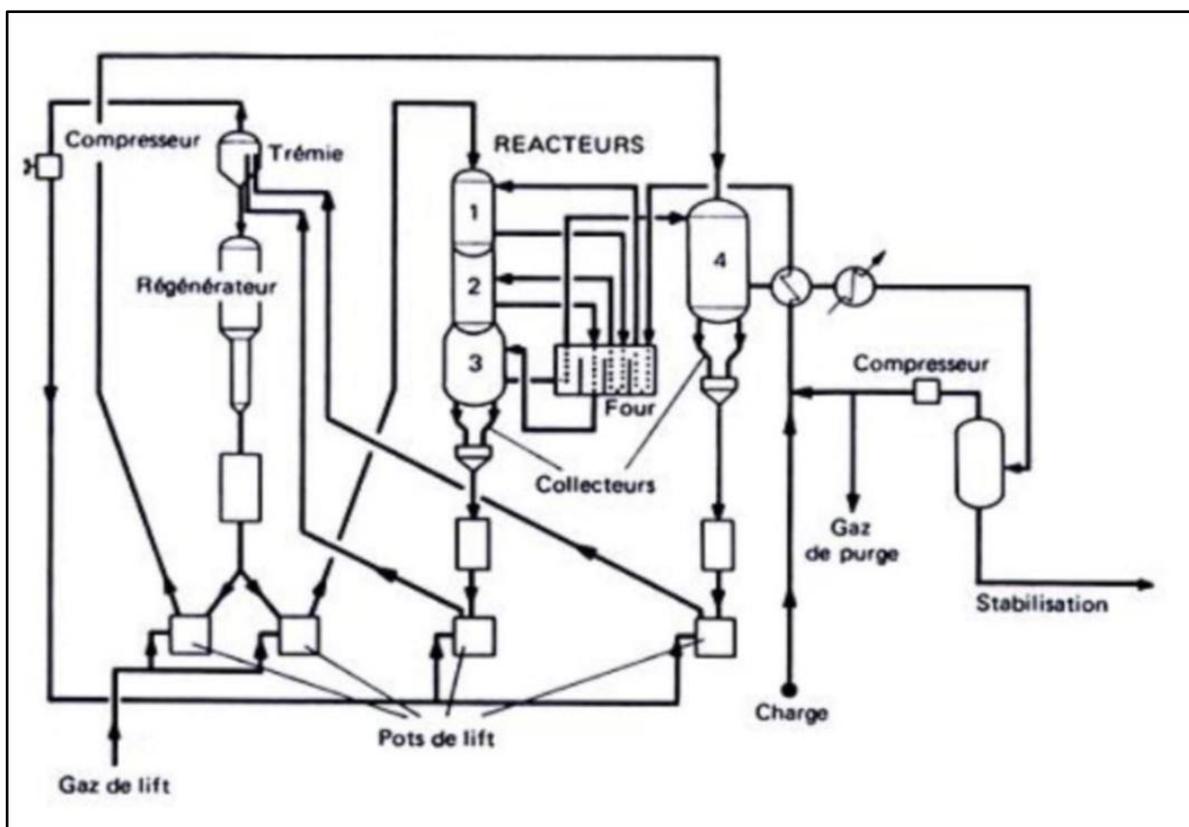


Figure III.15. Reformage catalytique régénératif – Procédé U.O.P

### III.9.3. Procédés I.F.P régénératifs [24]

Le procédé I.F.P. est plus similaire aux schémas traditionnels, avec quatre réacteurs distincts et le passage intermédiaire de la charge à travers un four. Le catalyseur circule dans chacun de ces éléments par gravité, il passe de l'un à l'autre grâce à des ascenseurs, d'où le gaz du moteur est prélevé à la décharge du compresseur d'hydrogène de recyclage.

Un nouvel ascenseur le reprend au bas du dernier et le dirige vers la section de régénération. Elle est constituée de deux réservoirs de stockage placés au-dessus et au-dessous du régénérateur lui-même, ainsi que d'un système de vannes adéquat. L'ascenseur envoie toujours le catalyseur régénéré en tête du premier réacteur :

- Toutes les étapes de l'opération sont prévues et entièrement automatisées.
- Dans le cas de la production d'aromatiques, il est nécessaire de procéder à un fractionnement après le reformage (par exemple, avec un dépentaniseur), afin de ne conserver que la coupe contenant les hydrocarbures recherchés.

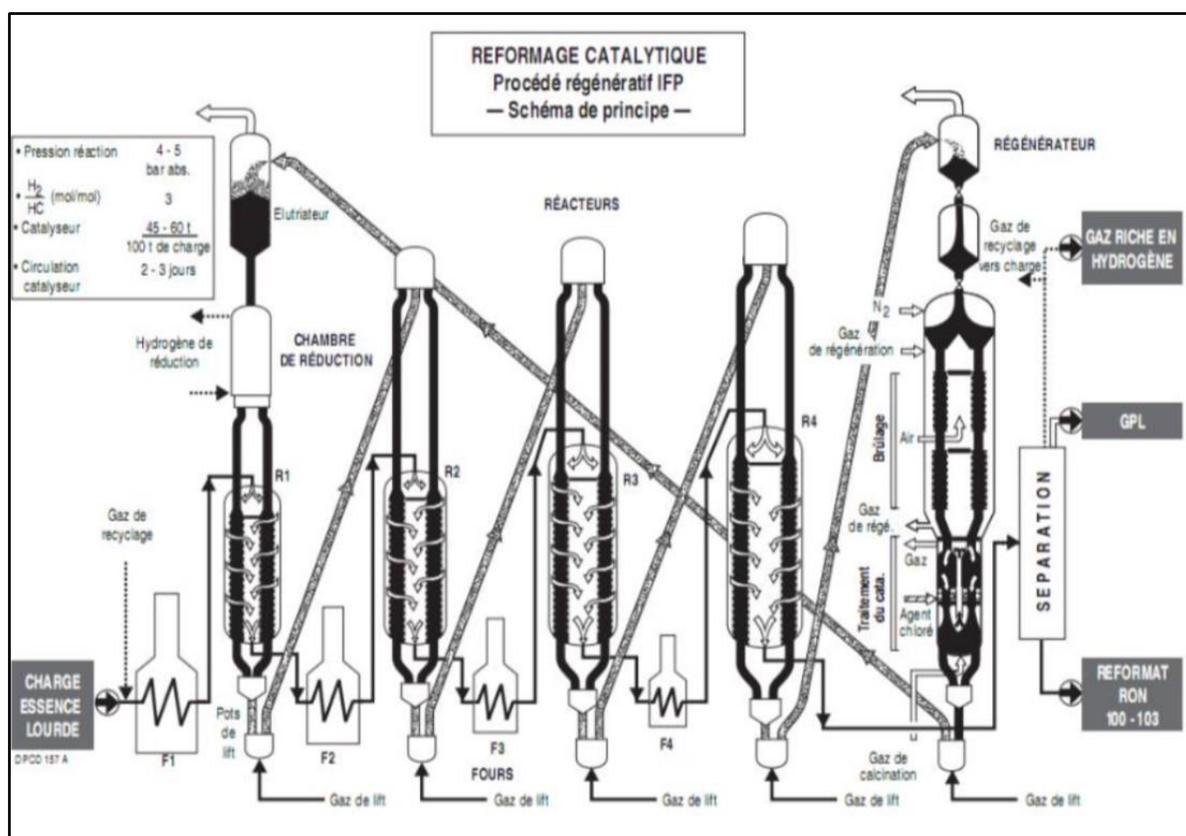


Figure III.16. Reformage catalytique régénératif – Procédé I.F.P

### III.10. Conclusion

Ce chapitre met en lumière l'importance du processus de reformage catalytique dans l'industrie, en mettant en évidence les principes fondamentaux du procédé, les caractéristiques des catalyseurs, les réactions impliquées, ainsi que la cinétique et la thermodynamique associées. Nous avons examiné en détail l'effet des poisons et des agents désactivant sur les catalyseurs, ainsi que l'impact des variables opératoires telles que la température, la pression, etc. Ces connaissances sont essentielles pour optimiser les performances du processus de reformage catalytique, en maximisant les rendements et en assurant la stabilité opérationnelle. Cependant, malgré les progrès réalisés dans ce domaine, des défis persistent, notamment la recherche de catalyseurs plus efficaces et la minimisation des coûts de production. Ainsi, des efforts continus de recherche et de développement sont nécessaires pour relever ces défis et répondre aux besoins croissants en énergie et en produits chimiques de manière durable et efficiente.

# **CHAPITRE.IV. Description l'unité de reformage du naphta de la RA1D**

### IV.1. Introduction

L'unité de reformage du naphta CRU (Catalytic Reforming Unit) de la RA1D revêt une importance capitale dans le processus de transformation du naphta brut en composés à haute valeur ajoutée. Cette installation industrielle joue un rôle essentiel dans la conversion du naphta brut en produits de grande valeur, notamment des hydrocarbures aromatiques et de l'hydrogène. En effet, le processus de reformage catalytique permet de modifier la composition du naphta, en favorisant la formation de composés aromatiques précieux, utilisés dans diverses industries telles que la pétrochimie, la pharmacie et la chimie fine. De plus, la production d'hydrogène, également générée par cette unité, est cruciale pour de nombreuses applications industrielles, notamment dans le raffinage du pétrole, la production d'ammoniac et les processus de traitement des hydrocarbures. Ainsi, l'unité CRU de la RA1D représente un maillon essentiel de la chaîne de valeur de l'industrie pétrolière, contribuant à la production de produits hautement demandés sur le marché mondial.

Dans ce chapitre, nous aborderons en détail le processus de reformage catalytique tel qu'il est mis en œuvre dans la raffinerie d'Adrar.

### IV.2. L'objectif de l'unité de reformage du naphta CRU

L'unité reforming catalytique joue un rôle crucial dans le traitement de la charge naphta provenant de l'unité distillation atmosphérique CDU. Cette charge, une fois traitée, donne naissance à une gamme variée de produits, principalement axés sur la production de carburants de haute qualité. Parmi ces produits, on retrouve en premier lieu le carburant sans plomb, réputé pour son indice d'octane élevé, atteignant généralement un niveau de 96. Ce carburant, communément appelé sans plomb, est largement utilisé dans les moteurs modernes pour garantir des performances optimales et une réduction des émissions polluantes. En plus du carburant sans plomb, l'unité reforming catalytique génère également d'autres composés précieux tels que les L.P.G (gaz de pétrole liquéfiés), le naphta léger (light naphta), le naphta raffiné (refined oil), et le fond de C-202 (produit situé au fond de la colonne d'évaporation). Outre ces produits principaux, l'unité produit également des gaz incondensables, utilisés comme combustible dans les fours de l'installation, et de l'hydrogène, essentiel pour les réactions chimiques du processus de reforming catalytique. Cette diversité de produits témoigne de l'importance stratégique de l'unité reforming catalytique dans le processus global de raffinage, tant du point de vue économique que technique.

### IV.3. Description de l'unité de reformage du naphta CRU de la RA1D

#### IV.3.1. Section du préfractionnement

Cette opération est réalisée dans la colonne de préfractionnement : C-202 101 et vise à séparer la charge Naphta de l'unité en une coupe légère (Point final : 65 °C) recueillie dans le ballon de reflux de la colonne (light naphta) et une coupe plus lourde recueillie au fond de la colonne.

La charge est aspirée à partir du bac de stockage par la pompe P-30205/1.2, puis refoulée à travers les échangeurs E-202 101/1.2.3 pour le chauffage. À la sortie des échangeurs, elle atteint une température de 159 °C et pénètre dans la colonne de préfractionnement C-202 101 aux plateaux 20 et 24. Après séparation, les fractions légères sont refroidies par les aéroréfrigérants A-202 101 et le condenseur E-202 107, puis recueillies dans le ballon de reflux D-202 102. Les gaz incondensables sont évacués vers le réseau de gaz combustible, tandis que la phase liquide est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux par les pompes P-202 102/1.2 et P-202 103/1.2, vers l'entrée E-202 203/1-3 (échangeurs de chauffage de la charge du stabilisateur C-202 201), et stockée comme naphta léger (light naphta). Et le fond de la colonne C-202 101 est refoulé par la P-202 104 / 1.2 vers les échangeurs E-202 103 /1-3. Le **tableau V.1** donne bilan de matière design de la section de préfractionnement.

