

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

**MOULAI MOSTEFA Islem**

Et

**MAOUI Aymen**

**Filière : Hydrocarbures**

**Spécialité : Génie des Procédés : Raffinage**

---

### Etude de la performance du procédé de Reformage Catalytique à Régénération Continue CCR de la raffinerie d'Alger

---

Devant le jury :

SAOUD	Abdessalem	MCA	UMBB	Président
BELAMIRI	Laid	MAA	UMBB	Examineur
BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023



## *Remerciements*

*Avant tout, je remercie dieu le tout puissant qui m'a donné l'envie, le courage et la force pour terminer mes études et mener à terme ce travail, qui a été réalisé au sein de la raffinerie de Sidi Recin -Alger.*

*Au terme de ce travail, je remercie en premier lieu Mr B. HASSNI, Directeur de la raffinerie d'Alger, de m'avoir donné cette opportunité de préparer mon projet de fin d'études de Master au sien de son entreprise.*

*Je remercie également le chef de service de l'unité CCR 520 Mr M. L. MAALAG et tout le personnel de la salle de contrôle pour leur aimable accueil.*

*Je souhaite ensuite adresser mes remerciements à Mme BEDDA Kahina ; mon encadreur pour leur confiance, leur disponibilité, la qualité de leur encadrement et aussi pour les connaissances qu'ils ont su partager avec nous.*

*Mes respectueux remerciements vont aux membres de jury qui m'ont fait l'honneur de participer à l'évaluation de ce modeste travail.*

*Je désire aussi remercie tous les enseignants du département de Génie des Procèdes, qui m'ont enseigné et qui par leurs compétences j'ai pu poursuivre mes études.*



## *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail à :*

*A ma chère mère,*

*A mon cher père,*

*Qui n'ont jamais cessé, de formuler des prières à mon égard, de me soutenir et de m'épauler pour que je puisse atteindre mes objectifs.*

*A mes frères RIADH, CHOAIB,*

*A ma chère sœur et son mari et leurs enfants,*

*Pour ses soutiens moral et matériel, leurs conseils précieux tout au long de mes études.*

*A celle qui a inséré le goût de la vie ma chère fiancée,*

*Qu'elle m'a encouragée et ma soutenue jusqu'au dernier point, que dieu le préserve et paie ses pas.*

*A mon cher binôme AYMEN,*

*Pour son entente et sa sympathie, pour leurs indéfectibles soutiens et leurs patiences infinis.*

*A mon cher ami ABDELKADER*

*Qui m'a aidé et supporté dans les moments difficiles.*

*A mes chers amis,*

*AYMEN, SLIMEN, ABDELILLAH, ANIS. Pour leurs aides et support dans les moments difficiles.*

*A tous ma famille, A tous mes autres ami(e)s*

*A tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment*

*ISLEM*



## *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail à ceux qui, quels que soient les termes embrassés, je n'arriverai jamais à leur exprimer mon amour d'incère.*

### *A ma très chère mère*

*Quoi que je fasse ou que je dise je ne saurai point te remercier comme il se doit. Ton affection me couvre, ta bienveillance me guide et ta présence à mes côtés a toujours été ma source de force pour affronter les différents obstacles. A la femme qui n'a jamais dit non à mes exigences et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre heureuse. Mon adorable mère MALIKA.*

### *A mes chers frères*

*Vous êtes toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager. Que ce travail traduit ma gratitude et mon affection. Ma précieuse offre du dieu, qui doit ma vie, ma réussite et tout mon respect : mes chers frères AHMED, YACINE, DJAMEL EDDINE.*

### *A mes chers amis*

*MEHDI, YASSER, DJOUBEIR, AKREM, ABDELKADER, AYMEN, SLIMEN, ABDELILLAH, ANIS. Pour leurs aides et support dans les moments difficiles, vous êtes pour moi des frères.*

*Je termine avec la personne qui a partagé tout le travail, qui a supporté mon humeur au moment de stress, mon binôme et mon meilleure ami ISLEM*

*A tous ma famille, A tous mes autres ami(e)s*

*A tous ceux que j'aime et ceux qui m'aiment*

*AYMEN*

## Résumé

L'un des processus les plus importants et les plus critiques dans les raffineries de pétrole est le reformage catalytique dans lequel de l'essence à indice d'octane élevé et des Aromatiques précieux tels que le benzène, le toluène et le xylène (B.T.X.) sont produits. Dans ce procédé, un catalyseur permet de déclencher les réactions chimiques. À partir d'un naphta lourd débarrassé de soufre, le produit passe à travers une série de 4 réacteurs qui transforment les produits naphthéniques en produits aromatiques en les débarrassant partiellement de l'hydrogène.

Notre travail est consacré sur l'étude de la performance de l'unité en faisant un calcul des bilans matières et thermiques de l'unité avec des données prises à partir de la raffinerie d'Alger durant le stage pratique et en vue de calculer les rendements en produits.

**Mot clés :** reformage catalytique, indice d'octane, essence, catalyseur, réacteur.

## ملخص

من أهم العمليات وأكثرها أهمية في مصافي البترول هي إعادة التشكيل التحفيزي حيث يتم في هذه (B.T.X.) إنتاج البنزين عالي الأوكتان والعطريات القيمة مثل البنزين والتولوين والغزولين العملية، يتم استخدام محفز لإطلاق التفاعلات الكيميائية. بدءًا من النفطان الثقيل منزوع الكبريت، يمر المنتج عبر سلسلة من 4 مفاعلات تحول منتجات النفثين إلى منتجات عطرية عن طريق تجريدها جزئيًا من الهيدروجين

عملنا مكرس لدراسة أداء الوحدة عن طريق حساب موازين المواد والحرارة للوحدة بالبيانات المأخوذة من مصفاة الجزائر أثناء التدريب العملي ولحساب مردود المنتج

**الكلمات المفتاحية:** إعادة التشكيل التحفيزي، رقم الأوكتان، البنزين، المحفز، المفاعل

## Abstract

One of the most important and critical processes in petroleum refineries is catalytic reforming in which high octane gasoline and valuable aromatics such as benzene, toluene and xylene (B.T.X.) are produced. In this process, a catalyst is used to trigger the chemical reactions. Starting from a heavy naphtha stripped of sulphur, the product passes through a series of 4 reactors which transform the naphthenic products into aromatic products by partially stripping them of the hydrogen.

Our work is devoted to the study of the performance of the unit by making a calculation of the material and thermal balances of the unit with data taken from the refinery of Algiers during the practical training and in order to calculate the Product yields.

**Keywords:** catalytic reforming, octane number, gasoline, catalyst, reactor.

# Sommaire

Remerciments

Dédicaces

Résumé

Introduction générale .....1

## Partie théorique

### Chapitre I : Présentation de l'entreprise et généralités.

I.1 Présentation de l'entreprise .....5

I.2 Présentation de la raffinerie d'Alger .....5

I.2.1 Situation géographique de la raffinerie .....5

I.2.2 Capacité de production .....6

I.2.3 Description des principales installations .....6

I.2.3.1 Unité de distillation atmosphérique du brut « U100 : Topping/ADU » .....6

I.2.3.2 Unité de reforming catalytique « U200 : Platforming » .....7

I.2.3.3 Unité de traitement du gaz « U300 : gaz plant » .....7

I.2.3.4 Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT » .....7

I.2.3.5 Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 » .....7

I.2.3.6 Unité de reformage catalytique du naphta « U520 CCR » .....7

I.2.3.7 Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC » .....8

I.2.3.8 Autres installations .....8

I.3 Raffinage .....9

I.3.1 Fonctionnement technique ou scientifique .....10

I.3.1.1 Procédés de Séparation .....10

I.3.1.2	Procédés de Conversion .....	12
I.3.1.3	Procédés d'Amélioration .....	12
I.3.2	La fabrication des produits .....	14
I.4	Généralités sur les essences .....	<b>15</b>
I.4.1	Définition de l'essence .....	15
I.4.2	Composition et caractéristiques des essences .....	15
I.4.2.1	La composition majeure de l'essence .....	15
I.4.2.2	Les caractéristiques chimiques .....	16
I.4.2.3	Les caractéristiques physiques .....	17
I.4.3	l'indice d'octane et les méthodes d'améliorations .....	17

## **Chapitre II : Présentation du procédé reformage catalytique CCR**

II.1	<b>INTRODUCTION .....</b>	<b>20</b>
II.2	Définition .....	20
II.3	Types du reformage catalytique .....	20
II.3.1	Les semi-régénératives .....	20
II.3.2	Les régénératives cycliques .....	21
II.4	But et principe du procédé CCR .....	21
II.5	Prétraitement du naphta .....	22
II.5.1	Objectif de l'HDT.....	22
II.5.2	Opérations d'hydrotraitement .....	22
II.5.3	Réactions fondamentales .....	23
II.5.4	Principales réactions chimiques du prétraitement de naphta .....	23
II.6	Chimie des procédés .....	24

II.6.1	Principales réactions chimiques du Reformage de naphta .....	24
II.6.1.1	Les réactions souhaitables .....	25
II.6.1.1.1	Réactions souhaitables avec production d'hydrogène .....	25
II.6.1.1.2	Réactions souhaitables sans production d'hydrogène .....	25
II.6.1.2	Réactions négatives .....	26
II.6.2	Analyse thermodynamique et cinétique des réactions de reforming .....	30
II.6.3	Influence des variables opératoires sur les transformations chimiques .....	33
II.6.3.2	Effet de la température .....	33
II.6.3.3	Effet sur le nombre d'atomes de carbone .....	34
II.7	Variables des Procédés .....	35
II.7.1	Pression .....	35
II.7.2	Température .....	36
II.7.3	Vitesse spatiale .....	37
II.7.4	Ratio H <sub>2</sub> /HC et pression partielle de H <sub>2</sub> .....	37
II.7.5	Qualité de l'alimentation .....	38
II.7.6	Rapport Eau-Chlore .....	40
II.7.7	Résumé .....	41
II.8	catalyseur de réformage catalytique CCR .....	41
II.8.1	Définition .....	41
II.8.2	Propriétés de catalyseur CCR .....	41
II.8.3	Nature du Catalyseur de reformage catalytique CR 401 .....	42
II.8.4	Caractéristiques du catalyseur CCR .....	43
II.8.5	Mécanisme du catalyseur CCR .....	43
II.8.5.1	Fonctions métallique et acide .....	44



II.8.5.1.1	Fonction métallique .....	44
II.8.5.1.2	Fonction acide .....	45
II.8.6	Contaminants du catalyseur .....	46
II.8.6.1	Poisons temporaires .....	47
II.8.6.2	Poisons permanents .....	50
II.8.6.3	Coke .....	52
II.8.7	Distribution du catalyseur dans les réacteurs .....	53
	<b>CONCLUSION .....</b>	<b>55</b>

## Partie technologique

### Chapitre III : Description de procédé CCR (Unité-520).

III.1	Description du Procédé CCR (U-520) .....	58
III.1.1	Introduction .....	58
III.1.2	Unité de reformage CCR –Description de la section de réaction .....	59
III.1.2.1	Section Réaction .....	59
III.1.2.2	Section compression et absorption .....	61
III.1.2.3	Sections de récupération GPL et stabilisation .....	63
III.1.3	Unité de reformage CCR-Description de la section régénération .....	66
III.1.3.1	Régénérateur .....	66
III.1.3.2	Refroidissement du catalyseur (Première trémie inférieure) .....	68
III.1.3.3	Réduction du catalyseur (Chambre de réduction) .....	69
III.1.3.4	Boucle de régénération .....	70
III.1.3.5	Section de Lavage .....	72
III.1.4	Circulation du Catalyseur .....	73

III.1.4.1	Contrôle de la circulation du catalyseur .....	73
III.2	Équipements Du Procédé .....	74
III.2.1	Echangeur charge/effluent du réacteur (520-E-001) – PACKINOX .....	74
III.2.2	Préchauffeur (520-F-001) et réchauffeurs intermédiaires (520-F002/003/004) ...	75
III.2.3	Réacteurs (520-R-001/002/003/004) .....	75
III.2.4	Régénérateur .....	76
III.2.5	Réservoir tampon supérieur (520-D-051) .....	77
III.2.6	Trémie verrouillable (520-D-052) .....	77
III.2.7	Chambre de réduction (520-D-061) .....	77
III.2.8	Trémies supérieures (520-D-055/062/063/064) .....	78
III.2.9	Trémies inférieures (520-D-053/ 071/ 072/ 073/ 074) et Pots de lift (520-D054/ 081/ 082/ 083/ 084) .....	79
III.2.10	Compresseur de Recyclage (520-K-001) .....	79
III.2.11	Compresseurs de gaz riche en h2 (520-K-002 A/B) .....	80
III.2.12	Adsorbent de chlorure de gaz riche en h2 (520-D-006-A/B) .....	80
III.2.13	Stabilisateur (520-C-001) .....	80
III.2.14	Adsorbent de chlorure de la charge du stabilisateur (520-d-007a/b) .....	80
III.2.15	Unité de purification h2 (520-M-053) .....	81
	<b>Conclusion</b> .....	<b>81</b>

## Partie pratique

### Chapitre IV : Calcul de l'unité et interprétation des résultats.

IV.1	Données de calcul .....	83
IV.2	Bilan matière .....	86

IV.2.1	Calcul des taux de conversion .....	86
IV.2.1.1	Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans les quatre réacteurs de l'unité CCR .....	87
IV.2.1.1.a)	Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures lors du reformage de la charge en reformat ( $T_{total}$ ) .....	87
IV.2.1.1b)	Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur . .....	88
IV.2.1.2	Matière première non transformée des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur .....	91
IV.2.1.3	Matière première non transformée dans chaque réacteur .....	102
IV.2.1.4	Taux de conversion dans chaque réacteur .....	94
IV.2.2	Quantité des produits sortants dans chaque réacteur .....	96
IV.2.2.1	Quantité du reformat dans chaque réacteur .....	96
IV.2.2.2	Quantité du gaz formé dans chaque réacteur .....	97
IV.2.3	Bilan matière dans chaque réacteur .....	99
IV.2.3.1	Bilan matière du premier réacteur (520-R-001) .....	99
IV.2.3.2	Bilan matière du 2ème réacteur (520-R-002) .....	100
IV.2.3.3	Bilan matière du 3ème réacteur (520-R-003) .....	101
IV.2.3.4	Bilan matière du 4ème réacteur (520-R-004) .....	102
IV.3	Bilan thermique .....	103
IV.3.1	Calcul des enthalpies .....	103
IV.3.1.1	Enthalpie de la charge (phase vapeur) .....	103
IV.3.1.2	Enthalpie du reformat .....	108
IV.3.1.3	Enthalpie de la réaction dans chaque réacteur .....	112
IV.3.2	Bilan thermique dans chaque réacteur .....	114

IV.3.2.1	Bilan thermique du premier réacteur (520-R-001) .....	114
IV.3.2.2	Bilan thermique du 2ème réacteur (520-R-002) .....	115
IV.3.2.3	Bilan thermique du 3ème réacteur (520-R-003) .....	116
IV.3.2.4	Bilan thermique du 4ème réacteur (520-R-004) .....	117
IV.4	Interprétation des résultats .....	118
IV.4.1	Taux de conversion dans chaque réacteur .....	118
IV.4.2	Quantité du reformat dans chaque réacteur .....	118
IV.4.3	Quantité du gaz formé .....	118
IV.4.4	Bilan matière .....	118
IV.4.5	Bilan thermique .....	118
	<b>Conclusion générale</b> .....	<b>120</b>

## Références bibliographiques

# Liste des abréviations et notations

**CCR** : Continuous Catalytic Reforming

**RFCC** : Residual Fluid Catalytic Cracking

**GPL** : Gaz de Pétrole liquéfié

**SR** : Straight Run

**U100** : Unité de distillation atmosphérique

**U200** : Unité de platforming

**U300** : Unité de production du gaz

**U500** : Unité d'hydrotraitement du naphta

**U510** : Unité d'isomérisation

**U520** : Unité de reformage catalytique

**U530** : Unité de craquage catalytique

**ADU** : Atmospheric Distillation Unit

**C** : Atome de carbone

**API** : American Petroleum Institute

**BTS** : Basse Teneur en Soufre

**MTS** : Moyenne Teneur en Soufre

**HTS** : Haute Teneur en Soufre

**BTX** : Benzène, Toluène et Xylène

**UOP** : Universal Oil Products

**KUOP** : Facteur de caractérisation

**SONATRACH** : Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures

**Sp-Gr**: Specify Gravity

**P** : Pression

**T** : Température

**HDT** : Hydrotraitement

**IFP** : Institut Français du Pétrole

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

**% vol** : Pourcentage volumique

**% mass** : Pourcentage Massique

**max** : Maximum

**Ppb** : Part per billion

**Ppm** : Part per million

**RON** : Research Octane Number

**MON** : Motor Octane Number

**MTBE** : Méthyl Tert-Butyl Éther

**NHT** : Naphta hydrotreating

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

**CFR** : Cooperative Fuel Research

**TAME** : Tertio Amyle Méthyl Éther

**VVH** : Vitesse Volumique Horaire

**ASTM** : American Society for Testing and Materials

**PONA** : Paraffines Oléfines Naphtènes Aromatiques

**T<sub>c</sub>** : Température critique

**T<sub>m</sub>** : Température moyenne d'ébullition

**P<sub>c</sub>** : Pression critique

**M** : Masse moléculaire moyenne

**H<sub>c</sub>** : Enthalpie du gaz circulant

**H<sub>f</sub>** : Enthalpie du gaz formé

**H<sub>i</sub>** : Enthalpie du constituant i

**ΔH** : Enthalpie de la réaction

**Y<sub>i</sub>** : Concentration massique du constituant i

**m<sub>i</sub>** : Débit massique d'un constituant i

**m<sub>ie</sub>** : Débit massique d'un constituant i à l'entrée

**m<sub>is</sub>** : Débit massique d'un constituant i à la sortie

**$m_p$**  : Débit massique des produits

**$Q_i$**  : Quantité de chaleur d'un constituant  $i$

**$Q_{ie}$**  : Quantité de chaleur d'un constituant  $i$  à l'entrée

**$Q_{is}$**  : Quantité de chaleur d'un constituant  $i$  à la sortie

# Liste des figures

## Chapitre I : Présentation de l'entreprise et généralités.

**Figure I.1** : la raffinerie Avant réhabilitation.

**Figure I.2** : la raffinerie après réhabilitation.

**Figure I.3** : Description d'unité de reformage catalytique du naphta « U520 CCR ».

**Figure I.4** : Répartition des zones et unité de production dans la Raffinerie d'Alger

**Figure I.5** : Schéma représentant une tour de distillation de pétrole brut

**Figure I.6** : Schéma représentant le procédé de distillation sous vide.

**Figure I.7** : schéma des produits obtenus par raffinage d'un pétrole brut orienté pour le marché essences.

**Figure I.8** : Représentation graphique de la composition de l'essence.

**Figure I.9** : schéma représentatif des caractéristiques physique de l'essence et leurs rôles.

**Figure I.10** : L'amélioration de l'indice d'octane.

## Chapitre II : Présentation du procédé reformage catalytique CCR

**Figure II.1** : Vitesse des diverses réactions en fonction de la pression d'hydrogène

**Figure II.2** : Influence de la température sur les vitesses de réaction

**Figure II.3** : les vitesses de déshydrocyclisation et de craquage en fonction du nombre d'atomes de carbone

**Figure II.4** : Influence de la pression

**Figure II.5** : Influence de la température.



**Figure II.6 :** Illustration du catalyseur CR401.

**Figure II.7 :** Distribution du catalyseur dans les réacteurs selon la composition de la charge.

**Figure II.8 :** Distribution du catalyseur dans les réacteurs.

## **Chapitre III : Description de procédé CCR (Unité-520).**

**Figure III.1 :** Schéma de l'unité de reformage CCR – description de la section réaction.

**Figure III.2 :** Schéma de l'unité de reformage CCR – description de la section absorption et compression.

**Figure III.3 :** Schéma de l'unité de reformage CCR – description de la section récupération GPL et stabilisation.

**Figure III.4 :** Schéma de l'unité de reformage CCR – description de la section régénération.

**Figure III.5 :** Description détaillé de la circulation de catalyseur.

**Figure III.6 :** Description détaillé de l'échangeur de chaleur PACKINOX.

**Figure III.7 :** Illustration des 4 réacteurs en série de l'unité CCR

**Figure III.8 :** Description détaillé d'un régénérateur.

**Figure III.9 :** Description détaillé de Réservoir tampon supérieur (520-D-051) et de la Trémie verrouillable (520-D-052).

**Figure III.10 :** Description détaillé de la chambre de réduction (520-D-061).

**Figure III.11 :** Description détaillé de Trémies supérieures (520-D-055/062/063/064).

**Figure III.12 :** Description détaillé de Trémies inférieures (520-D-053/ 071/ 072/ 073/ 074) et Pots de lift (520-D054/ 081/ 082/ 083/ 084).

## **Chapitre IV : Calcul de l'unité et interprétation des résultats.**

**Figures IV.1A et IV.1B :** représente la composition en paraffines, naphthènes et aromatiques dans la charge et dans le reformat (cas design).

**Figures IV.2A et IV.2B :** représente la composition en paraffines, naphtènes et aromatiques dans la charge et dans le reformat (cas réel).

**Figure IV.3 :** le Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.

**Figure IV.4 :** Matière première non transformée dans chaque réacteur.

**Figure IV.5 :** Taux de conversion dans chaque réacteur.

**Figure IV.6 :** Quantité du reformat dans chaque réacteur.

**Figure IV.7 :** Quantité du gaz formé dans chaque réacteur.

**Figure IV.8 :** Enthalpie de la charge en fonction de la température (cas design)

**Figure IV.9 :** Enthalpie de la charge en fonction de la température (cas réel).

**Figure IV.10 :** Enthalpie du reformat en fonction de la température (cas design)

**Figure IV.11 :** Enthalpie du reformat en fonction de la température (cas réel).

# Liste des Tableaux

## Chapitre I : Présentation de l'entreprise et généralités.

**Tableau I.1** : Vue d'ensemble des procédés de séparation.

**Tableau I.2** : Les principaux procédés de transformation et leurs rôles.

**Tableau.I.3** : Les caractéristiques chimiques de l'essence et leurs rôles.

## Chapitre II : Présentation du procédé reformage catalytique CCR

**Tableau II.1** : comparaison des conditions opératoires et performances industrielles pour les deux types de procédés

**Tableau II.2** : Impuretés maximales admissibles (en masse) dans la charge d'alimentation.

**Tableau II.3** : l'effet théorique sur la performance de l'unité de chaque variable du procédé.

**Tableau II.4** : Les différentes propriétés du catalyseur CR401

**Tableau II.5** : la liste des principaux poisons permanents.

## Chapitre IV : Calcul de l'unité et interprétation des résultats.

**Tableau IV.1** : caractéristiques de la charge CCR.

**Tableau VI.2** : Caractéristiques du reformat.

**Tableau VI.3** : conditions opératoires

**Tableau IV.4** : Composition en paraffines, naphtènes, et aromatiques (PNA) dans la charge et dans le reformat

**Tableau IV.5 :** Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures

**Tableau IV.6 :** Taux de conversion en paraffines dans chaque réacteur.

**Tableau IV.7 :** Taux de conversion en naphtènes dans chaque réacteur.

**Tableau IV.8 :** Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.

**Tableau IV.9 :** Matière première non transformée des paraffines dans chaque réacteur.

**Tableau IV.10 :** Matière première non transformée des naphtènes dans chaque réacteur.

**Tableau IV.11 :** Matière première non transformée des aromatiques dans chaque réacteur.

**Tableau IV.12 :** Matière première non transformée dans chaque réacteur.

**Tableau IV.13 :** Taux de conversion dans chaque réacteur

**Tableau IV.14 :** Quantité du reformat dans chaque réacteur.

**Tableau IV.15 :** Quantité du gaz formé dans chaque réacteur.

**Tableau IV.16 :** Bilan matière du premier réacteur.

**Tableau IV.17 :** Bilan matière du 2ème réacteur.

**Tableau IV.18 :** Bilan matière du 3ème réacteur.

**Tableau IV.19 :** Bilan matière du 4ème réacteur.

**Tableau IV.20 :** Paramètres critique de la charge.

**Tableau IV.21 :** Paramètres réduits de la charge.

**Tableau IV.22 :** Paramètres critiques du reformat.

**Tableau IV.23 :** Paramètres réduits du reformat.

**Tableau IV.24 :** Bilan thermique du premier réacteur.

**Tableau IV.25 :** Bilan thermique du 2ème réacteur.

**Tableau IV.26 :** Bilan thermique du 3ème réacteur.

**Tableau IV.27 :** Bilan thermique du 4ème réacteur.

# **Introduction générale**

Le pétrole a été le symbole énergétique par excellence du XXe siècle, représentant l'essor de l'industrialisation, l'amélioration du confort de vie et la généralisation des moyens de transport et automobiles. Cette nouvelle source d'énergie, plus efficace, plus maniable et plus flexible que le charbon, a émergé pour façonner de nouvelles dimensions au mouvement inévitable de mécanisation du monde.