**Tableau IV.1. Bilan de matière section de préfractionnement**

	% (poids)	Kg/h	T/j	10 <sup>4</sup> t/an
Naphta	100	14500	348	11.6
Alimentation				
Total	100	14500	348	11.6
Light Naphta	16.69	2420	58.08	1.94
Charge de	83.38	12080	289.92	9.66
Produits				
Total	100	14500	348	11.6

Voici le schéma représentant ce processus :

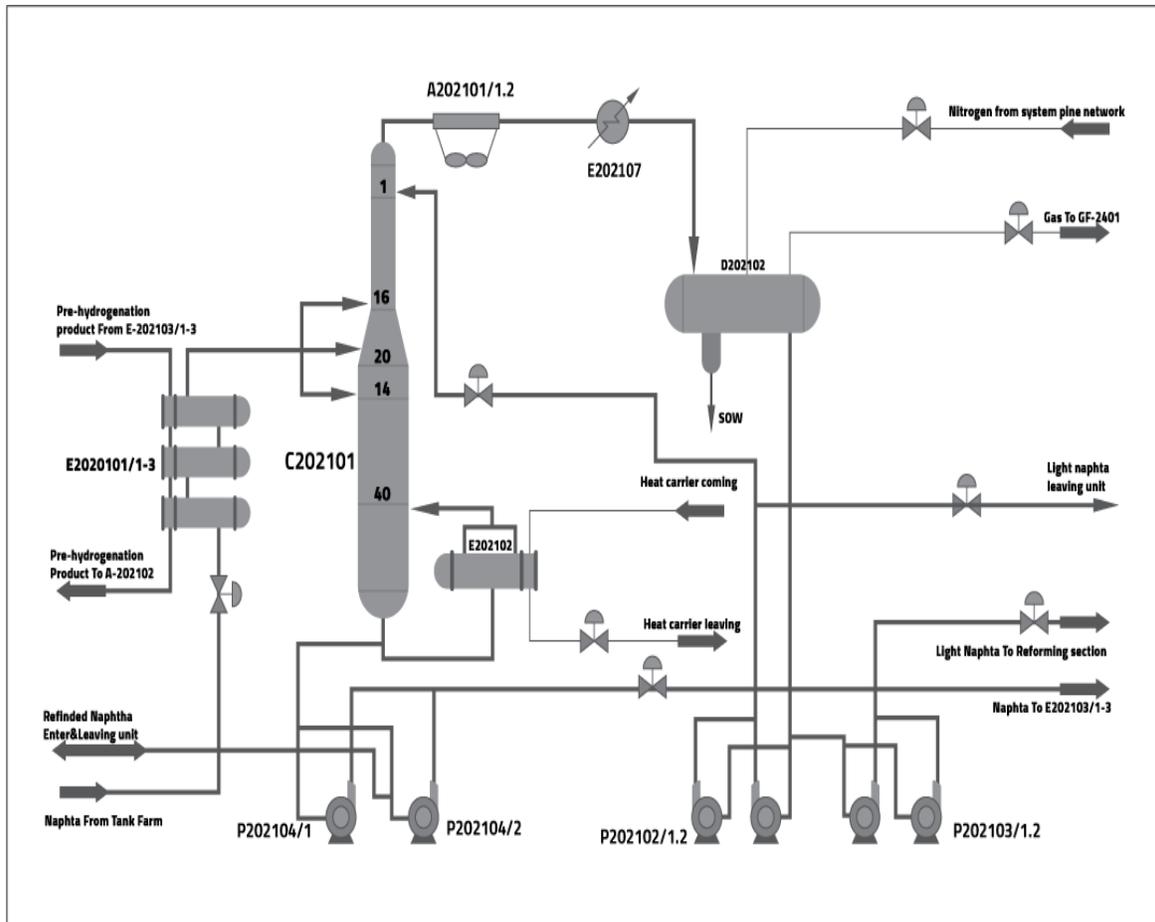


Figure IV.1. schéma du préfractionnement du naphtha

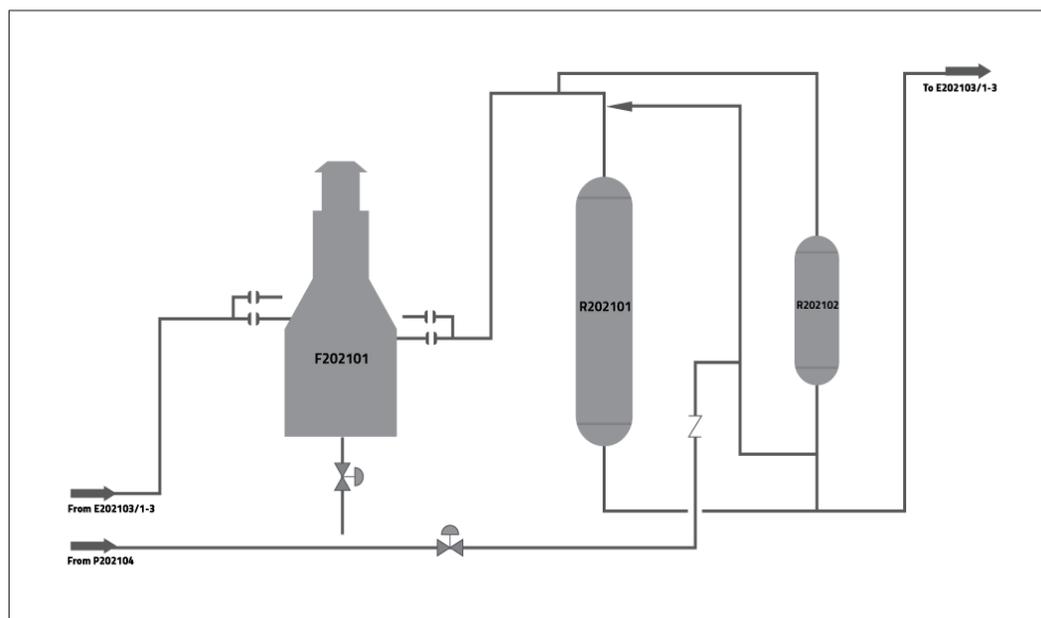
### IV.3.2. Section de la purification de la charge

L'objectif de ce procédé chimique est d'éliminer les impuretés et les substances toxiques présentes dans la charge, dans le but de préserver l'efficacité du catalyseur et d'augmenter sa durabilité. Cette procédure implique l'initiation de réactions chimiques au sein du bas de la colonne de préfractionnement, en présence d'hydrogène, dans les réacteurs R-202 101 et R-202 102 munis de lits catalytiques. Le catalyseur sélectionné pour cette section est le catalyseur RS-1, qui se trouve être un extrudé d'alumine d'une pureté très élevée, avec un diamètre de 1,4 mm.

**Tableau IV.2. Caractéristique du catalyseur de la section Prétraitement [1]**

Catalyseur	Composition (wt %)	Support	Grain (mm)	Densité kg/l	Rigidités N/mm	Volume Poreux ml/g	Capacité
Co-w – Ni- Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	NiO : 2.0 CO : 0.03 WO <sub>3</sub> : 19.0	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Ø1.5	0.88	≥16	0.27	3.79

Le fond de la colonne C-202 101 est renvoyé par la pompe P-202 104/1.2 vers les échangeurs E-202 103/1-3. À l'entrée de ces échangeurs, de l'hydrogène provenant du compresseur K-202 101/1.2 est introduit dans la charge, formant ainsi un mélange. Après le passage par ces échangeurs, le mélange (charge + hydrogène) est dirigé vers le four F-202 101, puis vers le réacteur R-202 101, où il est soumis à une température de 320 °C pour subir un traitement chimique comprenant des réactions telles que la désulfuration, la dénitrogénéation, la démétallisation, etc. Après son passage dans le réacteur R-202 101, la charge purifiée libère de la chaleur dans l'échangeur E-202 103/1-3, où elle chauffe le mélange (charge + hydrogène). Ensuite, cette chaleur est transmise à la charge dans la colonne C-202 101 à travers l'échangeur E-202 101/1-3.

**Figure IV.2. Schéma du prétraitement (purification) du naphta léger**

### IV.3.3. Section du refroidissement du naphta purifié

Le processus de refroidissement se poursuit ensuite dans les aéroréfrigérants A-202 102, puis dans le condenseur E-202 108. Le mélange biphasique (liquide : hydrocarbures + eau et gaz) est collecté dans le ballon accumulateur D-202 103, tandis que les gaz sont évacués vers le réseau fuel-gaz. La partie liquide de la charge de la colonne de vaporisation C-202 102 est ensuite acheminée vers cette dernière, après avoir été chauffée dans les échangeurs E-202 104/1-3, où le fond de la C-202 102 sert de fluide chauffant. Ce processus s'effectue au niveau

Après la séparation au sein de la colonne, les vapeurs sont refroidies dans l'aéroréfrigérant A-202 103 et le condenseur à eau E-202 109. Le mélange liquide + gaz est collecté dans le ballon de reflux D-202 104. Les gaz incondensables sont dirigés vers la section désulfuration de l'unité de cracking catalytique avant d'être évacués vers le réseau fuel gaz. La phase liquide est pompée par la P-202 105/1.2 dans deux directions différentes : principalement vers la tête de la colonne comme reflux, et vers l'unité de FCC. Le liquide provenant du fond de la colonne, constituant le naphta raffiné, est également pompé vers la section de reformage ou vers le bac de stockage T-30201.

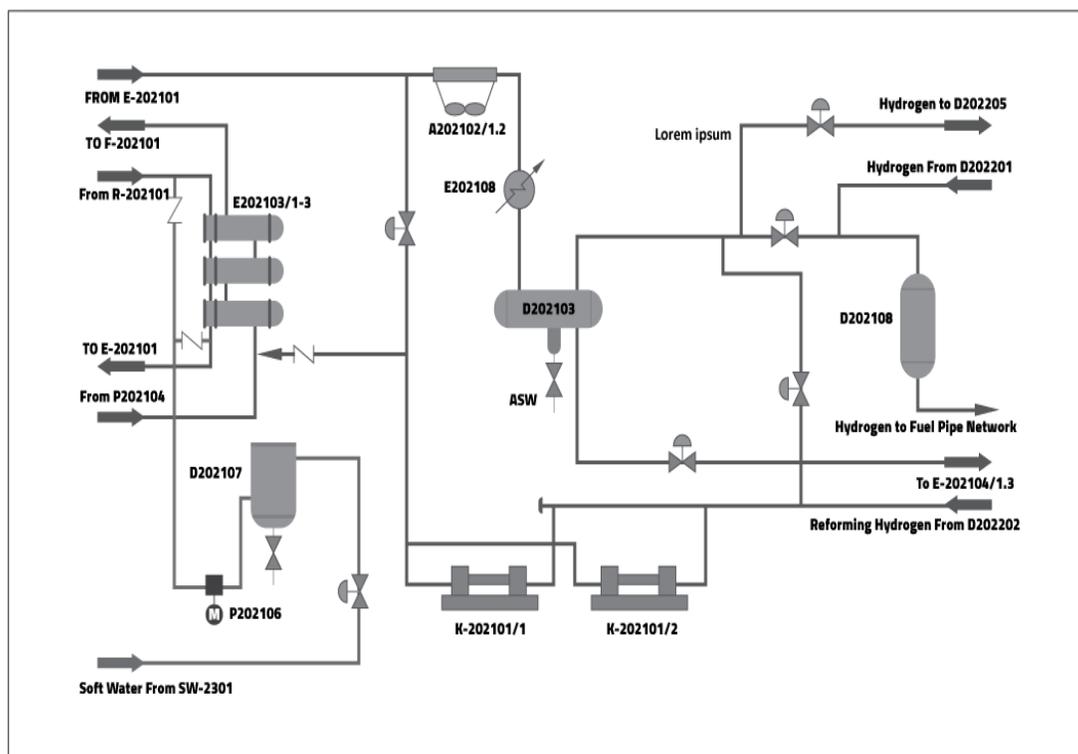


Figure IV.3 : Schéma du refroidissement du naphta purifié

### IV.3.4. Section réactionnelle

La section reforming (**Figure IV.4**) utilise 4 réacteurs à lits fixes ; 2 réacteurs à écoulement axial de la charge R-201/1.2 et 2 réacteurs à écoulement radial R-204/3.4, la régénération est en mode discontinu.

Le catalyseur du reforming est un catalyseur bimétallique Pt (Platine)– Re (Rhénium). Le Pt est l'élément métallique essentiel du catalyseur, il a une grande affinité pour les atomes d'hydrogène et est le promoteur de la plupart des réactions du reforming. En plus de cela, le Pt défavorise la contamination du catalyseur. Le catalyseur type (PRT-C) est utilisé au niveau des premiers réacteurs R201/R202 et (PRT-D) au niveau des derniers réacteurs R203/R204.

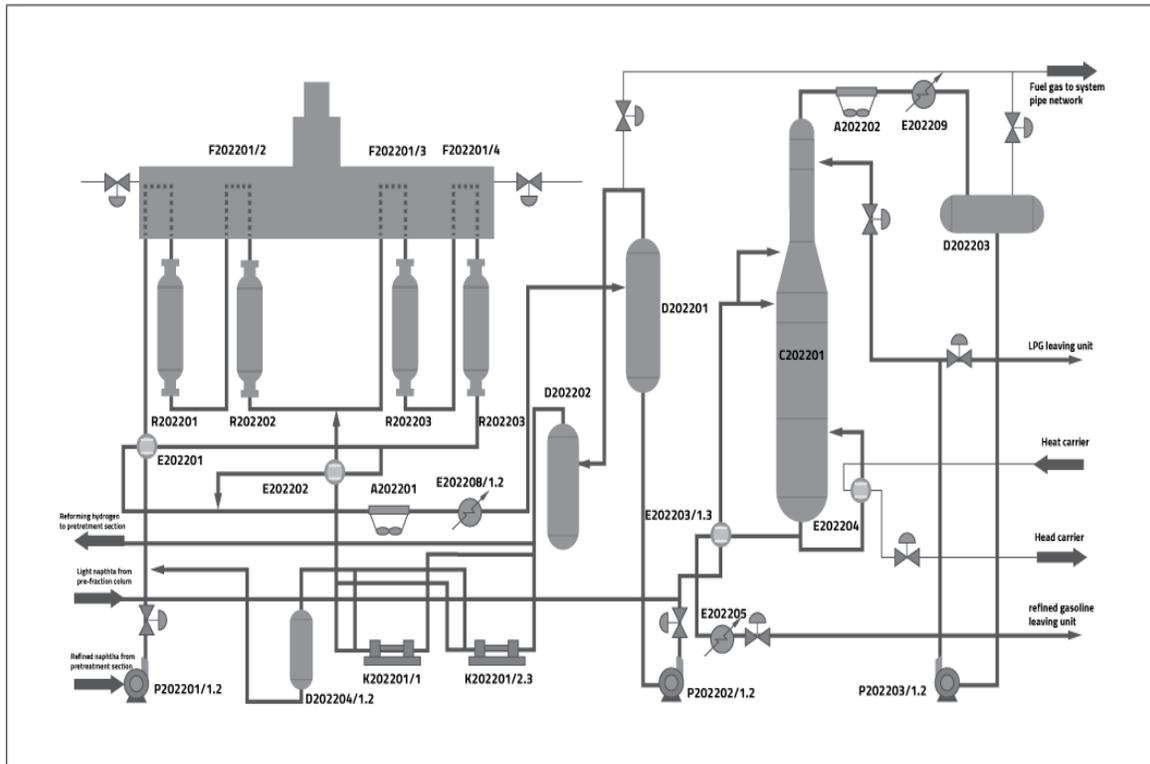
**Tableau IV.3 : Caractéristique du Catalyseur de la section Reforming. [25]**

Catalyseur	Composition (wt%)	Densité	Volume (tonnes)	Diamètre (mm)	Volume poreux	Support
PRT-C	Pt : 0.25 Re : 0.26	0.74	3.455	Æ1.2×3 - 6	0.49 ml/g	Cl/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
PRT-D	Pt : 0.22 Re : 0.46	0.74	9.948	Æ1.2×3 - 6	0.49 ml/g	Cl/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>

A l'entrée du E- 202 201, l'hydrogène refoulé par le compresseur : K-202 201/1 est mélangé avec la charge de naphta raffiné (refined naphta), le mélange ainsi constitué est chauffé dans cet échangeur.

Pour parvenir à la température requise pour la réaction, le mélange est chauffé davantage dans le four F-202 201/1. Une fois sorti du four, le mélange réactionnel est introduit dans le réacteur R-202 201/1 à une température de 492 °C et une pression de 1.35 Mpa. Le produit issu du premier réacteur est ensuite acheminé successivement dans le four F-202 201/2 puis dans le réacteur R-202 201/2, maintenu aux mêmes conditions de température et de pression et 1.35 Mpa.

Le produit provenant du deuxième réacteur est enrichi par l'ajout d'hydrogène réinjecté par le compresseur K-202 201/2-3. Cet hydrogène est préalablement chauffé dans l'E-202 202, où le produit chaud du quatrième réacteur sert de source de chaleur.



**Figure IV.4 : Schéma général de processus de reformage catalytique**

Les réactions restantes du reformage se produisent dans les deux derniers réacteurs radiaux, à savoir R-202 203 et R-202 204, où la température et la pression d'entrée sont maintenues constantes à 492 °C et 1.35 Mpa. Cela survient après que la charge ait été préalablement chauffée dans les sections F-202 201/3 et F-202 201/4 du four F-202 201.

A sa sortie du 4<sup>e</sup> réacteur, le produit est séparé en deux parties :

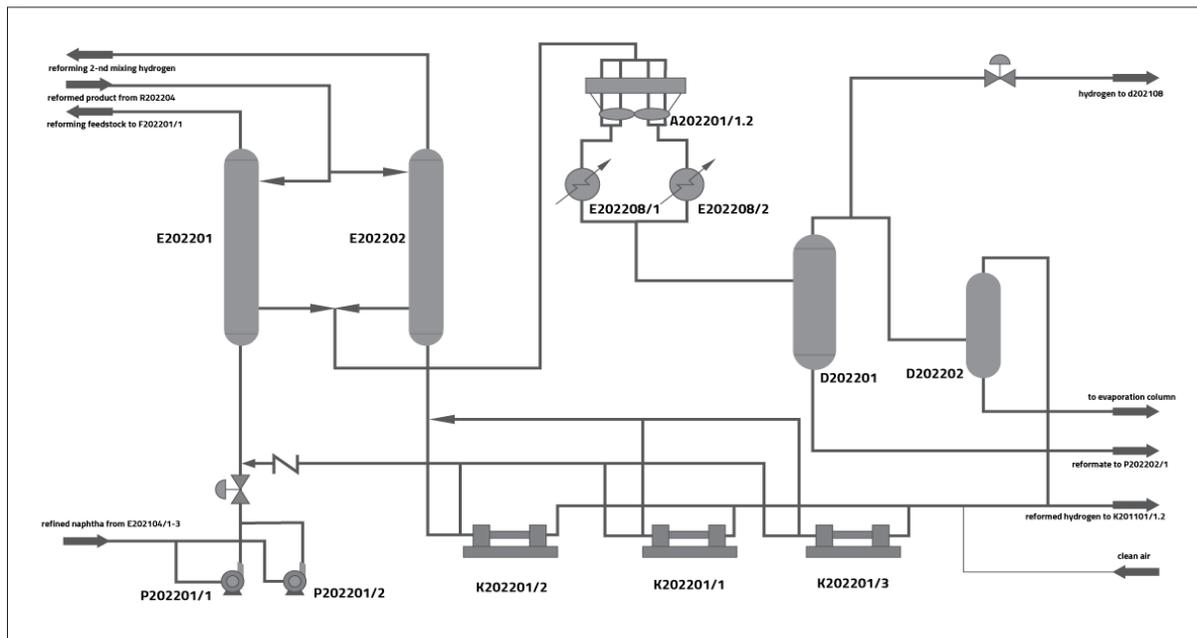
L'une sert de fluide chauffant dans le E-202 201 pour chauffer la charge raffinée, tandis que l'autre est utilisée dans le E-202 202 pour chauffer l'hydrogène du deuxième mélange avec la charge.

Une fois que les deux sorties du produit des échangeurs précédents se sont réunies, le processus de refroidissement se poursuit d'abord dans l'aéroréfrigérant A-202 201, puis dans le condenseur E-202 208/1.2.

### **IV.3.5. Section de la séparation du produit du reforming**

Le produit refroidi se présente sous forme d'un mélange liquide-gaz. La séparation de ces phases intervient au niveau du ballon de séparation D-202 201. Au sommet de ce ballon, on obtient un gaz de recyclage riche en hydrogène, qui est ensuite dirigé vers un autre ballon de séparation gaz-liquide, le D-202 202. C'est là que le gaz de recyclage est séparé du liquide, composé d'eau et d'hydrocarbures condensés. Le gaz de recyclage, comprenant de l'hydrogène et du méthane, de

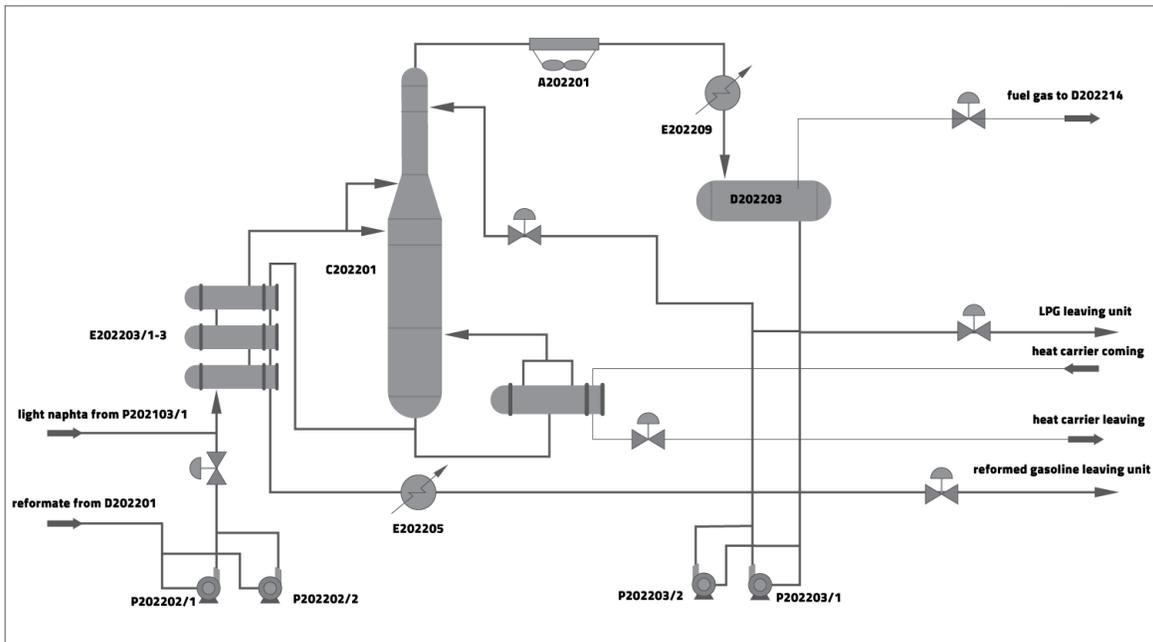
l'éthane, etc., est acheminé vers les compresseurs de l'unité pour être utilisé comme source d'hydrogène.



**Figure IV.5 : Schéma de la séparation des produits et le recyclage du gaz**

Au bas du ballon D-202 201 se trouve un produit non stabilisé composé de carburant, de gaz de pétrole liquéfié (LPG) et de gaz incondensables. La stabilisation de ce mélange est effectuée dans la colonne C-202 201 (Stabiliser).

En plus du fond du ballon D-202 201, la charge de la colonne C-202 201 comprend une partie du naphta léger provenant du ballon de reflux de la colonne de préfractionnement C-202 101. Ce mélange est combiné à l'entrée des échangeurs E-202 203/1-3, après chauffage de la charge dans ces échangeurs par le fond de la colonne, au niveau des plateaux 16 et 20, à une température de 170 °C.



**Figure IV.6 : Schéma de la colonne de la stabilisation**

Les vapeurs sortant de la tête de la colonne C-202 201 sont refroidies par l'aérocondenseur A-202 202 et le condenseur E-202 209. Le mélange de LPG, d'eau et d'incondensables est collecté dans le ballon de reflux D-202 203. Les LPG sont renvoyés par la pompe P-202 203/1-2 vers la colonne C-202 201 en tant que reflux de tête, ainsi que vers la section de gaz de l'unité de distillation atmosphérique pour séparation. Les gaz incondensables sont évacués vers le réseau de gaz combustible.

Le carburant stabilisé issu du fond de la colonne C-202 201 est remonté par le même produit provenant du système de chauffage (Heat carrier), tel que pour les autres remontées de la même unité. Ce carburant stabilisé remonté est ensuite refroidi à travers les échangeurs E-202 203/1-3, qui chauffent également la charge de la colonne, puis dans le condenseur E-202 205.

Le produit sortant du condenseur E-202 205, à une température de 40 °C, est l'essence sans plomb (NO 94-96), qui est directement dirigée vers le stockage.

#### **IV.4. Conclusion**

Ce chapitre offre une analyse approfondie de l'unité de reformage du naphta CRU de la RA1D, soulignant son rôle central dans le processus de raffinage. Son objectif principal est de transformer efficacement le naphta brut en une gamme variée de produits, comprenant notamment des carburants de haute qualité ainsi que d'autres composés précieux tels que le gaz de pétrole liquéfié (L.P.G) et l'hydrogène. Une description détaillée de l'unité met en lumière son fonctionnement, ses composants clés et les divers produits obtenus dans le processus

# **CHAPITRE.V. Modélisation et simulation**

### V.1. Introduction

La mise en place d'une unité de production chimique est une tâche d'une grande complexité, nécessitant des ressources financières et humaines considérables. Dans le paysage industriel contemporain, un procédé de fabrication doit nécessairement répondre à trois impératifs majeurs : l'efficacité économique, la sécurité des opérations et le respect de l'environnement. Lorsque l'élaboration d'un nouveau procédé est entreprise, le rôle de l'ingénieur consiste à identifier les systèmes les plus appropriés, non seulement en termes de performance et de sécurité, mais également en tenant compte des coûts et de la rentabilité de la production. Dans cette optique, la simulation apparaît comme un outil précieux, capable de prendre en charge et de résoudre ces problématiques complexes, surtout lorsque de multiples variables entrent en jeu, telles que la diversité des composants, la complexité des interactions ou la non-linéarité des phénomènes impliqués.