Le pétrole brut constitue le pilier de l'industrie algérienne, étant à la fois la matière première de l'ensemble du secteur industriel du pays et la principale source de revenus de notre économie. Cette réalité a incité nos responsables à accorder une importance capitale à cette ressource énergétique hautement convoitée à l'échelle mondiale.

Le processus de raffinage permet de traiter divers types de pétrole brut ainsi que les condensats provenant des gisements de gaz. Une première étape de séparation permet d'obtenir différentes coupes pétrolières et des produits raffinés tels que les carburants, les combustibles (essence, kérosène, fuel gaz) ainsi que des composants fondamentaux pour l'industrie pétrochimique, notamment le benzène, le toluène et le xylène, qui sont des composés aromatiques aux volatilités similaires.

Toutefois, les coupes résultantes du raffinage ne satisfont pas toujours les exigences du marché des produits pétroliers, tant en termes de qualité que de quantité. Ainsi, les raffineries ont pour objectifs prioritaires :

- Améliorer les caractéristiques de certaines coupes pétrolières, notamment l'indice d'octane des essences et la teneur en soufre des produits intermédiaires.
- Optimiser les rendements des différentes coupes pétrolières obtenues à partir des bruts traités afin de répondre à la demande en produits commerciaux sur le marché.
- Accroître la production d'hydrogène, qui revêt une importance cruciale.
- Réduire les coûts de fonctionnement.

La plupart des raffineries sont équipées d'un processus clé de l'industrie pétrolière et pétrochimique ; le reformage catalytique. Ce procédé est largement utilisé pour convertir les hydrocarbures du naphta à faible indice d'octane en hydrocarbures à indice d'octane plus élevé, permettant ainsi la production de reformat contenant des composés aromatiques précieux (BTX) et d'autres produits pétrochimiques essentiels. De plus, l'hydrogène, qui est un sous-produit précieux du processus de reformage catalytique du naphta, est généralement utilisé dans les raffineries pour l'hydrocraquage, l'hydrotraitement et d'autres procédés consommateurs d'hydrogène.

L'objectif principal de l'augmentation de l'indice d'octane repose sur l'augmentation significative de la teneur en composés aromatiques. Afin d'atteindre cet objectif, il était crucial de comprendre les problèmes existants au niveau des équipements, d'analyser et d'exploiter efficacement les conditions opératoires, que ce soit au niveau de l'unité ou du catalyseur utilisé.

Le catalyseur de reformage du naphta fourni par le constructeur allemand Engelhard est un catalyseur bifonctionnel composé de platine et de chlorure d'alumine, avec l'ajout de rhénium (un métal) découvert par Chevron Oil (Company en 1968).

Dans notre étude, nous nous sommes concentrés sur la compréhension des paramètres fondamentaux régissant la production d'aromatiques par le reformage catalytique des coupes de naphta, à travers les différentes sections (hydrotraitement et reformage) issues de la distillation du pétrole brut algérien. En suivant les performances du catalyseur à la fin du premier cycle, nous avons pu étudier les paramètres de fonctionnement de l'unité pendant une période de deux mois, grâce à la supervision des responsables. Cette étude visait à améliorer les performances du catalyseur en termes de rendement en reformat, d'activité, de sélectivité, de stabilité et de durée de vie du cycle.

- Dans le premier chapitre, nous donnerons une présentation de la raffinerie d'Alger et des généralités sur les essences et l'activité de raffinage.
- Dans de le deuxième chapitre, nous examinerons les principes fondamentaux du reformage catalytique, y compris les mécanismes réactionnels impliqués et les étapes clés du processus. Nous explorerons également les différentes conditions opératoires et les paramètres de fonctionnement qui influencent les performances du catalyseur.
- Le troisième chapitre « Partie technologique » sera détaillé la description du procédé CCR (unité de reformage catalytique à régénération continu « unité-520 »).
- Le quatrième chapitre « Partie pratique » sera consacré à l'étude pratique effectuée par suivi des paramètres de marche de l'unité reforming catalytique, pour cela nous avons calculé les bilans de matière et thermique afin de vérifier la performance de l'unité-520.

Enfin nous terminerons par une conclusion générale.

# **Partie théorique**

## **Chapitre I**

### **Présentation de l'entreprise et généralités.**



## I.1 Présentation de l'entreprise

**SONATRACH** (acronyme de Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures) est une entreprise pétrolière et gazière algérienne. Créée le 31 décembre 1963. C'est un acteur majeur de l'industrie pétrolière surnommé la « major africaine ». SONATRACH est classée la première entreprise d'Afrique, elle est basée en Algérie mais aussi active dans plusieurs autres régions du monde. Elle dispose de cinq raffineries de pétrole [1] :

- Raffinerie d'Adrar
- Raffinerie d'Arzew
- Raffinerie d'Alger
- Raffinerie de Skikda
- Raffinerie de Hassi Messaoud (en construction).

## I.2 Présentation de la raffinerie d'Alger

La raffinerie d'Alger construite en 1964 est une raffinerie de pétrole située à Sidi R'zine à l'est d'Alger en Algérie. Elle est considérée la deuxième plus grande raffinerie d'Algérie en considérant sa capacité de traitement d'environ 3,645 millions tonnes/an, elle est actuellement exploitée par SONATRACH.

Entre novembre 2019 et février 2020, la raffinerie a procédé à l'installation de son MS Block pour la production des composants destinés à la fabrication des essences (hydrotraitement du naphta, reforming CCR et isomérisation) ainsi que son RFCC Block pour le craquage catalytique (traitement des GPL associés, traitement des eaux acides, régénération des amines, récupération du soufre). [2]

### I.2.1 Situation géographique de la raffinerie

La raffinerie d'Alger se situe à 5 Km au sud d'El Harrach et à 20 Km à l'Est d'Alger, occupant une superficie de 182 hectares. Cet emplacement a été choisi après une étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement. [2]



**Figure I.1** : la raffinerie Avant réhabilitation.



**Figure I.2** : la raffinerie après réhabilitation.

## I.2.2 Capacité de production

Cette raffinerie a pour objectif de traiter le pétrole brut de HASSI-MESSOUAD seul ou mélangé avec du condensat provenant des champs de HASSI- R'MEL, afin d'obtenir des coupes pétrolières. La capacité de traitement de la raffinerie d'Alger a augmenté après réhabilitation de 2.7 à 3.5 millions tonnes par an de pétrole brut de Hassi-Messaoud, soit une allure de 10000 tonnes par jour, pour 350 jours de marche. [2]

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

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

## I.2.3 Description des principales installations

### I.2.3.1 Unité de distillation atmosphérique du brut « U100 : Topping/ADU »

Destinée à séparer les différents produits pétroliers contenus dans le pétrole brut, c'est l'unité mère de la raffinerie (U 100), elle a été conçue pour traiter soit le brut de Hassi Massaoud seul ou bien en mélange avec des proportions variable n'excédant pas 28% en poids de condensat provenant de Hassi-Rmel.[3]

**I.2.3.2 Unité de reforming catalytique « U200 : Platforming »**

L'unité 200 a pour but d'augmenter l'indice d'octane des solvants lourds et légers fabriqués par l'unité U100. C'est une base principale pour la fabrication des carburants automobile (essence normal et super). Elle comporte les circuits catalytique, stabilisateur et générateur de vapeur. Après la réhabilitation de la raffinerie, l'exploitation de cette unité a été interrompue. [3]

**I.2.3.3 Unité de traitement du gaz « U300 : gaz plant »**

L'unité de séparation et de traitement des gaz liquéfiés (U300) a été dimensionnée pour traiter le produit liquide venant des accumulateurs de tête des débutaniseurs de l'unité de distillation et de l'unité de reforming afin d'obtenir du propane et du butane commerciaux. Ces derniers vont traverser des systèmes de purification contenant des tamis moléculaires afin de les débarrasser de toute trace d'humidité et de produits sulfurés. [3]

**I.2.3.4 Unité d'hydrotraitement de naphta « U500 : NHT »**

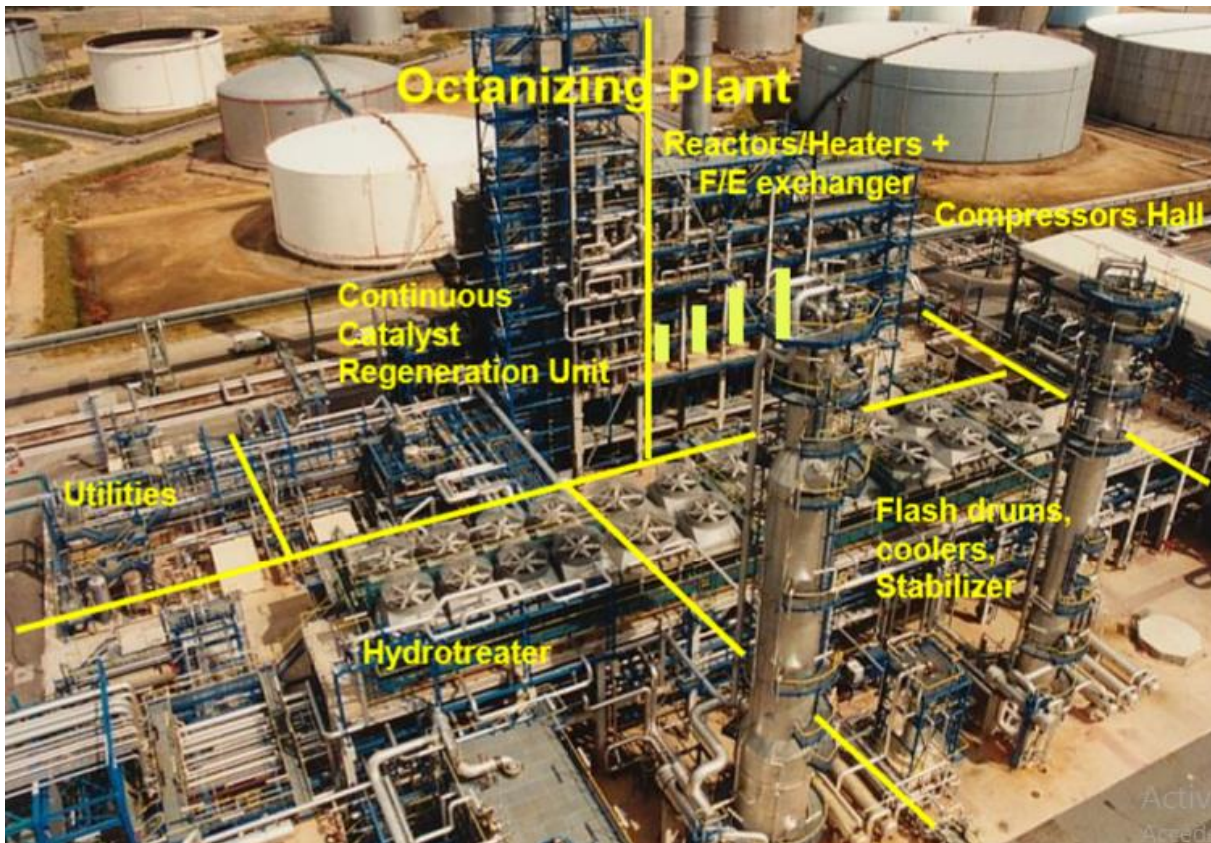
L'unité 500 est une unité d'hydrotraitement des naphtas, permettant d'obtenir différentes coupes de naphta débarrassées de multiples composés tels que l'eau, les halogènes, les sulfures, le nitrogène, les oléfines et dioléfines, le mercure, l'arsenic...etc pouvant altérer l'efficacité des catalyseurs utilisés dans les unités aval d'isomérisation et de reforming CCR.[4]

**I.2.3.5 Unité d'isomérisation de naphta léger « U510 »**

Cette unité sert à l'isomérisation des naphtas, c'est-à-dire à la transformation des C5 et C6 en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane utilisé dans les sections de mélanges pour obtenir les essences commerciales produites par la raffinerie. [4]

**I.2.3.6 Unité de reformage catalytique du naphta « U520 CCR »**

L'unité de Reforming a été installée en remplaçant l'unité de reforming catalytique, car elle permet d'obtenir un meilleur rendement et un produit à indice d'octane élevé. À l'aide d'un catalyseur, cette unité a pour but de produire un naphta à haut indice d'octane, afin de le mélanger et obtenir des essences à fort indice d'octane. [4]



**Figure I.3 :** Description d'unité de reformage catalytique du naphta « U520 CCR ».

### I.2.3.7 Unité catalytique de fluide résiduel « U530 RFCC »

Cette unité conçue pour traiter un million de tonnes par an à partir du résidu atmosphérique obtenu dans l'unité de distillation atmosphérique (unité 100) à l'aide d'un procédé de craquage catalytique à haute température.