### V.2. Méthodologie de travail

Dans le cadre de cette recherche, nous adoptons une méthodologie rigoureuse qui repose sur l'utilisation du logiciel ASPEN HYSYS V11 pour mener une étude de simulation approfondie visant à vérifier le cas design. Une fois que la conception initiale est validée, nous procéderons à la simulation en utilisant les données actuelles, garantissant ainsi une représentation fidèle des conditions opérationnelles réelles.

Par la suite, notre attention se portera sur l'étude des paramètres, où nous analyserons attentivement l'impact des variables opérationnelles de l'unité sur son rendement. Cette analyse approfondie nous permettra de mieux comprendre les interactions complexes entre les différents paramètres et de déterminer les ajustements nécessaires pour optimiser les performances de l'unité de production chimique.

### V.3. Présentation du logiciel ASPEN HYSYS

#### V.3.1. Définition de modélisation et simulation :

- **La modélisation** : La modélisation peut être définie comme le processus de création d'une représentation simplifiée d'un système complexe dans le but d'analyser son comportement et de prédire ses performances sous différentes conditions. Cette représentation peut être mathématique, graphique, informatique ou basée sur des simulations. La modélisation permet de mieux comprendre les interactions entre les différents éléments du système et de prédire les résultats de différentes actions ou scénarios [26]. La modélisation d'un système complexe consiste à créer une représentation simplifiée de celui-ci, facilitant ainsi l'étude et la mesure des effets provoqués par les variations de ses composants individuels sur l'ensemble du système. [27]

▪ **La simulation** : La simulation est une méthode qui consiste à reproduire artificiellement le comportement d'un système réel à l'aide d'un modèle mathématique ou informatique. Elle permet d'analyser le fonctionnement, de prédire les résultats et d'explorer différentes possibilités sans avoir à manipuler le système réel lui-même. Les simulations sont largement utilisées dans de nombreux domaines tels que la science, l'ingénierie, la médecine, l'économie, etc., pour comprendre, optimiser ou tester des systèmes complexes. [28]. Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique ou para chimique, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires. Parmi les simulateurs de procédés chimiques les plus utilisés dans la chimie et le process sont :

Aspen HYSYS, CHEMCAD, ProSimPlus, gPROMS et COMSOL Multiphysics.

### V.3.2. Concept du simulateur Aspen HYSYS

Aspen HYSYS (ou simplement HYSYS) est un simulateur de processus chimique actuellement développé par AspenTech et utilisé pour modéliser mathématiquement les processus chimiques, depuis les opérations unitaires jusqu'aux usines chimiques et raffineries complètes. HYSYS est capable d'effectuer de nombreux calculs fondamentaux en génie chimique, y compris ceux concernant le bilan de masse, le bilan énergétique, l'équilibre vapeur-liquide, le transfert de chaleur, le transfert de masse, la cinétique chimique, le fractionnement et la chute de pression [29]. HYSYS est largement utilisé dans l'industrie et le milieu universitaire pour la simulation en régime permanent et dynamique, la conception de procédés, la modélisation des performances et l'optimisation [30,31].

Aspen HYSYS fonctionne comme un simulateur de conception orientée-objets, ce qui signifie que tout changement apporté à un élément est automatiquement reflété dans l'ensemble du modèle. Il s'agit d'un logiciel de simulation interactif qui intègre la gestion d'événements, permettant un accès instantané à l'information à tout moment. De plus, toute nouvelle information est traitée immédiatement sur demande, et les calculs nécessaires sont effectués automatiquement. En outre, il combine le concept d'opérations modulaires avec une résolution non-séquentielle, ce qui signifie que les nouvelles informations sont immédiatement prises en compte et propagées à travers l'ensemble du schéma de procédé. Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont :

- **Flowsheet** : est un ensemble d'éléments « Flowshe et Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui forment l'ensemble ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluide Package ». Le simulateur est doté d'une Architecture Multi-Flowsheet : il n'existe aucune limite quant au nombre de Flowsheets disponibles. Il est possible de créer des Flowsheets à l'avance afin de les utiliser dans une autre simulation, ou de structurer la description de procédés complexes en les divisant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ce qui permet de classer un processus compliqué). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « Process Flow Diagram » (PFD), un « Workbook ».
- **Fluide Package** : il offre la possibilité de déterminer les éléments chimiques présents dans le processus simulé et leur impact sur les caractéristiques chimiques et physiques consignées dans la base de données des corps purs. Il offre également la possibilité de déterminer les modèles thermodynamiques qui seront employés pour le Calculer les caractéristiques des mélanges et déterminer les vitesses des réactions chimiques impliquées dans le processus.
- **Process Flow Diagram** : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- **Workbook** : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- **Desktop** : c'est l'espace principal de Aspen HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- **Property view** : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant).

### V.3.3. Caractéristiques principales de « Aspen HYSYS »

Ce segment offre un aperçu succinct des caractéristiques essentielles qui confèrent à Aspen HYSYS une puissance considérable en tant que plateforme de simulation et de développement :

- **Programmation dans Aspen HYSYS** : Le logiciel intègre un moteur de macro interne compatible avec la syntaxe de Microsoft Visual Basic, permettant ainsi l'exécution de diverses tâches sans recourir à d'autres logiciels de programmation.
- **Environnement d'ingénierie intégré** : Toutes les applications nécessaires sont rassemblées dans un environnement de simulation commun.
- **Modélisation en état stable et en régime dynamique** : Aspen HYSYS permet la modélisation en état stable pendant la conception des procédés, tandis que la simulation en régime dynamique est réservée à l'étude de la contrôlabilité des procédés et au développement de stratégies de contrôle.

- **Gestion des événements "Event-Driven"** : La plateforme combine le calcul interactif, qui s'effectue automatiquement à chaque nouvelle donnée fournie, avec un accès instantané à l'information à tout moment.
- **Intelligence intégrée** : Les calculs des propriétés thermodynamiques sont effectués automatiquement et instantanément dès qu'une nouvelle information est disponible.
- **Opérations modulaires** : Chaque flux ou unité opérationnelle peut effectuer tous les calculs nécessaires en utilisant les informations transmises dans les deux sens à travers les flux.
- **Algorithme de résolution non séquentielle** : Les schémas de procédé peuvent être construits dans un ordre arbitraire, ce qui permet une flexibilité maximale dans la conception.

### **V.4. Les étapes de la modélisation et la simulation de la section réactionnelle CRU**

La première étape de la création du modèle est la sélection d'un ensemble standard de composants et d'une base thermodynamique pour modéliser les propriétés physiques de ces composants.

#### **V.4.1. Modèle de la section réactionnelle**

Le modèle Reformer dans Aspen HYSYS est un système de simulation de pointe pour l'unité de reformage catalytique de naphta, pouvant être utilisé pour modéliser une unité de reformage CCR ou semi-régénératif en tant qu'opération autonome ou dans le cadre d'une feuille de débit à l'échelle de la raffinerie. L'opération de reformage catalytique comprend un système de caractérisation de l'alimentation, une section de réacteur, un stabilisateur et un mappage des produits. La section de réacteur comprend des réacteurs, des chauffages, un compresseur, un séparateur et un recontacteur. Le modèle de réacteur est basé sur une cinétique rigoureuse. Le système de caractérisation de l'alimentation et le mappage des produits sont conçus pour fonctionner en collaboration avec le système d'analyse de HYSYS, permettant ainsi la simulation du modèle Reformer dans une feuille de débit à l'échelle de la raffinerie.



**Tableau V.1. La Composition de la charge d'entrée dans les Réacteurs dans le cas design et l'actuel**

<b>Composition de la charge initiale, % en Mole</b>		
<b>Composants</b>	<b>Design</b>	<b>Actuel</b>
<b>H2</b>	1,2	1,37
<b>C5</b>	14,8	12,03
<b>C6</b>	34	34,6
<b>C7</b>	18,5	18,9
<b>C8</b>	18	18,44
<b>C9</b>	7,4	7,5
<b>C10</b>	1,85	1,86
<b>C10+</b>	5	5,3
<b>% Paraffines</b>	71,76	297,4
<b>% Naphtènes</b>	25,07	1700
<b>% Aromatiques</b>	3,17	107,2

### **V.4.3. Le choix du modèle thermodynamique**

Intégrez un Reformeur Catalytique à la simulation, un "Fluide Package" est automatiquement généré, faisant référence au système thermodynamique associé à la liste de composants choisie. Après avoir importé la liste des composants, Aspen HYSYS mettra en place automatiquement un "Fluid Package" nommé "REFSRK". Ce package de fluide inclut une liste de composants appropriée (basée sur CatRefIsom.cml).

### **V.4.4. Dimensionnement des réacteurs**

La mise en place du reformeur implique de sélectionner le type de reformeur, de déterminer le nombre de réacteurs, de définir leurs dimensions, ainsi que de spécifier les charges de catalyseur pour chacun d'eux. En outre, il est possible de préciser des équipements de fractionnement supplémentaires, tels qu'un recontacter d'hydrogène et une tour de stabilisation.

**Tableau V.2. Dimensionnement des quatre réacteurs**

	<b>Réacteur 1</b>	<b>Réacteur 2</b>	<b>Réacteur 3</b>	<b>Réacteur 4</b>
<b>Longueur [m]</b>	0,85	1,27	2,6	4,1
<b>Poids du catalyseur [kg]</b>	1270	1270	3680	7160

#### **V.4.5. Paramètres de fonctionnement de la charge initiale**

La dernière étape de la configuration du reformeur implique de sélectionner l'option 2 pour les facteurs de calibration du modèle. Ces facteurs de calibration désignent les multiples paramètres de réaction et de processus qui seront ajustés pour aligner les performances de l'usine et anticiper de nouveaux scénarios opérationnels. Pour faciliter la visualisation et la gestion, les paramètres de fonctionnement de la charge initiale dans la section réactionnelle peuvent être regroupés et présentés dans un tableau. Voici une décomposition de ces paramètres :

**Tableau V.3. Les paramètres de fonctionnement de la charge initiale dans la section réactionnelle**

<b>Paramètres de fonctionnement de la charge initial</b>		
	<b>Design</b>	<b>Actuel</b>
<b>Température (T°)</b>	282,45	297,4
<b>Pression (Kpa)</b>	1700	1700
<b>Débit (kgmol/h)</b>	108,3	107,2

En menant une étude approfondie du modèle de la section réactionnelle dans Aspen HYSYS Petroleum Refining, vous pourrez mieux comprendre le comportement du processus

#### **V.4.6. Calibration de Modèle Reforming Catalytique initial**

Le modèle initial convergé fournit des estimations initiales des facteurs d'activité, simplifiant ainsi considérablement le processus de calibrage du modèle. Pour accéder à l'environnement de calibrage du reformeur, nous sélectionnons l'option "Reformer > Go to Calibration" dans la barre de menu de l'application. La première étape consiste à extraire les données de la simulation, ce qui inclut toutes les conditions opératoires en cours, les informations sur les matières premières et les paramètres du procédé dans l'environnement de calibration. Le calibrage implique l'ajustement des facteurs d'activité pour obtenir des rendements de produit et des performances de réacteur spécifiques, en fonction de l'état actuel du modèle, que nous fournissons à

l'environnement de calibration. Pour extraire les données, nous cliquons sur le bouton "Extraire les données de la simulation". Ensuite, la deuxième étape consiste à fournir un ensemble de données mesurées sur l'installation :

- Pression d'entrée du réacteur, chute de pression, et le delta de température,
- La pression de décharge et de section du compresseur de recyclage,
- L'indice d'octane mesuré,
- Analyse complète par chromatographie en phase gazeuse du flux suivant, gaz riche en H<sub>2</sub>, GPL coupe du stabilisateur, Off gaz du stabilisateur, et le reformate, ainsi que le débit de ces flux.

À la troisième étape du processus de calibrage, nous utilisons Aspen HYSYS pour ajuster plusieurs facteurs d'activité afin de minimiser la fonction objective, représentée par l'équation :

$$\sum w_i (\text{Mesure}_i - \text{Prédictions}_i)^2$$

Cette fonction objective est définie comme la somme des écarts au carré entre les prédictions du modèle et les données mesurées. Pour sélectionner les termes de cette fonction, nous nous rendons dans la section "Objectif fonction" de l'onglet Contrôle du calibrage. Avant de commencer le processus de calibrage, il est recommandé d'effectuer une pré-calibration du modèle. Cela nous assure que nous commençons le processus à partir d'une position réaliste et nous donne une indication de la probabilité de succès du calibrage. Pour ce faire, nous cliquons sur le bouton "Pré-calibration" dans le menu de calibrage. Ensuite, nous sélectionnons les facteurs d'activité du modèle à ajuster tout au long du processus de calibrage. Ces facteurs sont choisis dans la section Paramètres de l'onglet Contrôle du calibrage. Nous procédons à la calibration du modèle en ajustant un facteur d'activité à la fois, en l'exécutant pour chaque sélection. Ensuite, nous cliquons sur "Run Calibration" pour lancer le processus d'optimisation.

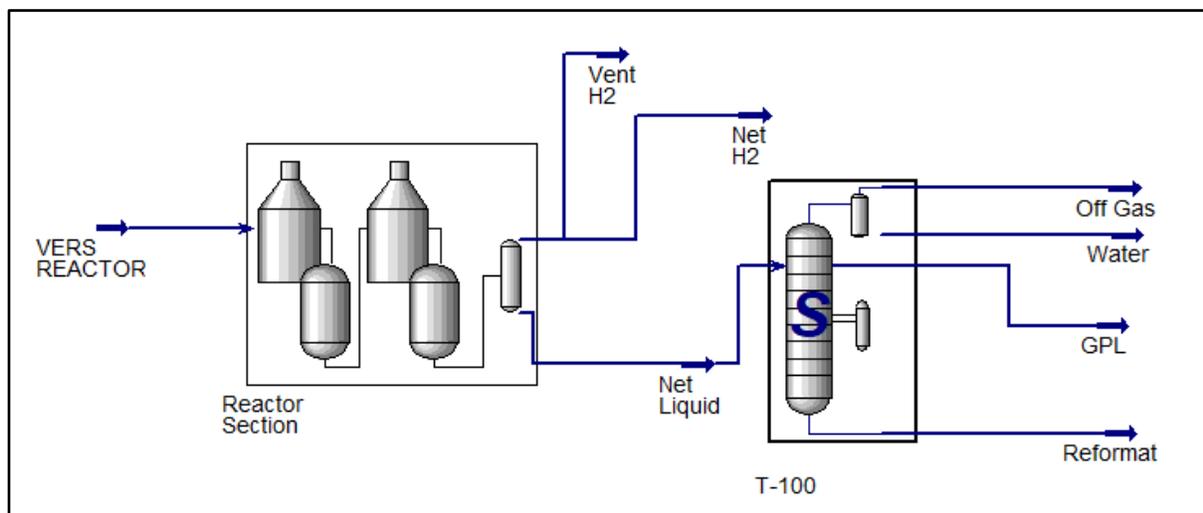


Figure V.2. Modèle de la section réactionnel d'Aspen HYSYS Petroleum Refining

### **V.4.7. Elaboration du PFD**

La construction du diagramme de flux de procédé (PFD) est cruciale pour obtenir une vision claire et complète du schéma de traitement dans son ensemble. En utilisant le PFD, on dispose d'une référence visuelle instantanée pour suivre la progression de la simulation en cours de développement. Le PFD élaboré pour la section réactionnelle étudiée est basé sur un schéma simplifié qui permet de représenter de manière efficace les différentes étapes du processus.

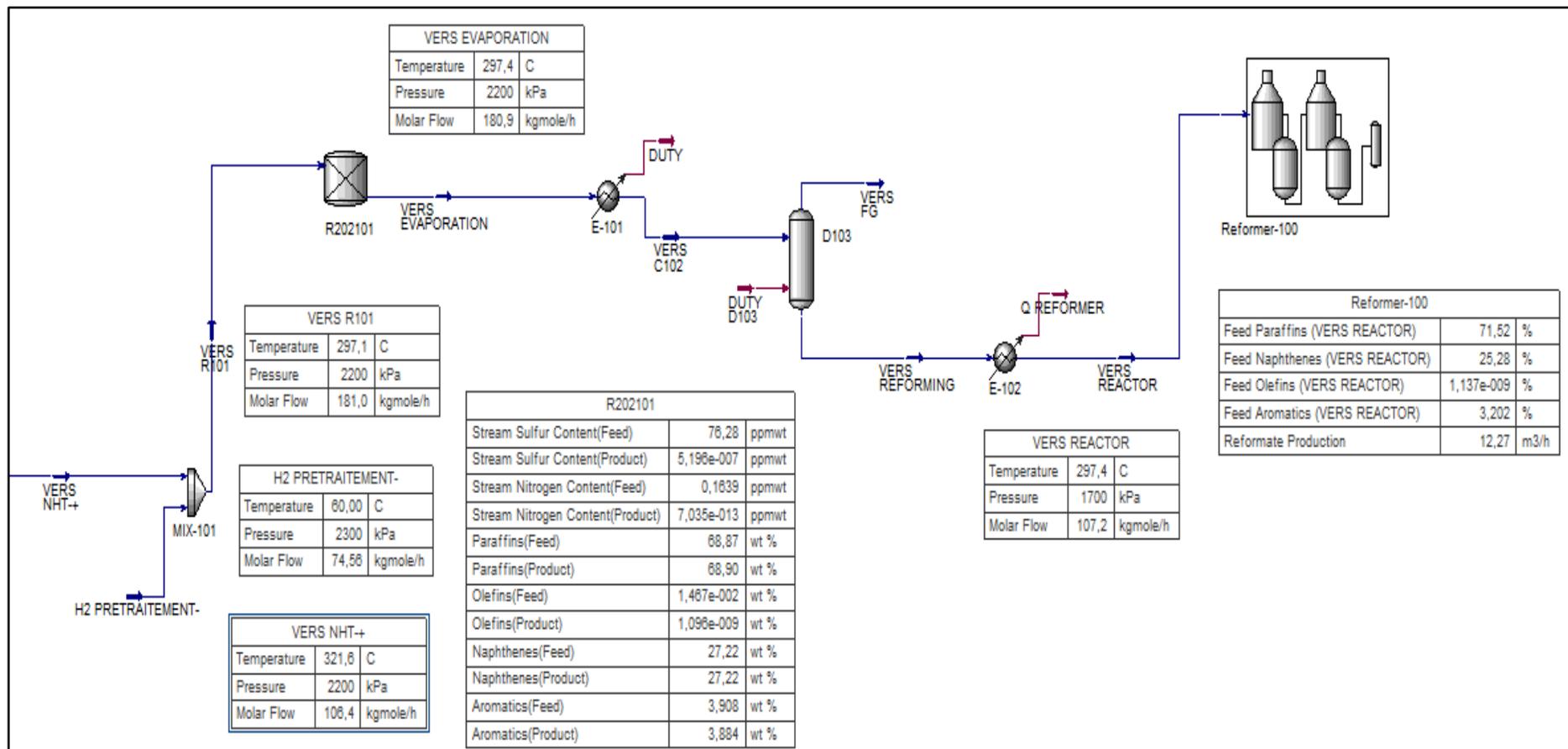


Figure IV.2. PFD- qui représente section réactionnelle du reformage catalytique par le HYSYS.

## V.5. Résultats et interprétations

### V.5.1. Comparaison entre le cas design et le cas actuel

Dans le contexte du procédé de reformage catalytique à la raffinerie Adrar, une comparaison entre le cas design et le cas actuel est essentielle pour évaluer l'efficacité opérationnelle et identifier les écarts potentiels. Le cas design représente les conditions théoriques idéales et les performances attendues du procédé, tandis que le cas actuel reflète la réalité de l'exploitation quotidienne, prenant en compte les variations de paramètres, les contraintes opérationnelles et les imprévus. Cette comparaison permet de déterminer les points forts et les faiblesses du processus actuel par rapport aux objectifs initiaux, fournissant ainsi des indications précieuses pour d'éventuelles optimisations et améliorations

#### V.5.1.1 Les paramètres de fonctionnement des réacteurs

##### ▪ Cas design

Les paramètres de fonctionnement des réacteurs pour diverses situations de conception sont détaillés dans le Tableau V.4.

**Tableau V.4. Paramètres de fonctionnement des réacteurs**

	Réacteur 1	Réacteur 2	Réacteur 3	Réacteur 4
Temperature d'entrée [C]	520	520	520	520
Temperature de sortie [C]	469,48	501,95	506,92	511,52
Delta T [C]	50,519	18,053	13,080	8,485
Pressure d'entrée [KPa]	1300,80	1268,70	1239,47	1212,65
Pressure de sortie [KPa]	1300,25	1267,82	1238,82	1212,01
Delta P [kPa]	0,54	0,88	0,65	0,64
Débit Molaire d'entrée [Kgmol/h]	1755,79	1854,37	1893,34	1922,73
Débit Molaire de sortie [Kgmol/h]	1854,25	1893,27	1922,69	1943,39
Temps du séjour [seconds]	1,743	1,597	4,426	8,293

- **Cas actuel**

Les paramètres opérationnels des réacteurs pour le cas actuel sont répertoriés dans le Tableau V.5.

**Tableau V.5. Paramètres de fonctionnement des réacteurs cas actuel**

	<b>Réacteur 1</b>	<b>Réacteur 2</b>	<b>Réacteur 3</b>	<b>Réacteur 4</b>
<b>Température d'entrée [C]</b>	485,8	490,9	495,9	500,8
<b>Température de sortie [C]</b>	424,45	459,48	469,36	482,00
<b>Delta T [C]</b>	61,35	31,42	26,54	18,80
<b>Pression d'entrée [KPa]</b>	1234,51	1223,65	1213,66	1204,41
<b>Pression de sortie [KPa]</b>	1234,31	1223,32	1213,41	1204,16
<b>Delta P [kPa]</b>	0,204	0,326	0,249	0,256
<b>Débit Molaire d'entrée [Kgmol/h]</b>	902,19	972,11	1011,24	1045,51
<b>Débit Molaire de sortie [Kgmol/h]</b>	972,04	1011,19	1045,47	1071,79
<b>Temps séjour [seconds]</b>	3,358	3,051	8,372	15,519

**Tableau V.6. Résultat de fonctionnement des Réacteurs**

	<b>Design</b>	<b>Actuel</b>
<b>LHSV</b>	0,8399	0,8318
<b>WHSV</b>	0,8172	0,8097
<b>WAIT [C]</b>	520	497,09
<b>Reformate Production [m3/h]</b>	11,71	12,27
<b>Reformate RON</b>	100,89	95,25

- **Interprétation**

Dans le cas design les températures de sortie des réacteurs de reformage catalytique sont maximale, ce qui témoigne d'une meilleure efficacité thermique. De plus, la température du quatrième réacteur dans le cas actuel est proche de sa température du design, suggérant une dégradation limitée du catalyseur. Les variations de pression entre l'entrée et la sortie restent

minimes dans les deux cas. Les débits molaires sont plus importants dans le cas design indiquant une capacité de traitement accrue.

De surcroît, Dans le cas actuel, les temps de séjour dans les réacteurs varient, allant de 3,358 secondes pour le réacteur 1 à 15,519 secondes pour le réacteur 4. Comparativement, dans le cas de conception, ces temps sont généralement plus courts, allant de 1,743 secondes pour le réacteur 1 à 8,293 secondes pour le réacteur 4. Cela suggère que dans le cas actuel, les réactions chimiques ont tendance à se prolonger davantage dans les réacteurs, peut-être en raison de conditions opérationnelles différentes ou de l'état du catalyseur.

Dans le contexte actuel, la température moyenne d'entrée (WAIT) est inférieure à celle prévue dans le cadre de la conception, ce qui pourrait signaler des variations dans les conditions opérationnelles ou des ajustements dans les paramètres du processus. Les valeurs de LHSV et WHSV sont légèrement inférieures dans le contexte actuel par rapport au design initial, suggérant ainsi une légère diminution de l'efficacité de la réaction. Par ailleurs, la production de reformat est légèrement supérieure dans le contexte actuel comparativement à celui du design, ce qui laisse entrevoir une amélioration de l'efficacité ou une optimisation des conditions opérationnelles. Enfin, le RON du reformat est plus élevé dans le cas de conception que dans la situation actuelle, ce phénomène pouvant résulter de variations dans les conditions de fonctionnement ou de traitement du catalyseur.

### V.5.1.2 La composition et les propriétés du reformat

La composition chimique et les caractéristiques physiques du reformat, un produit essentiel du processus de reformage catalytique, sont exposées dans le Tableau V.7.

**Tableau V.7. La Composition et les Propriétés du Reformat**

<b>Composition du Reformat, % en Mole</b>		
<b>Composants</b>	<b>Design</b>	<b>Actuel</b>
<b>H2</b>	0	0
<b>C5</b>	7,5	7,4
<b>C6</b>	24,98	23,28
<b>C7</b>	30,92	29,67
<b>C8</b>	20,33	23,47
<b>C9</b>	8,01	9,88
<b>C10</b>	2,17	2,66

<b>C10+</b>	6,09	3,64
<b>% Paraffins</b>	41,12	41,42
<b>% Olefins</b>	1,47	1,66
<b>% Naphthenes</b>	3,66	6
<b>% Aromatics</b>	53,75	50,92
<b>Propriété du Reformat</b>		
<b>Température [C°]</b>	40	40
<b>Pression [kPa]</b>	1200	1200
<b>Débit Molaire [kgmole/h]</b>	99,48	101,16

#### ▪ Interprétation

Les valeurs actuelles de la composition en composants montrent des écarts légers par rapport aux valeurs de conception. Par exemple, la concentration de C8 est plus élevée que celle prévue initialement, suggérant des variations possibles dans le processus de production par rapport aux spécifications initiales. En ce qui concerne les propriétés du reformat, la température et la pression sont maintenues constantes à 40°C et 1200 kPa respectivement, ce qui est conforme aux normes habituelles de production de reformat. Quant au débit molaire du reformat, il fluctue entre 99,48 et 101,16 kgmole/h, ce qui peut être influencé par des facteurs tels que la production ou la demande en cours.