### I.2.3.8 Autres installations

- Un laboratoire de contrôle qualité des produits.
- Une centrale thermoélectrique.
- Deux chaudières à vapeur.
- Deux stations de traitement des eaux.
- Des zones de stockages des produits finis et autres produits liquides.
- Un atelier de maintenance.

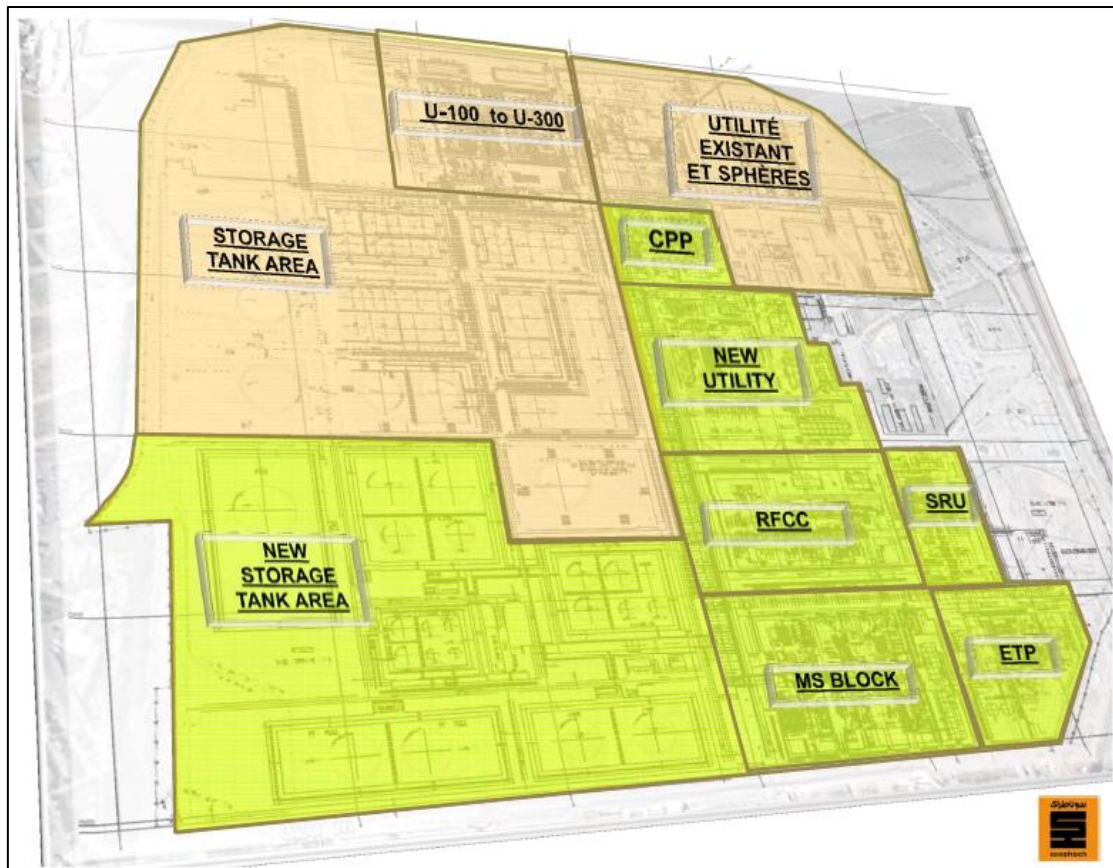


Figure I.4 : Répartition des zones et unité de production dans la Raffinerie d'Alger

### I.3 Raffinage

Le raffinage du pétrole est un procédé industriel qui permet de transformer le pétrole brut en différents produits finis tels que l'essence, le fioul lourd ou le naphta. Mélange hétérogène d'hydrocarbures divers (molécules composées d'atomes de carbone et d'hydrogène), le pétrole brut est inutilisable en l'état (il existe plusieurs types de pétrole brut qui se distinguent entre autres par leur viscosité et leur teneur en soufre). Ses composants doivent être séparés afin d'obtenir les produits finaux exploitables directement. [5]

On en distingue en général deux grands types :

- Les produits énergétiques, tels que l'essence, le diesel (gazole) ou le fioul ;
- Les produits non énergétiques, tels que les lubrifiants, le bitume et les naphthas utilisés en pétrochimie.

Le raffinage ne se limite plus aujourd'hui à la séparation des différents hydrocarbures. Des procédés chimiques complexes sont également mis en œuvre afin d'optimiser les produits finaux. Les différentes coupes pétrolières peuvent ainsi subir des transformations, des améliorations et des mélanges pour obtenir des produits commercialisables et répondre notamment aux nouvelles normes environnementales. [5]

### I.3.1 Fonctionnement technique ou scientifique

À son arrivée dans la raffinerie, le pétrole brut est stocké dans de grands réservoirs. Les pétroles bruts sont stockés et séparés selon leur teneur en soufre. Cette teneur en soufre détermine les procédés de raffinage à utiliser. Chaque unité de raffinage abrite un procédé industriel physico-chimique différent. [8]

Le raffinage du pétrole s'effectue en trois grandes étapes :

#### I.3.1.1 Procédés de Séparation

La première étape est celle de la séparation des molécules lourdes et des molécules légères par distillation. La distillation du pétrole brut est réalisée en deux étapes complémentaires. Une première distillation, dite atmosphérique (réalisée à pression atmosphérique), permet de séparer les gaz, les essences et le naphta (coupes légères), le kérosène et le gazole (coupes moyennes) et les coupes lourdes. Les résidus issus de la distillation atmosphérique subissent une deuxième distillation, dite sous vide (colonne dépressurisée), afin de récupérer des produits moyens supplémentaires ayant une valeur commerciale. [8]

Nom du procédé	Action	Méthode	But	Matières premières	Produits
Distillation atmosphérique	Séparation	Thermique	Séparation des fractions	Pétrole brut dessalé	Gaz, gazole, distillats, résidus
Distillation sous vide	Séparation	Thermique	Séparation sans craquage	Résidus de tour de distillation atmosphérique	Gazole, bases lubrifiants, résidus
L'extraction au solvant	Séparation	Thermique Absorption	Séparation des asphaltènes	Mélange d'overflow et résidu atmosphérique	Huile lubrifiante lourde(DAO), asphalte.

**Tableau I.1** : Vue d'ensemble des procédés de séparation. [9]

### I.3.1.1.1 La distillation atmosphérique

L'opération consiste à séparer les différents composants d'un mélange liquide en fonction de leur température d'évaporation. Le pétrole brut est injecté dans une grande tour de distillation, haute de 60 mètres et large de 8 mètres environ, où il est chauffé à environ 400°C. Les différents hydrocarbures contenus dans le pétrole brut sont vaporisés : d'abord les légers, puis les moyens, et enfin une partie des lourds. La température décroît au fur et à mesure que l'on monte dans la tour, permettant à chaque type d'hydrocarbure de se liquéfier afin d'être récupéré. Les plus légers sont récupérés tout en haut, et les plus lourds restent au fond de la tour. [7]

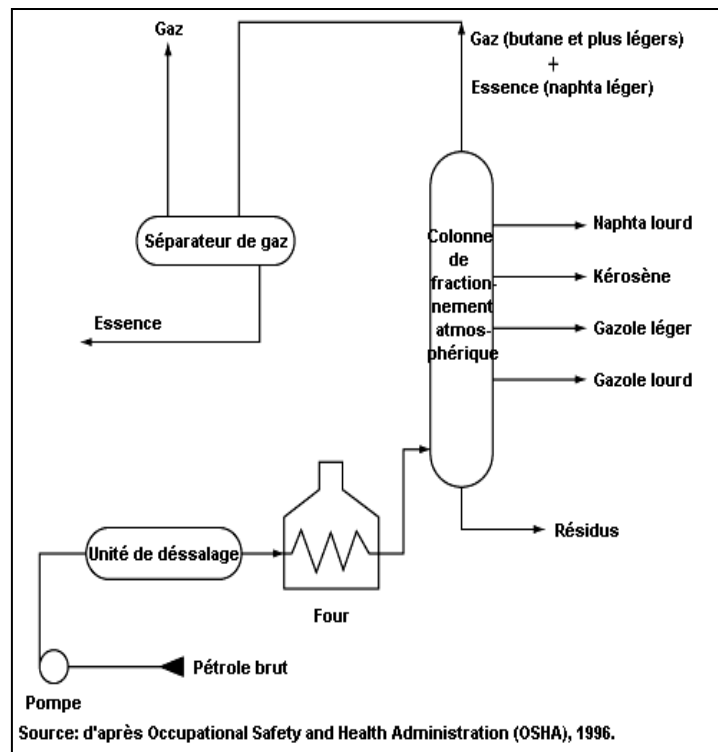


Figure I.5 : Schéma représentant une tour de distillation de pétrole brut

### I.3.1.1.2 La distillation sous vide

L'opération consiste à séparer, sur le même principe que la distillation atmosphérique, les produits lourds des résidus de produits moyens en les soumettant à une deuxième phase de distillation dite « sous vide ». Une colonne plus petite est fermée puis dépressurisée. Cette chute de pression permet de récupérer plus facilement les produits lourds dont la température d'ébullition est abaissée. Du gazole est récupéré en haut de la colonne et du fioul lourd à sa base. Les résidus de cette distillation sous vide sont récupérés en vue de produire des lubrifiants. [7]

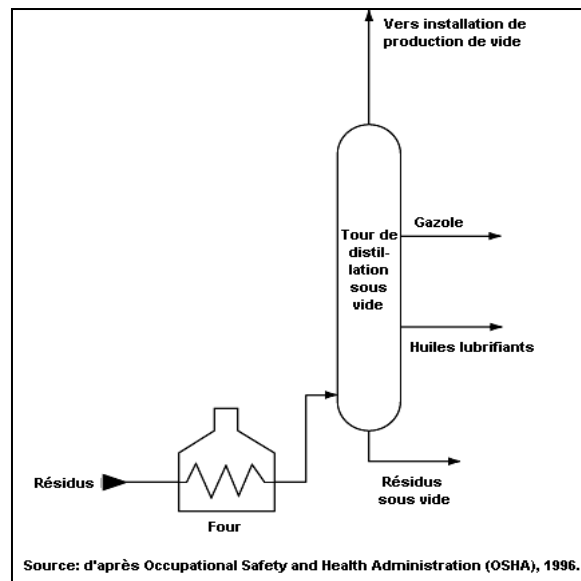


Figure I.6 : Schéma représentant le procédé de distillation sous vide.

### I.3.1.2 Procédés de Conversion

Après les opérations de séparation, la proportion d'hydrocarbures lourds reste encore trop importante. Pour répondre à la demande en produits légers, on casse ces molécules lourdes en deux ou plusieurs molécules plus légères. L'un des procédés de conversion est le craquage [8].

#### I.3.1.2.1 Craquage

Il fragmente (ou coupe) les fractions plus lourdes à point d'ébullition plus élevé pour donner des produits plus utiles tels que des hydrocarbures gazeux, des essences de base, du gazole et du fioul. Durant le craquage, certaines molécules se combinent (se polymérisent) pour en former de plus grosses. Il y a essentiellement trois types de craquage, à savoir : le **craquage thermique**, **catalytique** et **l'hydrocraquage**.

À noter qu'il existe d'autres procédés comme : **la polymérisation**, **l'alkylation**, **l'isomérisation**, **le reformage catalytique** [5].

### I.3.1.3 Procédés d'Amélioration

Ils consistent à réduire fortement ou éliminer les molécules corrosives ou néfastes à l'environnement, en particulier le soufre. Ils visent à améliorer la qualité de l'air ambiant : ils permettent d'optimiser l'efficacité des technologies de traitement catalytique des gaz d'échappement des véhicules [8].