#### V.5.1.3 Les propriétés du gaz riche en hydrogène recyclé

Gaz de recyclage La composition du gaz de recyclage est très importante dans la marche d'une unité de reformage. La pureté d'H<sub>2</sub> dans le gaz de recyclage, indique l'importance relative des deux réactions : aromatisation (production d'H<sub>2</sub>) et l'hydrocraquage (consommation d'H<sub>2</sub>). Pour un rapport H<sub>2</sub>/HC donné, plus la pureté d'H<sub>2</sub> est élevée, plus le débit recyclé de gaz est faible et la puissance requise par le compresseur de recyclage diminue.

**Tableau V.8. Les Propriétés du gaz riche en Hydrogène Recyclé**

<b>Propriété d'H<sub>2</sub> Recyclé</b>		
	<b>Design</b>	<b>Actuel</b>
<b>Recycle H<sub>2</sub> Rate [m<sup>3</sup>/h]</b>	39031,15	18839,20
<b>Recycle H<sub>2</sub> Pureté</b>	0,8291	0,8636
<b>H<sub>2</sub>/HC Ratio</b>	12,61	6,41
<b>Température [C]</b>	45	45

<b>Pression [kPa]</b>	1500	1500
<b>Débit Molaire [kgmole/h]</b>	103,65	104,38

### V.5.2. Bilan de matière global

Le bilan matière global est une évaluation systématique des flux de matières entrants et sortants dans un système ou un processus. Il vise à quantifier et analyser les transferts de masse, en s'assurant que la somme des masses des matières premières est égale à la somme des masses des produits finaux et des pertes. Cet outil est crucial pour évaluer l'efficacité d'un processus, identifier les sources de pertes, optimiser les conditions opérationnelles, et promouvoir une utilisation efficiente des matières premières dans divers domaines industriels.

**Tableau V.9. Bilan de matière global de l'unité CRU**

<b>Charge</b>	<b>Débit massique</b>	<b>Taux de marche</b>
<b>Préfractionnement</b>		
<b>Charge d'entrée</b>	13,89	96,38%
<b>Gaz</b>	0	0
<b>Naphta léger</b>	0,52	3,73%
<b>Charge Reformat</b>	13,45	96,27%
<b>Reformage Catalytique</b>		
<b>Charge</b>	13,45	107,45%
<b>Perdu</b>	1,81	12,93%
<b>Dry Gaz + Hydrogène</b>	1,03	7,34%
<b>LPG</b>	2,83	20,21%
<b>Gazoline</b>	7,66	58,57%
<b>L. naphta</b>	0,13	0,95%

### V.5.3. Etude paramétrique du procédé de reformage catalytique

L'étude paramétrique du procédé de reformage catalytique dans l'unité de CRU d'Adrar est une démarche essentielle pour optimiser les performances et l'efficacité de ce processus crucial dans le raffinage pétrolier. Cette étude implique l'analyse minutieuse des différents paramètres opérationnels tels que la température, la pression, vitesse spatiale, rapport H<sub>2</sub>/HC. En ajustant ces paramètres, on peut viser à maximiser le rendement en produits de haute valeur ajoutée tout en

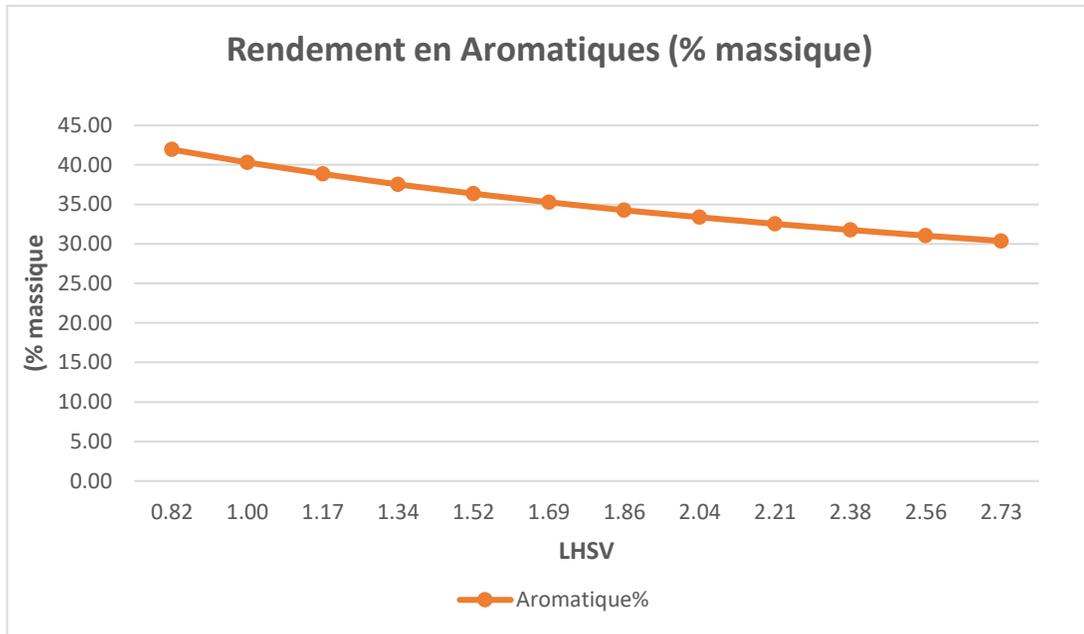
minimisant les coûts énergétiques et environnementaux. Cette approche permet de garantir une production efficace et durable, répondant aux normes de qualité les plus strictes.

### V.5.3.1 Effet de vitesse spatial sur le procédé

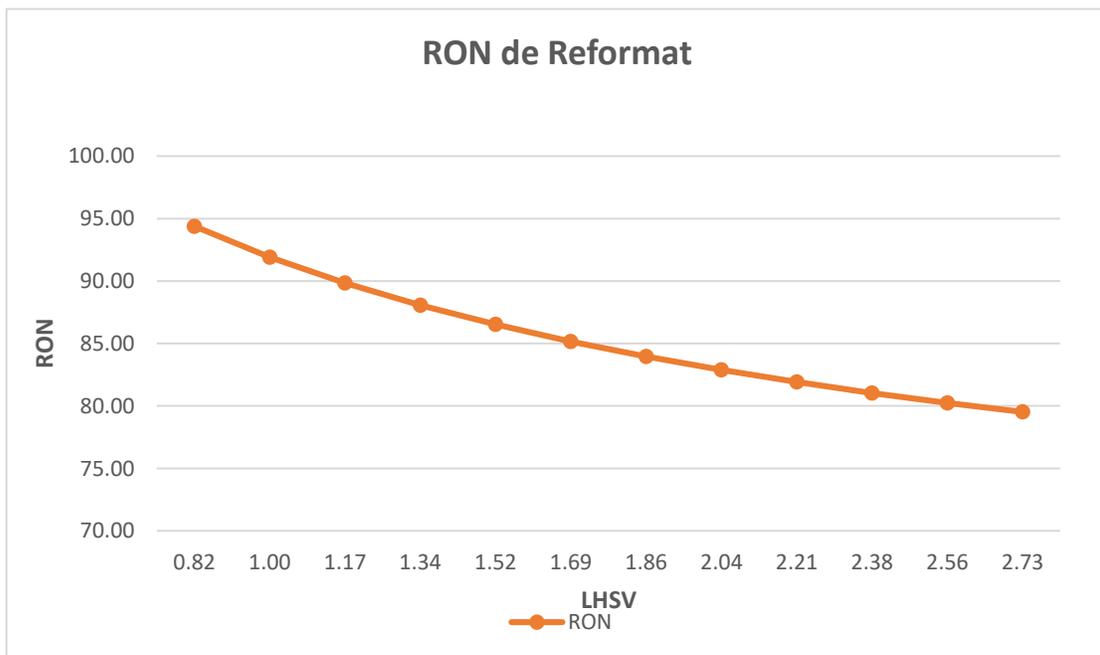
L'effet de la vitesse spatiale dans le procédé de reformage catalytique est crucial pour son efficacité et ses performances. Cette vitesse, qui représente le débit des réactifs par unité de volume du réacteur, et cette variation de la vitesse spatiale est résumée dans ce tableau :

**Tableau V.10. Effet de la vitesse spatial sur le procédé**

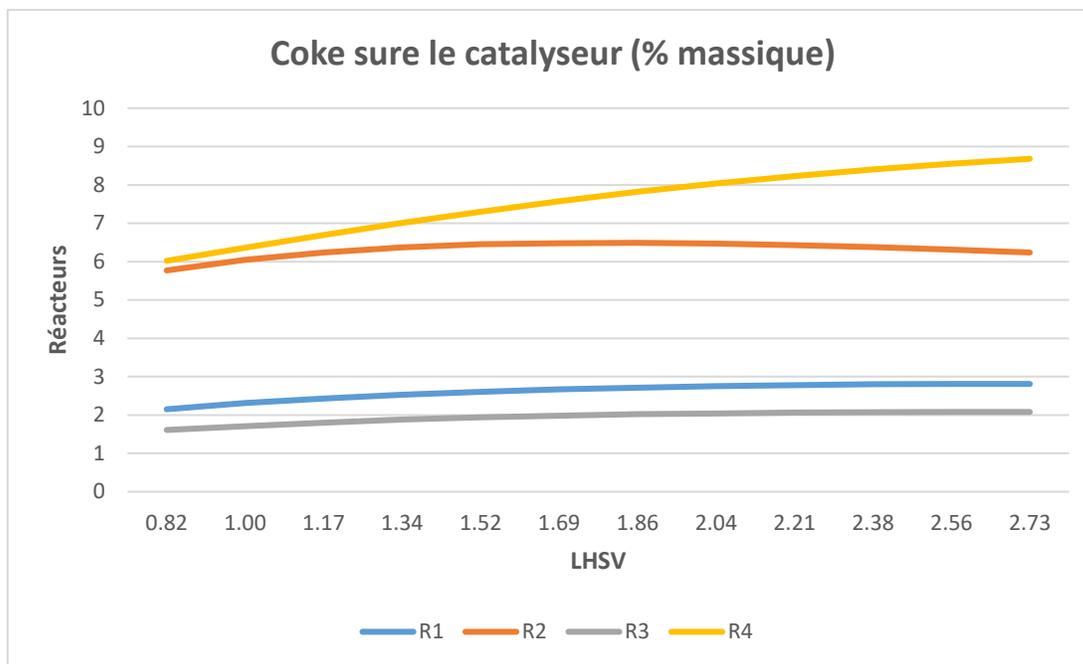
LHSV (H <sup>-1</sup> )	Aromatiques (% massique)	Pureté d'H <sub>2</sub> (Fraction molaire)	RON de Reformat	Coke sure le catalyseur (% massique)			
				Réacteur 1	Réacteur 2	Réacteur 3	Réacteur 4
<b>0,82</b>	41,93	0,86	94,38	2,15	5,77	1,61	6,02
<b>1</b>	40,31	0,86	91,90	2,31	6,05	1,71	6,36
<b>1,17</b>	38,85	0,87	89,84	2,43	6,24	1,80	6,69
<b>1,34</b>	37,54	0,87	88,06	2,53	6,37	1,88	7,01
<b>1,52</b>	36,34	0,88	86,52	2,60	6,45	1,94	7,30
<b>1,69</b>	35,26	0,88	85,16	2,67	6,48	1,98	7,57
<b>1,86</b>	34,27	0,88	83,95	2,71	6,49	2,02	7,82
<b>2,04</b>	33,36	0,88	82,88	2,75	6,47	2,04	8,04
<b>2,21</b>	32,52	0,88	81,91	2,78	6,43	2,06	8,23
<b>2,38</b>	31,75	0,89	81,03	2,80	6,38	2,07	8,40
<b>2,56</b>	31,03	0,89	80,24	2,81	6,31	2,08	8,55
<b>2,73</b>	30,37	0,89	79,51	2,81	6,24	2,08	8,68



**Figure V.4. Evolution du rendement aromatique en fonction de la vitesse spatiale**



**Figure V.3. Evolution du RON en fonction de la vitesse spatiale**



**Figure V.5. Evolution du Coke sur catalyseur en fonction de la vitesse spatiale**

#### ▪ Interprétation

Les résultats présentés ci-dessus met en évidence l'influence de la vitesse spatiale sur la qualité du produit dans la plage de 0.82 à 2.73 h<sup>-1</sup>, 0.82 h<sup>-1</sup> étant considérés comme le cas de référence. L'augmentation de la vitesse spatiale a entraîné une diminution significative de la qualité de l'octane du reformat, accompagnée d'une baisse marquée des rendements en pureté hydrogène et d'une réduction des composés aromatiques. En revanche, la réduction de la vitesse spatiale a montré des effets opposés sur la qualité du produit.