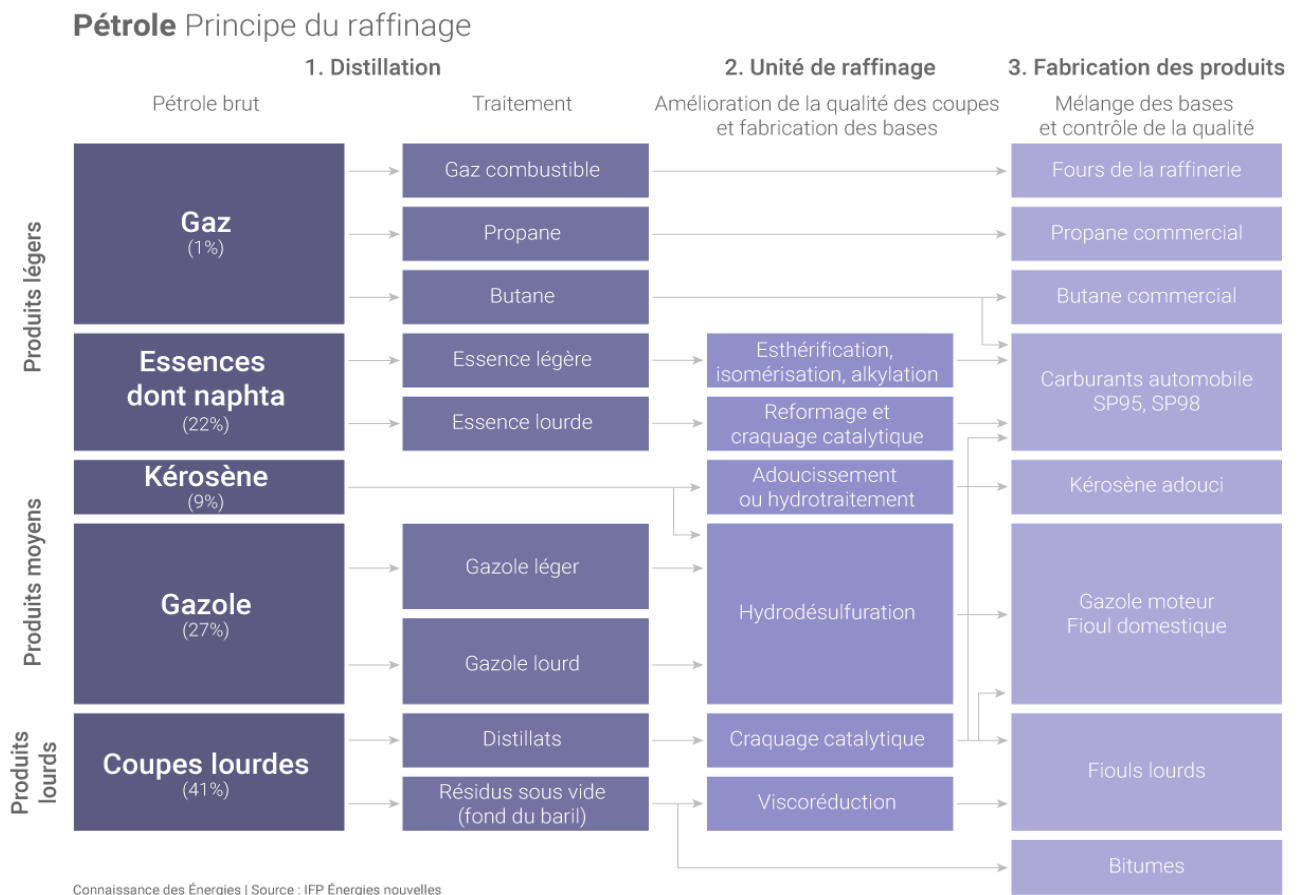


Procédé de raffinage :	Rôle du procédé :	Sous-produits :
<b>Les procédés d'amélioration des propriétés : avec réarrangement moléculaire</b>		
Reformage catalytique	Conversion du naphta de moindre qualité.	Naphta
Isomérisation	Production de charge d'alkylation.	Produits aromatiques
<b>Les procédés d'amélioration des propriétés : avec intervention corrélatif</b>		
alkylation.	Amélioration du rendement en essence et de l'indice d'octane.	Charge pétrochimique.
Synthèse d'éthers.	Augmenter l'indice d'octane en réduire la concentration en oléfine et d'augmenter la production d'essence	Production des oléfines (charge pétrochimique)
Oligomérisation.	Production de l'essence à partir des fractions C <sub>3</sub> contenant 75%de propylène ou de fuel gas.	Charge pétrochimique En produisant des polymères.
<b>Les procédés de conversion : par voie thermique</b>		
Cokéfaction	Production de base essences	Coke
Viscoréduction	Réduction de la viscosité	Quantité accrue de distillat, goudron.
<b>Les procédés de conversion : par voie catalytique</b>		
Craquage catalytique	"casser" en petites molécules les produits lourds afin d'obtenir des produits légers tel que l'essence et améliorer sa qualité(IN)	Essence, charges Pétrochimiques Essence, charges pétrochimiques Matières premières Pétrochimiques
Vaporéformage	Production de l'hydrogène complémentaire nécessaire à l'amélioration de la conversion des fractions lourdes du pétrole brut.	Production des gaz de synthèses.
Hydroconversions	Transformation totalement ou partiellement de distillats sous vide en produits plus légères.	Gazole, bases lubrifiants, résidus Gazole, bases lubrifiants, résidus
<b>Procédés de finitions :</b>		
Hydrotraitement/Hydrogénation	Elimination de soufre.	Soufre
Adoucissement	Réduction de la teneur de soufre et de l'odeur.	Les rejets de soude usée. Les disulfures.

Tableau I.2 : Les principaux procédés de transformation et leurs rôles. [10]

### I.3.2 La fabrication des produits

Obtenus à l'aide de doseurs équipés de contrôleurs automatiques, de nouveaux mélanges sont ensuite effectués dans le but d'obtenir des produits finis répondant aux normes environnementales. Pour faire face à cette série d'opérations, les raffineries doivent disposer d'importants volumes de stockage, d'installations de réception des produits bruts et d'expédition des produits finis. [10]



**Figure I.7 :** schéma des produits obtenus par raffinage d'un pétrole brut orienté pour le marché essences.

## I.4 Généralités sur les essences

Les essences alimentent les moteurs d'automobile à allumage commandé par étincelle de façon impropre c'est à dire « à explosion ». [11]

Les essences sont utilisées en quantité massive dans le monde entier, avec le développement de l'automobile et du moteur à essence à taux de compression de plus en plus, cela augmentait la demande en carburant à haut indice d'octane, donc elles possèdent un traitement spécifique.

### I.4.1 Définition de l'essence

C'est un liquide inflammable, issu de la distillation du pétrole, utilisé comme carburant dans les moteurs à combustion interne. [11]

L'essence est composée des mélanges d'hydrocarbures qui varient avec l'origine géographique du pétrole utilisé et les procédés de raffinage appliqués. Le mélange ne peut être commercialisé que si les propriétés physiques sont vérifiées (densité, volatilité) énergétiques (pouvoir calorique) et chimiques (indice d'octane).

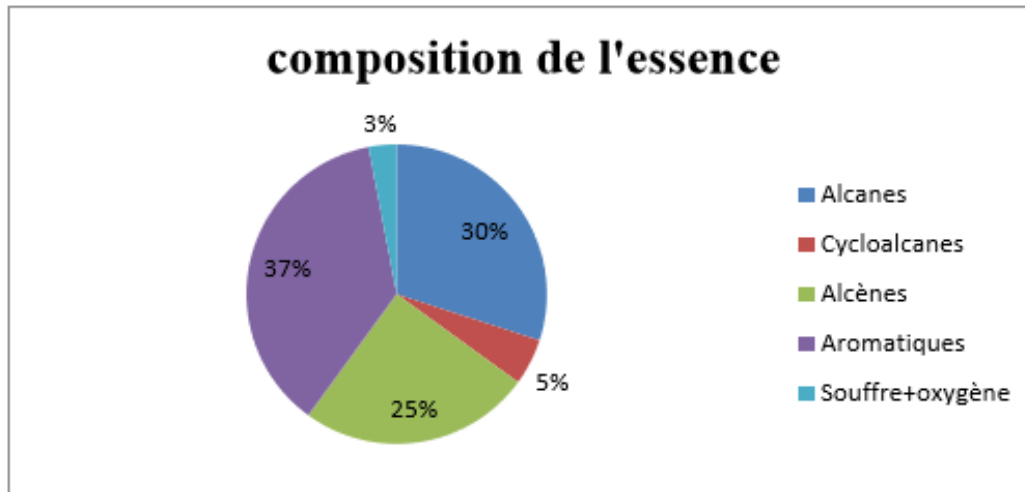
On distingue deux types de l'essence : légère traitée par l'isomérisation, et une lourde traitée par le reformage catalytique dont l'objectif est l'amélioration de l'indice d'octane.

### I.4.2 Composition et caractéristiques des essences

#### I.4.2.1 La composition majeure de l'essence

C'est les hydrocarbures en pourcentage distribué comme il convient :

- (20% à 30%) des hydrocarbures saturés « les paraffines ou alcanes » de formule brut ( $C_nH_{2n+2}$ ).
- (5% à 6%) de cyclo-alcanes « les cyclanes », hydrocarbures saturés cycliques de formule brut ( $C_nH_{2n}$ ).
- (30% à 45%) des d'hydrocarbures insaturés (alcènes) sont « les oléfines à double liaison » de formule brut ( $C_nH_{2n}$ ).
- (30% à 40%) d'hydrocarbures aromatiques, de la famille du benzène [13].



**Figure I.8 :** Représentation graphique de la composition de l'essence.

On trouve aussi des fractions non hydrocarbonées, sont des résines ou les impuretés que l'on trouve en (ppm) dans l'essence, ces résines sont : le soufre qui se trouve en quantité maximale autorisée ( $\leq 100$  voire 50 ppm), ainsi qu'une présence d'une base de l'oxygène (teneur en oxygène  $\geq 2\%$  de masse).

La détermination des caractéristiques physico-chimiques est le début de toute étude de valorisation. Ces caractéristiques sont obtenues à partir des essais simples et normalisés, les essences possèdent des caractéristiques physiques et chimiques. [12]

#### I.4.2.2 Les caractéristiques chimiques

Le caractère	Le rôle
Indice d'octane	<ul style="list-style-type: none"> <li>déterminer la qualité de l'essence.</li> <li>caractérise les propriétés</li> <li>antidétonantes d'une essence.</li> </ul>
Teneur en soufre	<ul style="list-style-type: none"> <li>formation de <math>H_2SO_4</math> dilué qui est particulièrement corrosif.</li> <li>les (R-SH) détermine la corrosion directe des réservoirs et des conduites d'aspiration.</li> <li>diminue la susceptibilité au PTE.</li> </ul>
Teneur en gomme	<ul style="list-style-type: none"> <li>Formé des dépôts très gênants au point chaud de la tubulure d'admission et sur les tiges des soupapes d'admission qui peuvent alors se bloquer</li> <li>PTE, PTM</li> </ul>

**Tableau.I.3 :** Les caractéristiques chimiques de l'essence et leurs rôles.

I.4.2.3 Les caractéristiques physiques

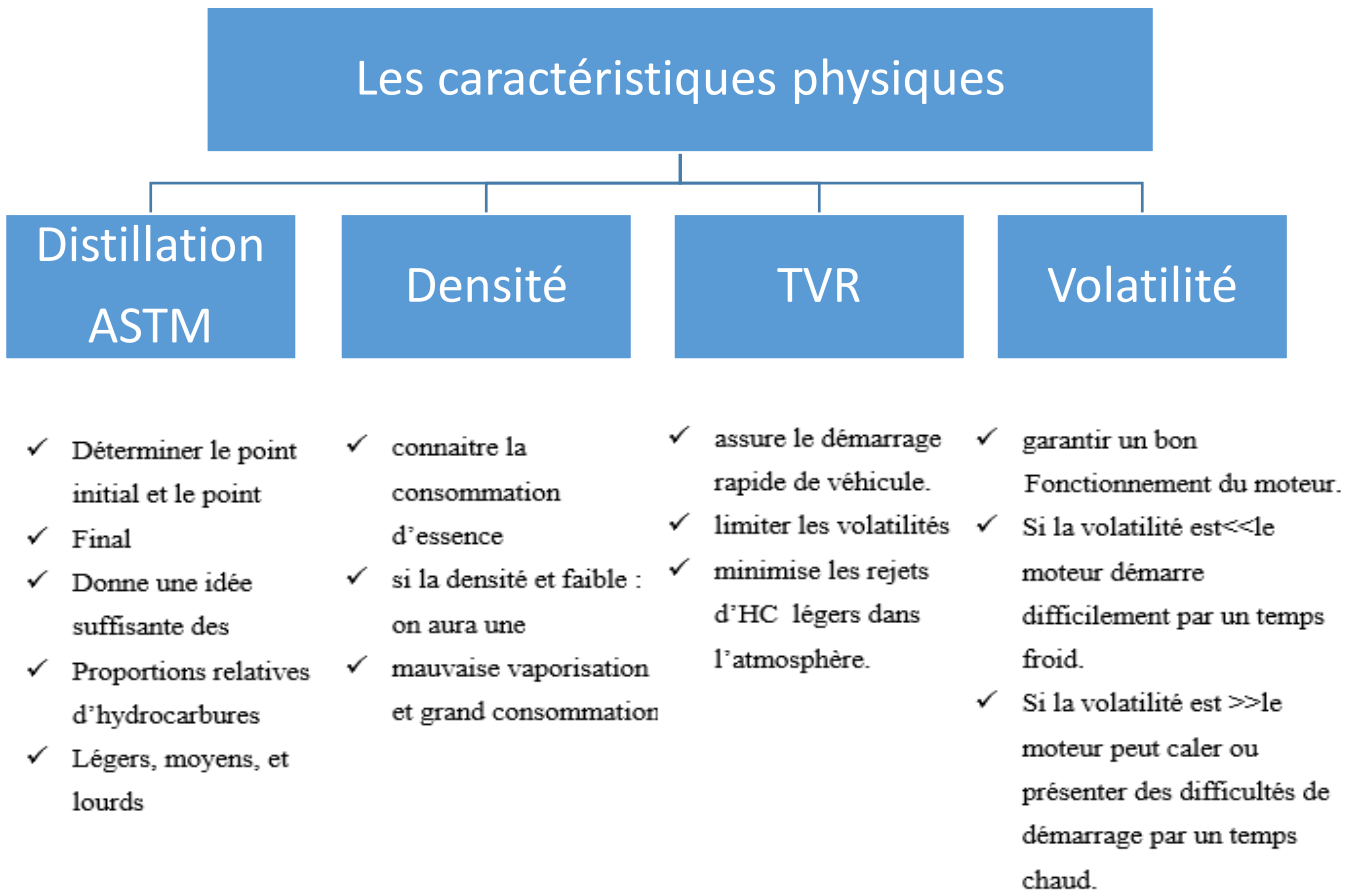


Figure I.9 : schéma représentatif des caractéristiques physique de l'essence et leurs rôles.

I.4.3 l'indice d'octane et les méthodes d'améliorations

L'essence est une énergie fossile utilisée comme carburant dans nos véhicules, au sein de sa composition on trouve l'octane, un hydrocarbure saturé de formule chimique C<sub>8</sub>H<sub>18</sub> qui possède un indice à son nom, celui-ci est distingué par sa grande résistance à l'auto-inflammation appelée aussi auto-allumage [13].

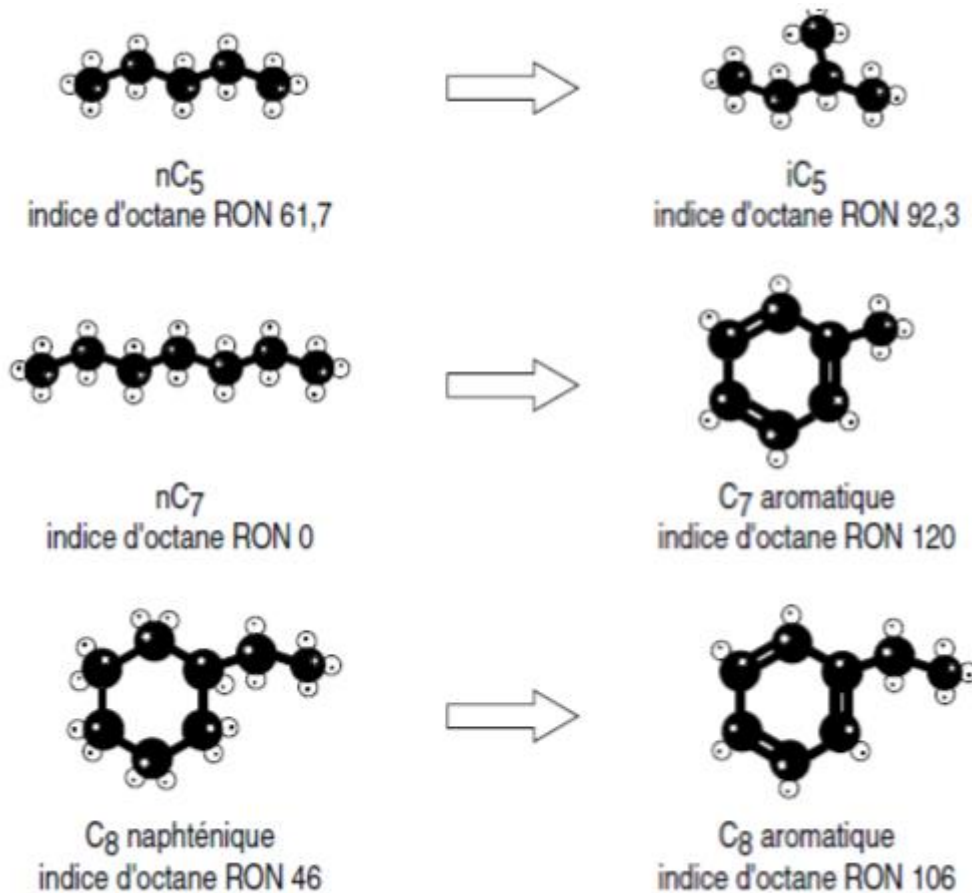
L'indice d'octane est un nombre qui exprime les caractéristiques antidétonantes d'une essence dans un moteur à allumage commandé, on le formule parfois par l'abréviation ON (Octane Number) il représente aussi la capacité du carburant à s'allumer sans l'intervention de la bougie mais uniquement avec la compression du moteur [13].

Une essence à indice d'octane élevé ne s'enflammera pas (ou peu) dans la chambre de combustion tant que la bougie n'a pas produit d'étincelle. Elle préserve ainsi la performance et la longévité du moteur.

L'indice d'octane est déterminé par la composition du mélange d'un produit détonant, le n heptane (indice 0) et d'isooctane, très résistant à la détonation (indice 100) [13].

L'indice que l'on trouve plus souvent dans les stations de services est le RON (Research Octane Number) il indique le comportement du carburant dans le cadre d'une utilisation normale, il existe un autre indice qui caractérise l'essence c'est le MON déterminé dans des conditions d'essai plus sévères, qui reflète le comportement du carburant en cas d'utilisation plus éprouvante. [12] (Haut régime, conduite sur autoroute, remorquage, etc...)

Sachant que le reformage catalytique et l'isomérisation améliorent l'indice d'octane, il existe des méthodes entières pour l'augmentant, c'est l'utilisation des additifs, dans cet objectif plusieurs produits sont introduits avec les essences, parmi ces additifs on trouve les alkyles de plomb qui par l'intermédiaire de l'oxyde de plomb (PbO) accroissant la résistance au cliquetis, et les produits à base de manganèse et de l'oxygène.



**Figure I.10 :** L'amélioration de l'indice d'octane.

# **Chapitre II**

## **Présentation du procédé reformage catalytique CCR**

## II.1 INTRODUCTION

Le reformage catalytique constitue le trait dominant du développement de l'industrie du raffinage d'après-guerre et figure parmi les premiers procédés utilisés à grande échelle dans cette industrie avec catalyseur multifonctions. Le reformage catalytique permet la transformation avec un rendement relativement bon de n'importe quelle essence qu'elle soit lourde, moyenne ou légère en un carburant d'indice d'octane élevé. Le reformat obtenu est constitué des paraffines branchées et normales et principalement des aromatiques jusqu'à 70% en masse et d'une quantité faible de naphène et très faible quantité d'oléfine qui inférieure à 1% en masse, à noter que l'indice d'octane est lié directement à la quantité d'aromatique. Le reforming catalytique a pour but d'augmenter, par conversion chimique des hydrocarbures, l'indice d'octane des fractions essences provenant directement de la distillation du pétrole brut dans le but final de préparer des supers carburants. Le procédé consiste à produire des aromatiques ayant de 6 à 10 atomes de carbone à partir de fractions C7-C10. Les charges du procédé contiennent des paraffines ou des naphènes selon la nature du pétrole brut [14].

## II.2 Définition

Il est réputé pour améliorer la qualité des essences, et notamment leur indice d'octane qui représente la résistance du carburant à l'auto-inflammation, par un reformage aux environs de 500°C, en présence d'hydrogène, au sein de plusieurs lits catalytiques solides à base de métaux précieux tels que le platine, activés par divers additifs tels que le rhénium et l'iridium. [14]

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

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

## II.3 Types du reformage catalytique

On distingue deux types d'unités de reformage catalytique :

### II.3.1 Les semi-régénératives

C'est la technologie la plus ancienne qui utilise un lit de catalyseur fixe et trois réacteurs de taille croissante. À la fin du cycle l'unité est arrêtée pour que le catalyseur soit régénéré, et sa durée est estimée entre 6 et 12 mois. Dans le meilleur des cas, le catalyseur peut subir une vingtaine de régénération avant d'être remplacé. [16]



### II.3.2 Les régénératives cycliques

Avec le développement des systèmes catalytiques multi métalliques sont apparue une nouvelle génération de procédés dits régénératifs qui utilisent un lit de catalyseur bimétallique mobile avec l'utilisation d'un réacteur supplémentaire à même, lors des Régénérations, de remplacer successivement chacun des autres réacteurs et d'assurer ainsi une production ininterrompue.

Cette technologie s'applique à la production d'essence et spécifiquement à celle d'hydrocarbures aromatiques ; elle supporte en effet des conditions de traitement plus sévères qui permettent une cyclisation poussée des paraffines, l'élimination par hydrocraquage de celles qui subsistent et l'hydrodésalkylation des composés les plus lourds. [17]

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

**Tableau II.1** : comparaison des conditions opératoires et performances industrielles pour les deux types de procédés

### II.4 But et principe du procédé CCR

Le procédé CCR a pour but de produire un reformat à haut indice d'octane, l'un des principaux composants du stock d'essence, ainsi qu'un gaz riche en hydrogène. [14]

La charge CCR est soit du naphta de distillation directe, soit du naphta de craquage, généralement mélangé à du naphta de distillation directe. En raison de la présence systématique de contaminants et des caractéristiques spécifiques du naphta de craquage, un prétraitement du naphta plus ou moins élaboré est toujours nécessaire.

Le reformage catalytique est un procédé de reformage catalytique du naphta, basé sur la technologie dont la Partie concédant est propriétaire. Il comporte deux sections :

- Le reformage catalytique du naphta proprement dit, comprenant réacteurs, réchauffeurs, récupération de l'effluent et stabilisation ;
- La circulation du catalyseur et la régénération continue mettant en jeu la technologie de manipulation de solides et de lit mobile.

Les réactions de reformage ont lieu dans les réacteurs catalytiques à lit mobile, desquels le catalyseur est retiré, puis régénéré et recyclé. La circulation du catalyseur et la régénération

s'effectuent sur une base continue avec un contrôle automatique complet de toutes les opérations.

Une température élevée (aux alentours de 500 °C) est nécessaire pour favoriser les réactions chimiques qui améliorent l'indice d'octane. D'où le besoin d'effectuer un préchauffage de la charge pour ce procédé.

De plus, certaines des réactions souhaitables sont fortement endothermiques, ce qui conduit à séparer la majeure partie du catalyseur sur plusieurs réacteurs avec des réchauffeurs intermédiaires.

Les hautes performances du procédé CCR sont essentiellement dues au fonctionnement à basse pression associé aux températures élevées, ce qui, dans les réacteurs conventionnels à lit fixe, conduit à une très faible longueur de cycle. Par conséquent, Octanizing® implique une régénération catalytique continue.

La régénération continue élimine le besoin d'arrêter la régénération des précédentes unités de reformage à lit fixe. Elle réduit également le volume de catalyseur dans l'unité, tout en permettant un haut rendement et un haut niveau de qualité du reformat. [14]

## II.5 Prétraitement du naphta

L'unité d'hydrotraitement du naphta est alimentée avec du naphta de distillation du brut en amont. Ce naphta contient des niveaux de contaminants qui seraient mauvais pour les catalyseurs de reformage et d'isomérisation, d'où la nécessité d'un prétraitement. [14]

### II.5.1 Objectif de l'HDT

C'est de fournir des matières premières hydro traitées propres pour alimenter l'unité d'isomérisation et l'unité de reformage et cela pour protéger leurs catalyseurs. Ces charges premières doivent être suffisamment faibles en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfines, les oléfines, le mercure, l'arsenic et autres métaux pour ne pas affecter les unités en aval [15].