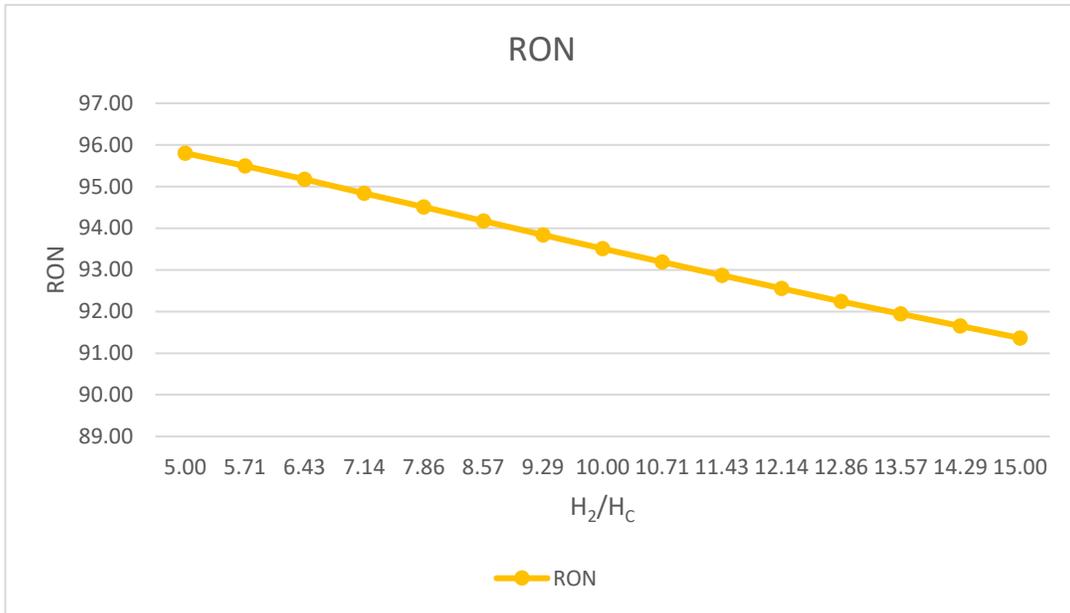
Il est notable que les variations de la vitesse spatiale peuvent avoir un impact significatif sur la qualité et le rendement du reformat. Les processus d'aromatization et d'isomérisation semblent moins sensibles aux changements de vitesse spatiale, car ces réactions sont rapides et peuvent atteindre un équilibre même à des vitesses spatiales plus élevées. Ainsi, à des vitesses spatiales plus élevées, une diminution significative de la teneur en composés aromatiques dans le reformat est observée. Par ailleurs, les réactions d'hydrogénolyse et d'hydrocraquage sont limitées à des vitesses spatiales plus élevées en raison de leur lenteur par rapport aux autres réactions de reformage. Ces réactions sont indésirables car elles génèrent davantage de fractions légères par désalkylation. Étant donné que l'hydrogénolyse et l'hydrocraquage consomment de l'hydrogène, une augmentation du rendement en hydrogène est également constatée à des vitesses spatiales plus élevées. Ainsi, l'augmentation de la vitesse spatiale a pour effet de réduire la teneur en composés aromatiques du reformat tout en augmentant le rendement en hydrogène.

### V.5.3.2 Effet du rapport H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> sur le procédé

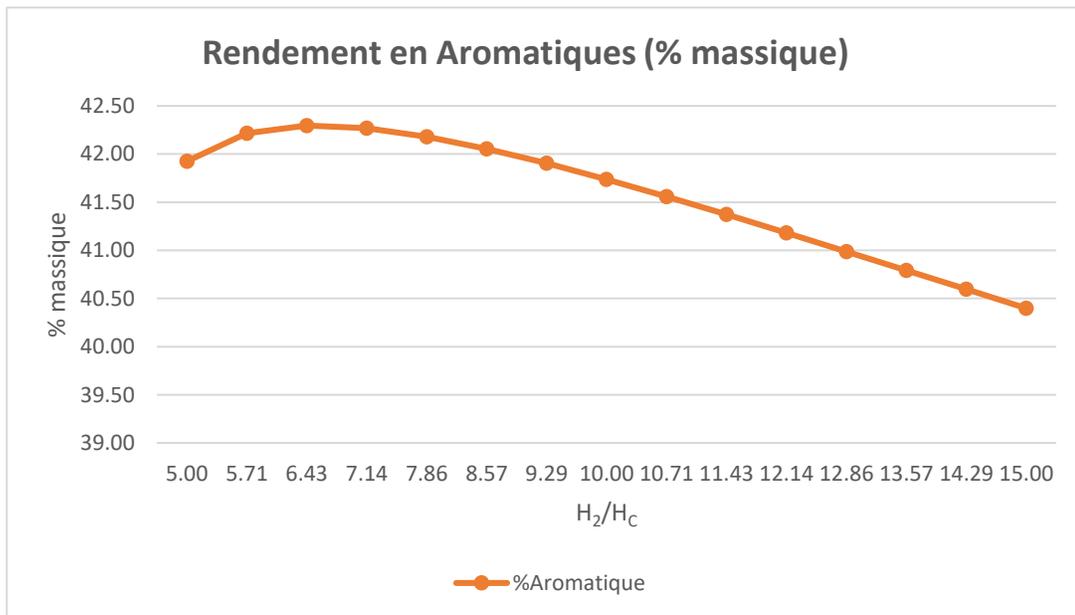
Le rapport H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> joue un rôle crucial dans le processus de reformage catalytique. Un contrôle précis de ce rapport est impératif pour plusieurs raisons. Tout d'abord, il est essentiel pour maximiser le rendement en hydrogène, qui est un produit clé de ce procédé. Ensuite, en ajustant ce rapport, on peut minimiser la formation de sous-produits indésirables tels que le monoxyde de carbone et le méthane, ce qui contribue à la pureté du produit final. De plus, le contrôle précis du rapport H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> est nécessaire pour garantir la stabilité du catalyseur utilisé dans le processus, ce qui a un impact direct sur la durabilité et l'efficacité globale du procédé de reformage catalytique. En résumé, le rapport H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> exerce une influence significative sur divers aspects du procédé de reformage catalytique, et son ajustement approprié est essentiel pour garantir un fonctionnement optimal de ce processus industriel crucial. Voici un résumé de l'effet du rapport H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> sur le reformage catalytique présenté dans ce tableau :

**Tableau V.11. Effet du rapport H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> sur le procédé**

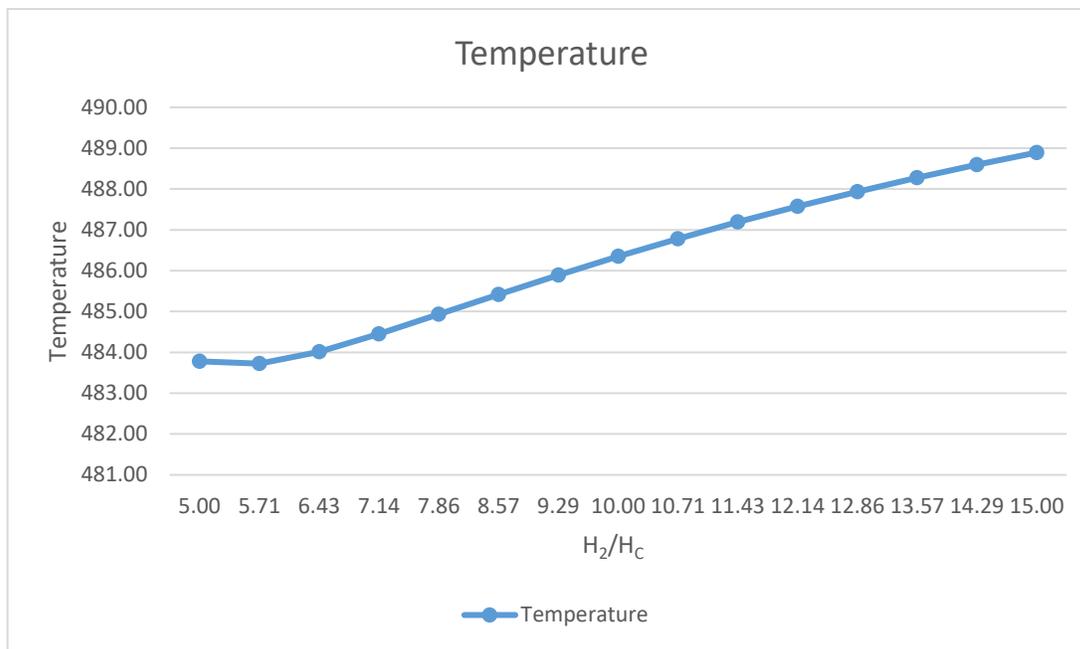
H <sub>2</sub> /H <sub>C</sub>	Rendement en Aromatiques (% massique)	Pureté d'H <sub>2</sub> (Fraction molaire)	RON Reformate	de Température (C°)
<b>5,00</b>	41,92	0,85	95,80	483,78
<b>5,71</b>	42,22	0,86	95,50	483,72
<b>6,43</b>	42,30	0,86	95,17	484,02
<b>7,14</b>	42,27	0,86	94,84	484,45
<b>7,86</b>	42,18	0,87	94,51	484,93
<b>8,57</b>	42,05	0,87	94,17	485,42
<b>9,29</b>	41,90	0,87	93,84	485,89
<b>10,00</b>	41,74	0,87	93,51	486,35
<b>10,71</b>	41,56	0,87	93,19	486,78
<b>11,43</b>	41,37	0,87	92,87	487,19
<b>12,14</b>	41,18	0,87	92,55	487,58
<b>12,86</b>	40,99	0,87	92,25	487,94
<b>13,57</b>	40,79	0,88	91,94	488,27
<b>14,29</b>	40,60	0,88	91,65	488,59
<b>15,00</b>	40,40	0,88	91,37	488,89



**Figure V.6. Evolution du RON en fonction du rapport H<sub>2</sub>/H<sub>c</sub>**



**Figure V.7. Evolution du rendement aromatique en fonction du rapport H<sub>2</sub>/H<sub>c</sub>**



**Figure V.8. Evolution de la température en fonction du Rapport H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub>**

#### ▪ Interprétation

L'accroissement du ratio H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> exclusivement entraînera une élévation de la température de la section réactionnelle et de la pureté de l'hydrogène recyclé, tandis qu'il conduira à une réduction du nombre d'octane du reformage ainsi que du rendement des composés aromatiques.

À l'inverse, lorsque le ratio H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> est réduit, cela produit des effets inverses. La diminution de ce ratio conduit à une baisse de la température dans la section réactionnelle, ce qui peut avoir un impact sur la cinétique des réactions et sur la composition des produits. De plus, une réduction du ratio H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> peut altérer la pureté de l'hydrogène recyclé, entraînant éventuellement des problèmes dans les processus ultérieurs nécessitant un hydrogène de haute qualité. Toutefois, malgré ces inconvénients, une diminution du ratio H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> peut entraîner une amélioration de la qualité des produits finaux, notamment en augmentant le nombre d'octane du reformage et en favorisant le rendement des composés aromatiques, ce qui peut être souhaitable dans certaines applications spécifiques. Ainsi, le contrôle précis du ratio H<sub>2</sub>/H<sub>C</sub> est essentiel pour garantir la qualité et l'efficacité du processus de reformage catalytique.

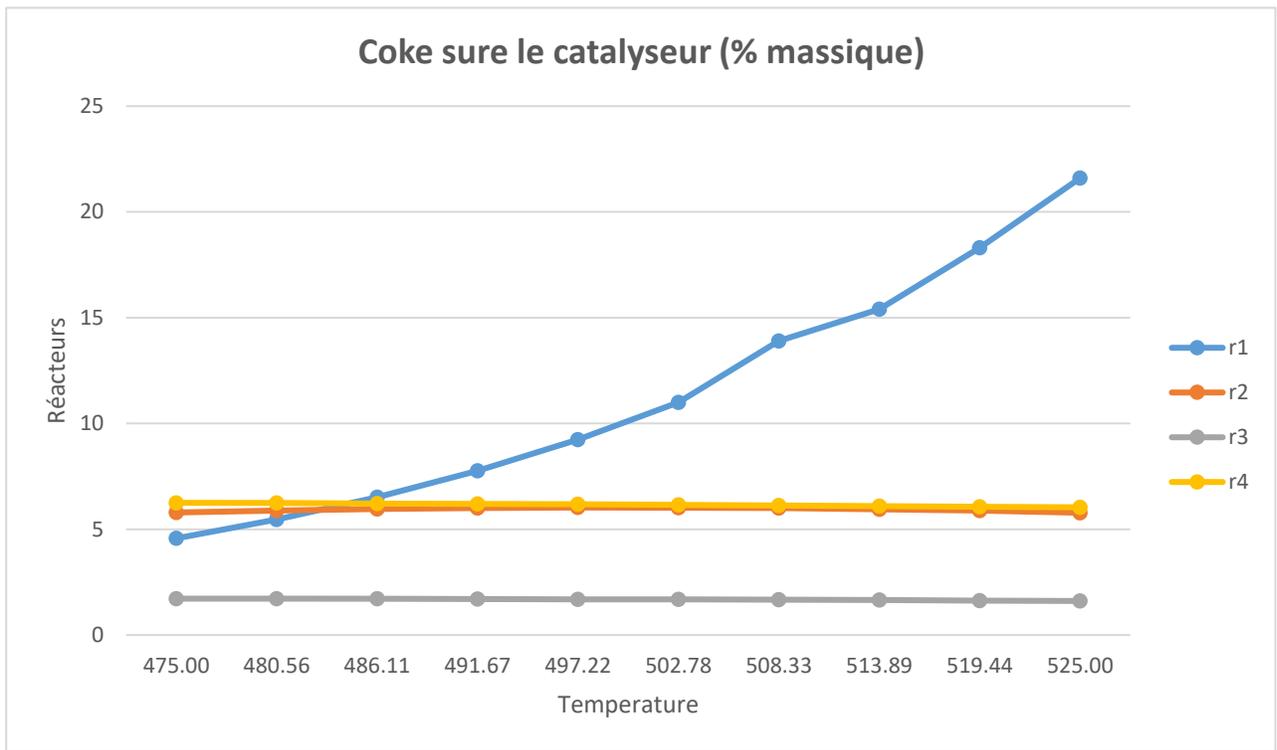
#### V.5.3.3 Effet de la Température sur le procédé

Un paramètre opérationnel couramment utilisé implique l'élévation de la température du réacteur afin de favoriser un fonctionnement plus rigoureux, visant ainsi la production d'un reformat présentant un indice d'octane élevé et une teneur accrue en composés aromatiques.