### II.5.2 Opérations d'hydrotraitement

Ce processus comporte 3 opérations : [14]

- Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit de catalyseur bimétallique fixe dans un environnement hydrogéné. Une température modérément élevée comprise entre 280°C et 310 °C est nécessaire pour favoriser ces réactions chimiques (Section réaction).
- Épuisement du produit brut hydrotraité pour éliminer les fractions légères, les produits gazeux, y compris le sulfure d'hydrogène H<sub>2</sub>S et l'eau (Section Stripper).

- Le naphta à coupe large est ensuite séparé en fractions spécifiées pour alimenter l'unité d'isomérisation en naphta léger, et l'unité Reformage en naphta lourd (Section Séparateur).

### II.5.3 Réactions fondamentales

Il y a principalement trois réactions fondamentales qui se produisent [14] :

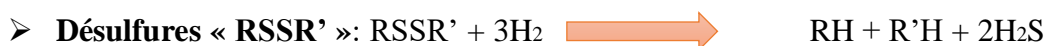
- **Hydrosulfuration** : Cela fait référence au remplacement de la molécule contaminant par de l'hydrogène (désulfuration, dénitrification, désoxygénation)
- **Hydrogénation (ou la saturation d'oléfines)** : est l'addition d'hydrogène à un hydrocarbure insaturé pour produire un produit saturé.
- **Élimination de l'arsenic et d'autres métaux** : lorsqu'ils sont présents, sont typiquement sous forme organométallique.

### II.5.4 Principales réactions chimiques du prétraitement de naphta

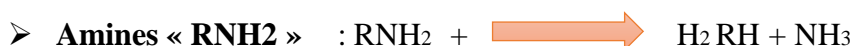
Le but de cette section de prétraitement est d'éliminer les impuretés contenues dans les différentes fractions pétrolières sous forme d'azote, oxygène, soufre en plus des métaux. Les impuretés représentent un poison temporaire ou permanent pour le catalyseur. En plus elles sont nuisibles à la bonne qualité des produits obtenus pour des raisons de pollution et de corrosion. Le traitement de la charge se fait par démétalement des métaux par le catalyseur par contre l'élimination de l'azote, oxygène, soufre se fait par des réactions chimiques, par catalyseur bimétallique (nickel / molybdène).

Au niveau du réacteur de prétraitement, des réactions d'hydrogénation ont lieu sur le site catalytique, ces principales réactions [14] :

- **Désulfuration :**



- **Dénitrification :**



- **Hydrogénation des hydrocarbures oxygénés :**





- **Hydrogénation des oléfines :**

La pression partielle d'hydrogène aux conditions (T, P) du réacteur, permet la saturation des oléfines et des dioléfinés sans toucher aux aromatiques.



- **Élimination des métaux :**

Les métaux sont éliminés sous forme de dépôts sur le catalyseur, sans pour autant influencer son activité ; car il a été conçu pour supporter ces dépôts.

## II.6 Chimie des procédés

La charge de naphta pour une unité de reformage CCR contient en principe des paraffines en C6 à C11, des naphènes et des aromatiques.

Les naphènes se convertissent en composés aromatiques rapidement et de manière efficace. Ce n'est pas le cas des paraffines, qui exigent des conditions sensiblement plus sévères et, malgré cela, la conversion reste longue et inefficace.

Avec ce procédé, la conversion se fait en faisant passer le naphta sur un lit de catalyseur bimétallique, dans quatre réacteurs adiabatiques, en présence d'hydrogène à température relativement élevée et à basse pression. En travaillant dans ces conditions, le rythme de dépôt de coke sur le catalyseur est relativement élevé. Dans ce cas, un procédé de type « semi-régénération » n'est pas pratique et il est nécessaire de disposer d'une unité de régénération catalytique en continu. [14]

### II.6.1 Principales réactions chimiques du Reformage de naphta

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

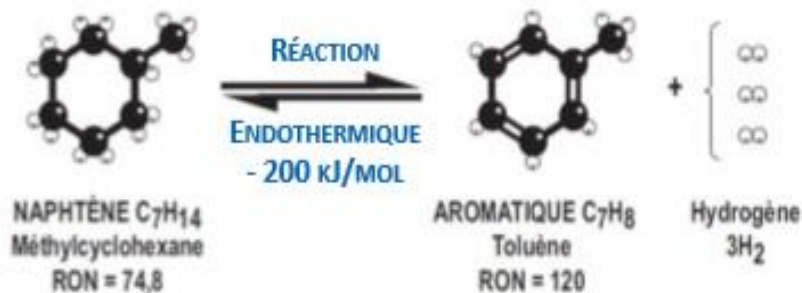
- **Les réactions souhaitables :** c'est-à-dire les réactions conduisant à une augmentation de l'indice d'octane ainsi qu'à une production d'hydrogène d'une grande pureté. Ce sont les réactions qu'il y a lieu de favoriser.
- **Les réactions négatives :** c'est-à-dire les réactions conduisant à une diminution de l'indice d'octane, une baisse de pureté d'hydrogène ou une perte de rendement des produits. Ce sont les réactions qu'il y a lieu de réduire. [14]

### II.6.1.1 Les réactions souhaitables

#### II.6.1.1.1 Réactions souhaitables avec production d'hydrogène

##### a) Déshydrogénation des naphtés : :

Les composés naphténiques tels que cyclohexane, méthylcyclohexane, diméthylcyclohexane jusqu'aux naphtés C10 sont déshydrogénés respectivement en benzène, toluène, xylènes, aromatiques en C9 et C10 avec la production de 3 moles d'hydrogène par mole de naphtène. [14]



##### b) Déshydrocyclisation des paraffines :

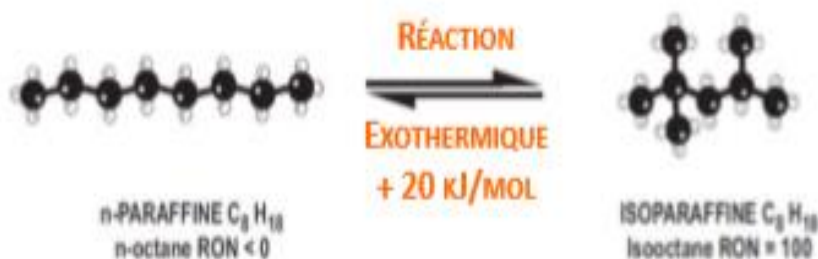
Il s'agit d'un procédé à plusieurs étapes qui s'applique soit aux paraffines normales (linéaires), soit aux isoparaffines (ramifiées). Ce procédé met en jeu une déshydrogénation (1) avec dégagement d'une mole d'hydrogène suivi par un réarrangement moléculaire (2) pour former un naphtène et la déshydrogénation du naphtène (3) qui s'ensuit. [14]



#### II.6.1.1.2 Réactions souhaitables sans production d'hydrogène

##### a) Isomérisation des paraffines linéaires :

Elle produit une légère augmentation de l'indice d'octane. D'un point de vue cinétique les hautes températures favorisent l'isomérisation mais la pression partielle d'hydrogène est indifférente. Ces réactions sont rapides, légèrement exothermiques et sont favorisées par la fonction acide du support de catalyseur. [14]



### b) Isomérisation des naphthènes :

L'isomérisation d'un alkyl-cyclopentane en alkyl-cyclohexane implique un réarrangement annulaire et elle est souhaitable compte tenu 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. Ce type de réaction est également plus simple pour les nombres d'atomes de carbone plus élevés. [14]



## II.6.1.2 Réactions négatives

### a) Hydrocraquage :

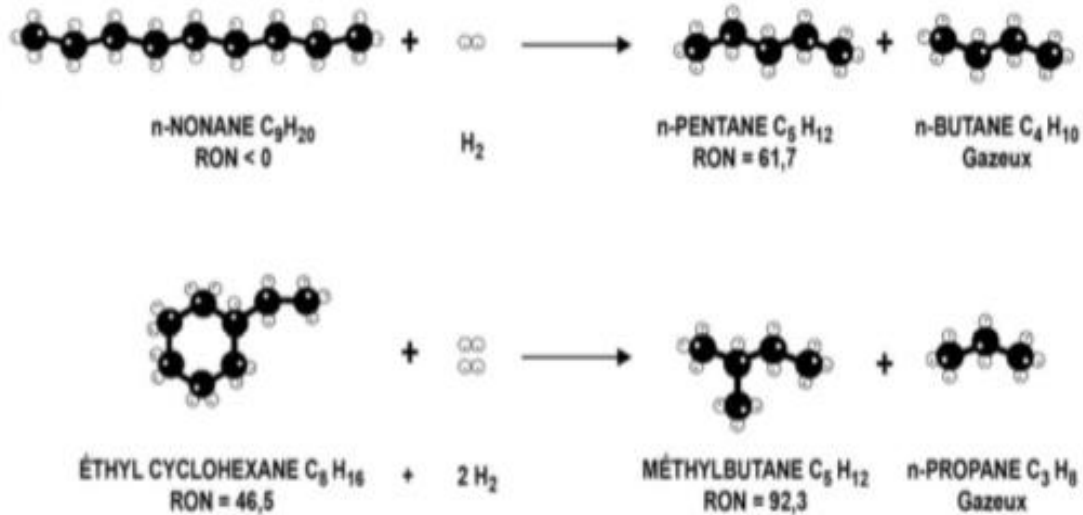
Les réactions de craquage comprennent les réactions d'hydrocraquage et d'hydrogénolyse. L'hydrocraquage affecte soit les paraffines (normales ou iso), soit les naphthènes. Dans une certaine mesure, il constitue une réaction parallèle à la déshydrocyclisation des paraffines. [14]

Les principaux effets de l'hydrocraquage sont les suivants :

- Une diminution des paraffines dans le reformat provoquant une augmentation du pourcentage d'aromatiques (c'est-à-dire une augmentation de l'indice d'octane) et une

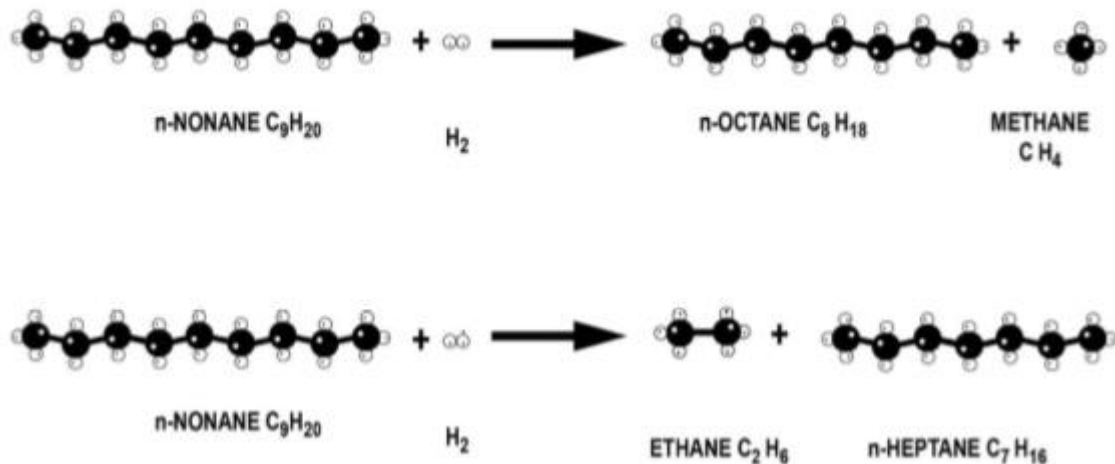
perte de rendement du reformat.

- Une diminution de production d'hydrogène.
- Une augmentation de production de GPL.