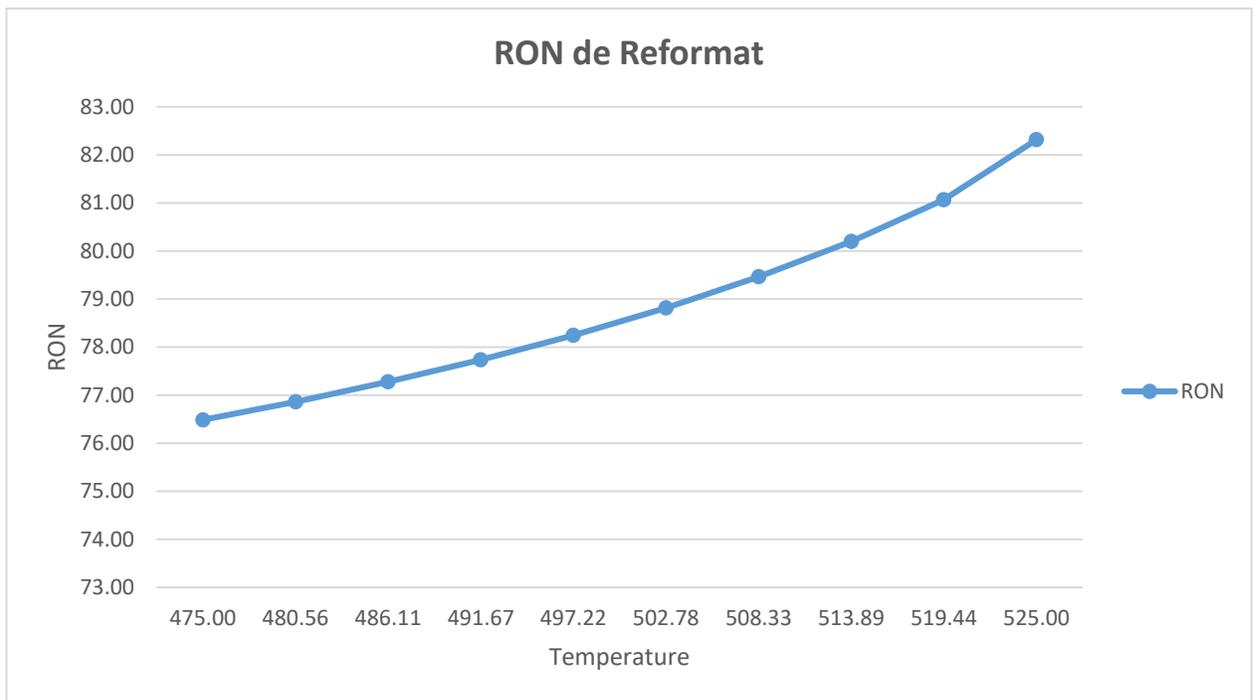
Le tableau (Tableau V.12) présente les variations de température allant de 475 à 525 degrés Celsius et leur impact sur le processus.

**Tableau V.12 : Effet de la température sur le procédé**

T° (C°)	Pureté d'H <sub>2</sub> (Fraction molaire)	RON de Reformat	Production d'Hydrogène %massique	Coke sure le catalyseur (% massique)			
				Réacteur 1	Réacteur 2	Réacteur 3	Réacteur 4
<b>475,00</b>	0,88	76,49	1,18	4,57	5,80	1,72	6,25
<b>480,56</b>	0,88	76,86	1,20	5,46	5,89	1,72	6,24
<b>486,11</b>	0,88	77,27	1,22	6,52	5,96	1,71	6,22
<b>491,67</b>	0,88	77,73	1,24	7,76	6,00	1,70	6,20
<b>497,22</b>	0,87	78,25	1,26	9,24	6,03	1,69	6,18
<b>502,78</b>	0,87	78,81	1,28	11,0	6,02	1,68	6,16
<b>508,33</b>	0,87	79,46	1,30	13,0	6,00	1,67	6,13
<b>513,89</b>	0,87	80,20	1,33	15,4	5,95	1,65	6,10
<b>519,44</b>	0,86	81,07	1,35	18,3	5,88	1,63	6,07
<b>525,00</b>	0,86	82,31	1,38	21,6	5,78	1,61	6,04



**Figure V.10. Evolution du Coke sur catalyseur en fonction de la Température**



**Figure V.9. Evolution du RON en fonction de la Température**

**IY6R**

### ▪ **Interprétation**

L'augmentation de la température du réacteur est un facteur crucial qui influence le rendement des composants aromatiques et l'indice d'octane dans le processus de reformage catalytique. Généralement, une augmentation de la température conduit à une amélioration de ces paramètres. Cela est principalement dû à l'augmentation de la vitesse des réactions chimiques à des températures plus élevées, favorisant ainsi la formation des composés aromatiques souhaités et augmentant l'indice d'octane du produit final.

Cependant, il convient de noter que cette relation entre la température et le rendement des composants aromatiques et de l'indice d'octane n'est pas linéaire. Pour un rapport  $H_2/H_C$  donné, il existe un point optimal où le rendement en composés aromatiques et l'indice d'octane atteignent leur maximum. Cela s'explique par le fait que l'augmentation de la température favorise également l'hydrocraquage par rapport à la déshydrogénation.

# **Conclusion Générale**

### Conclusion

Dans cette étude, une analyse détaillée de l'unité de production de la raffinerie d'Adrar a été menée, mettant en lumière son rôle crucial dans le paysage énergétique régional. À travers l'exploration des caractéristiques du naphta et du processus de reformage catalytique, nous avons identifié les principaux paramètres opérationnels influant sur la performance de l'unité.

L'utilisation du logiciel ASPEN HYSYS V11 nous a permis de simuler efficacement le fonctionnement de l'unité, en tenant compte des conditions opérationnelles réelles et en évaluant les performances par rapport au cas design. Les résultats de la simulation ont révélé des variations significatives dans les températures de sortie des réacteurs, les débits molaires et les temps de séjour, indiquant des différences dans les conditions opérationnelles entre le cas actuel et le cas design.

Une analyse approfondie des paramètres opérationnels a été effectuée, mettant en évidence les effets de la température, de la pression, de la vitesse spatiale et du ratio hydrogène/hydrocarbure sur la performance du processus de reformage catalytique. Il a été démontré que des ajustements dans ces paramètres peuvent avoir un impact significatif sur les rendements des produits ainsi que sur la qualité du reformate produit.

Le RON du reformate est plus élevé dans le cas de conception que dans la situation actuelle, ce phénomène pouvant résulter de variations dans les conditions de fonctionnement ou de traitement du catalyseur. De plus, une augmentation du rendement en hydrogène est constatée à des vitesses spatiales plus élevées, réduisant la teneur en composés aromatiques du reformate tout en augmentant le rendement en hydrogène.

L'augmentation du ratio  $H_2/H_C$  élève la température et la pureté de l'hydrogène recyclé, mais diminue l'octane du reformage et le rendement des composés aromatiques. Cependant, une diminution de ce ratio peut altérer la pureté de l'hydrogène recyclé, mais peut améliorer la qualité des produits finaux en augmentant l'octane du reformage et le rendement des composés aromatiques. En outre, l'augmentation de la température favorise également l'hydrocraquage par rapport à la déshydrogénation.

La comparaison entre la situation actuelle et la conception proposée révèle des différences significatives en termes de performance. Les résultats de l'étude paramétrique mettent en évidence l'importance d'optimiser les conditions opérationnelles pour atteindre des performances optimales.

# Références

- [1] [www.algerie360.com](http://www.algerie360.com)
- [2] Algeria-Watch. La raffinerie d'Adrar opérationnelle d'ici fin mars 2006.
- [3] Manuel Opératoire de la raffinerie d'adrar
- [4] FOURNIER, J.-F. Reformage catalytique, 1 juin 1988.
- [5] Connaissance des Énergies. Qu'est-ce que le naphta.  
<https://www.connaissancedesenergies.org/questions-et-reponses-energies/quest-ce-que-le-naphta>.
- [6] Wikimonde. Naphta - Encyclopédie Wikimonde.
- [7] SORALCHIN OIL REFINERY ENTERPRISE. STANDARD SRC/TE-SF-T-013-2005.
- [8] L'Élémentarium. Vapocraquage des hydrocarbures. <http://www.lelementarium.fr>.
- [9] Mitsubishi Chemical Techno-Research. Utilisations du naphta (scienceaq.com), 7 mars 2017.
- [10] Cargo Handbook. Naphtha - Cargo Handbook - the world's largest cargo transport guidelines website.
- [11] Manuel d'exploitation U500 unité d'hydrotraitement du naphta
- [12] KGSAU ARTICLES Le reformage catalytique juillet 23, 2021.
- [13] S. LOUNNACI et H. TOUMERT " Optimisation des mélanges d'essences Cas Ra-nerie d'Alger". Mémoire de master, Tizi-Ouzou, 26 Juin 2016.
- [14] IAP. Procédés catalytiques, décembre 2022.
- [15] DAVIS, B.H. et VENUTO, P.B. Paraffin dehydrocyclization. *Journal of Catalysis*, vol. 15, 1969, p. 363-372. [https://doi.org/10.1016/0021-9517\(69\)90305-4](https://doi.org/10.1016/0021-9517(69)90305-4).
- [16] VALAVARASU, G. et SAIRAM, B. Light Naphtha Isomerization Process: A Review. *Petroleum Science and Technology*, vol. 31, 2013, p. 580-595.  
<https://doi.org/10.1080/10916466.2010.504931>.
- [17] ONO, Y. A survey of the mechanism in catalytic isomerization of alkanes. *Catalysis Today*, vol. 81, 2003, p. 3-16.
- [18] LE VAN MAO, R. et TAILLADES, G. Reformage catalytique. *Techniques de l'Ingénieur, Génie des Procédés*, R3370, 1992.
- [19] GATES, B.C. *Catalytic chemistry*. Wiley-VCH, 1997.
- [20] LEPRINCE, Pierre et TRAMBOUZE, Pierre. *Le raffinage du pétrole : Procédés de transformation*. 3. Editions Technip, 1998.
- [21] BELTRAMINI, J., LU, G.Q., et DAI, S. A review of catalytically active polymers as catalysts. *Chemical Reviews*, vol. 102, no. 12, 2002, p. 4177-4198.
- [22] HMD-centre IAP. *Traitement des coupes légères et des distillats moyens*, 2015.

## Références

- [23] Dachos, N.; Kelly, A.; Felch, D.; Reis, E.” UOP platforming process. In Handbook of Petroleum Refining Processes”; Meyers, R, McGraw-HILL: New York, 2<sup>nd</sup>., (1997); 4-3.
- [24] Michel, C.G.; Bambrick, W.E.; Ebel, R.H., “The roles of chlorine and sulfure in bimetallic Pt-Re/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Reforming Catalyst “Fuel Proc. Tech., Vol. 35, issue 1-2, September 1993, P. (159-182).
- [25] Bureau d’Études Top Engineering Consulting. Étude de danger de la raffinerie d’Adrar. Juin 2007.
- [26] Encyclopædia Universalis. Modélisation, consulté le 28 avril 2024.
- [27] GIRAUD-PAMART Nouv. 1974
- [28] Encyclopædia Britannica. Simulation. Encyclopædia Britannica, Inc., 15 Novembre 2021, [www.britannica.com/technology/simulation-computer-modeling-and-simulation](http://www.britannica.com/technology/simulation-computer-modeling-and-simulation).
- [29] Shukor, Hafiza; Ku Ismail, Ku Syahidah; Mohd Johar, Hafizah. "ERT 214 MATERIAL AND ENERGY BALANCE HYSYS SIMULATION MANUAL" (PDF). Retrieved 4 December 2016.
- [30] Schaschke, Carl (2014). A Dictionary of Chemical Engineering Oxford Quick Reference. OUP Oxford. p. 191. ISBN 9780191002700.
- [31] Moran, Sean (2015). An Applied Guide to Process and Plant Design. Butterworth-Heinemann. p. 63. ISBN 9780128003824. Retrieved 4 December 2016.