### b) Hydrogénolyse :

Cette réaction indésirable a quelques similitudes avec l'hydrocraquage puisqu'elle implique une consommation d'hydrogène et une rupture moléculaire. Comme l'hydrocraquage, elle est exothermique et favorisée par les hautes pressions et les hautes températures. [14]

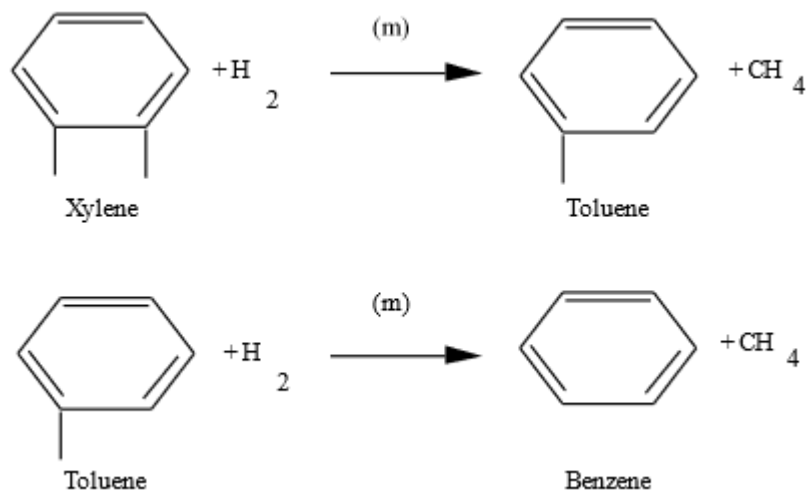


### c) Hydrodésalkylation :

L'hydrodésalkylation est la rupture du radical ramifié (-CH<sub>3</sub> ou -C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>) d'un anneau aromatique.

Le Xylène (deux groupes de radicaux) peut être désalkylé pour donner du toluène (un groupe de radicaux), lequel peut à son tour être désalkylé pour donner du benzène. [14]

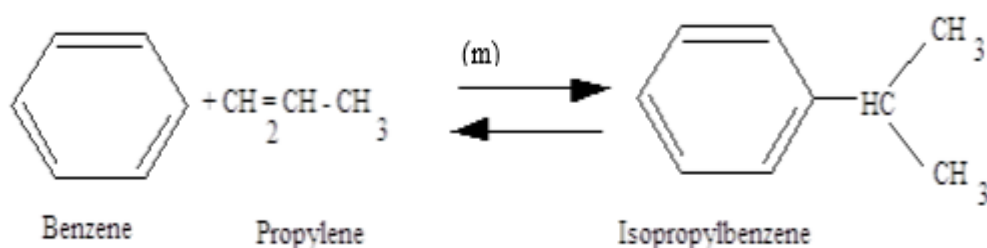
La représentation standard est la suivante :



L'hydrodésalkylation consomme de l'hydrogène et produit du méthane. Elle est favorisée par les hautes pressions et les hautes températures, et par la fonction métallique du catalyseur. Aux conditions de fonctionnement et avec le catalyseur sélectionné, cette réaction n'est pas significative. [14]

#### d) Alkylation :

L'alkylation est une réaction de condensation qui ajoute une molécule d'oléfine sur un anneau aromatique. Elle donne un aromatique avec une masse moléculaire plus importante. La réaction s'écrit de la façon suivante :

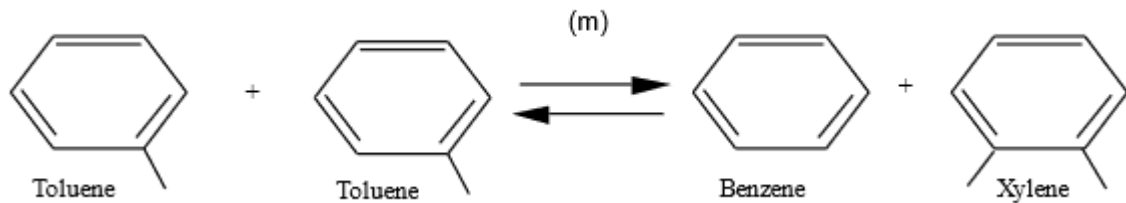


C'est une réaction de condensation qui ajoute une molécule d'oléfine sur un anneau aromatique. Elle donne un aromatique avec une masse moléculaire plus importante ce qui conduit à une formation du coke, avec augmentation de point final du produit. Cette réaction doit être évitée. [14]



e) **Transkylation (dismutation des alkyles) :**

Deux anneaux de toluène (un radical CH<sub>3</sub> ramifié) peuvent subir une réaction de transkylation pour donner un anneau de benzène (sans radical ramifié) et un anneau de xylène (avec des radicaux ramifiés) comme le montre la réaction :

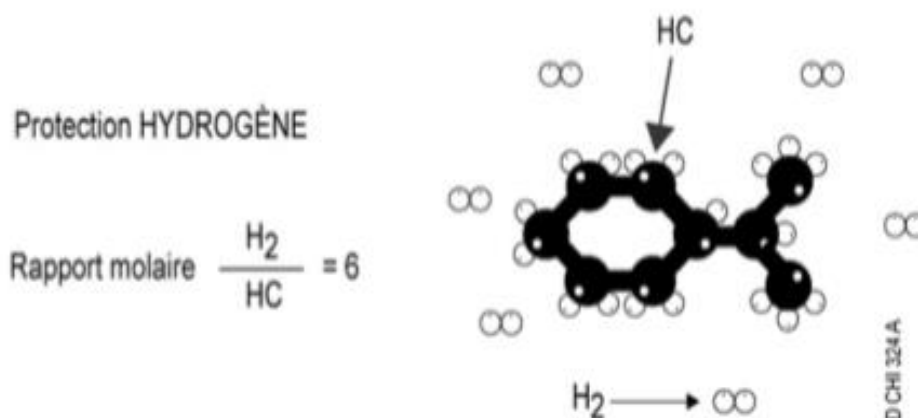


Cette réaction, favorisée par la fonction métallique du catalyseur, se produit seulement en présence de conditions extrêmes de température et de pression. Elle est négligeable avec le catalyseur sélectionné et aux conditions de fonctionnement choisies. [14]

f) **Cokage :**

La formation de coke est liée aux produits lourds insaturés résultant de la charge ou de la polymérisation d'aromatiques impliqués dans certaines réactions de reformage (déshydrocyclisation, dismutation, etc.). Des traces d'oléfines lourdes ou de dioléfines peuvent également résulter des réactions du procédé (déshydrocyclisation, alkylation, par exemple) et favoriser la formation de coke.

Un haut point d'ébullition de la charge signifie probablement une plus grande quantité de polyaromatiques et donc une plus forte tendance au cokage. La polymérisation étant favorisée à température élevée, une mauvaise répartition dans un réacteur favorise les températures localement élevées et l'accumulation de coke. Une faible pression favorise la formation de coke. [14]



## II.6.2 Analyse thermodynamique et cinétique des réactions de reforming

### II.6.2.1 Déshydrogénation des naphthènes

**a) Effet thermique :**

- Réaction endothermique
- Chaleur de réaction :  $\sim - 200$  kJ/mol : consomme beaucoup de chaleur.

**b) Taux de transformation à l'équilibre :**

Le taux de transformation est amélioré si :

- P diminue
- T augmente
- Le nombre de C augmente
- Plus la charge est lourde, plus il est aisé de réaliser la transformation des naphthènes en aromatiques.

**c) Vitesse de réaction :**

- La déshydrogénation des naphthènes est **une réaction très rapide**
- La vitesse de réaction augmente lorsque la température augmente
- La pression n'a pas d'influence sur la vitesse de réaction
- La déshydrogénation du MCC<sub>6</sub> – méthylcyclohexane – est la réaction la plus rapide.

**d) Rendement volume du réformât :**

- La déshydrogénation des naphthènes entraîne une augmentation de la densité par formation d'aromatiques, et donc une diminution du rendement volume.

**e) Gain d'octane**

- La déshydrogénation entraîne un fort gain d'octane

**f) Production d'hydrogène**

- 3 moles de H<sub>2</sub> créées / mole de naphthène transformé.

**g) Conséquences et servitudes :**

- Température élevée
- Nécessité de plusieurs fours et réacteurs
- Gros apport d'énergie nécessaire
- 1<sup>er</sup> réacteur petit, car réaction très rapide. [18]

### II.6.2.2 Déshydrocyclisation des paraffines

**a) Effet thermique :**

- Réaction endothermique
- Chaleur de réaction  $\sim - 250$  kJ/mol : consomme beaucoup de chaleur

**b) Taux de transformation à l'équilibre :**

Le taux de transformation est amélioré si :

- P diminue
  - T augmente
  - Le rapport H<sub>2</sub>/HC diminue
- c) **Vitesse de réaction :**
- La déshydrocyclisation des paraffines est une réaction très lente
    - La vitesse de réaction augmente si T augmente
    - La vitesse de réaction diminue si P augmente
  - La température est un **facteur déterminant** : s'il reste des naphthènes non transformés après le premier réacteur, ces derniers vont se retrouver dans le second réacteur et vont faire baisser la température, influant de façon très notable sur le rendement de transformation des paraffines en aromatiques
- d) **Rendement volume du réformât :**
- La déshydrocyclisation des paraffines entraîne une augmentation de la densité par formation d'aromatiques, et par conséquent une diminution du rendement volume
- e) **Gain d'octane**
- La déshydrocyclisation entraîne un très fort gain d'octane.
- f) **Production d'hydrogène**
- Très forte production, mais limitée par la vitesse de réaction.
- g) **Conséquences et servitudes :**
- Température élevée
  - Réaction P -> A dans R2, R3 et R4
  - Importance de fractionner la quantité de catalyseur en X réacteurs. [18]

### II.6.2.3 Isomérisation des paraffines linéaires et naphthènes

- a) **Vitesse de réaction :**
- La réaction est lente, mais :
    - Accélérée lorsque T augmente
    - Légèrement accélérée lorsque P augmente
- b) **Rendement volume du réformât :**
- Transformation des naphthènes en aromatiques :
    - Les naphthènes à 5 atomes de carbone offrent un mauvais rendement
  - Transformation des nP en iP
    - Bon rendement  $\longrightarrow$  gain de volume
- c) **Gain d'octane**
- Modeste, car le rendement est limité à 60 % – 70 %
- d) **Production d'hydrogène**
- nP  $\longrightarrow$  iP : pas de production d'hydrogène
  - N5  $\longrightarrow$  N6  $\longrightarrow$  A : faible production d'hydrogène. [18]

**II.6.2.4 Hydrocraquage et hydrogénolyse des paraffines et des naphènes****a) Effet thermique :**

- Réaction endothermique
- Chaleur de réaction :  $\sim + 45$  kJ/mol pour les paraffines et l'hydrogénolyse  
 $\sim + 90$  kJ/mol pour les naphènes

**b) Taux de transformation à l'équilibre :**

- Réactions complètes, donc transformation totale si on laisse un temps de séjour suffisant
- Dans le dernier réacteur, possibilité d'atteindre  $\Delta T > 0$ , si ces réactions l'emportent sur la déshydrocyclisation souhaitée

**c) Vitesse de réaction :**

- **Réactions lentes**, en compétition avec la réaction de déshydrocyclisation
- Réactions **très fortement accélérées** lorsque la température augmente
- Réactions accélérées lorsque la pression augmente

**d) Gain d'octane**

- Le craquage ne produit pas d'octane en soi
- Cependant, la formation de gaz "concentre" les aromatiques, d'où une augmentation de l'indice d'octane

**e) Production d'hydrogène**

- L'hydrocraquage consomme de l'hydrogène en faible quantité
- Dilution de l'hydrogène par augmentation du pourcentage d'hydrocarbures légers dans le gaz de recycle et le gaz d'export.

**f) Conséquences et servitudes :**

- Diminution du rendement en réformât
- Diminution de la quantité d'hydrogène produite
- Destruction de paraffines pouvant potentiellement se transformer en aromatiques et ainsi améliorer l'octane
- Diminution de la pureté en hydrogène dans le gaz de recycle et le gaz d'export.  
[18]

**II.6.2.5 Formation de coke****a) Effet thermique :**

- **Réaction complète** : Avec un temps de séjour suffisamment long, il est possible de transformer tous les hydrocarbures en coke

**b) Vitesse de réaction :**

- Une augmentation de la température accélère la réaction
- Une diminution de la pression accélère la réaction
- Vitesse très lente si présence d'hydrogène afin de protéger les hydrocarbures

**c) Conséquences et servitudes :**

- Diminution de l'activité du catalyseur

- Nécessité d'augmenter la température pour contrer cette baisse d'activité
- Nécessité de régénérer le catalyseur pour brûler le coke
- Importance du recyclage du gaz riche en hydrogène pour protéger le catalyseur
- Dernier réacteur : le plus coké, car le plus haut en température. [18]

### II.6.3 Influence des variables opératoires sur les transformations chimiques

#### II.6.3.1 Effet de la pression partielle de l'hydrogène

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

À basse pression : la vitesse de craquage s'en trouve réduite et la vitesse de déshydrocyclisation augmentée, ainsi que la vitesse de cokage. [14]

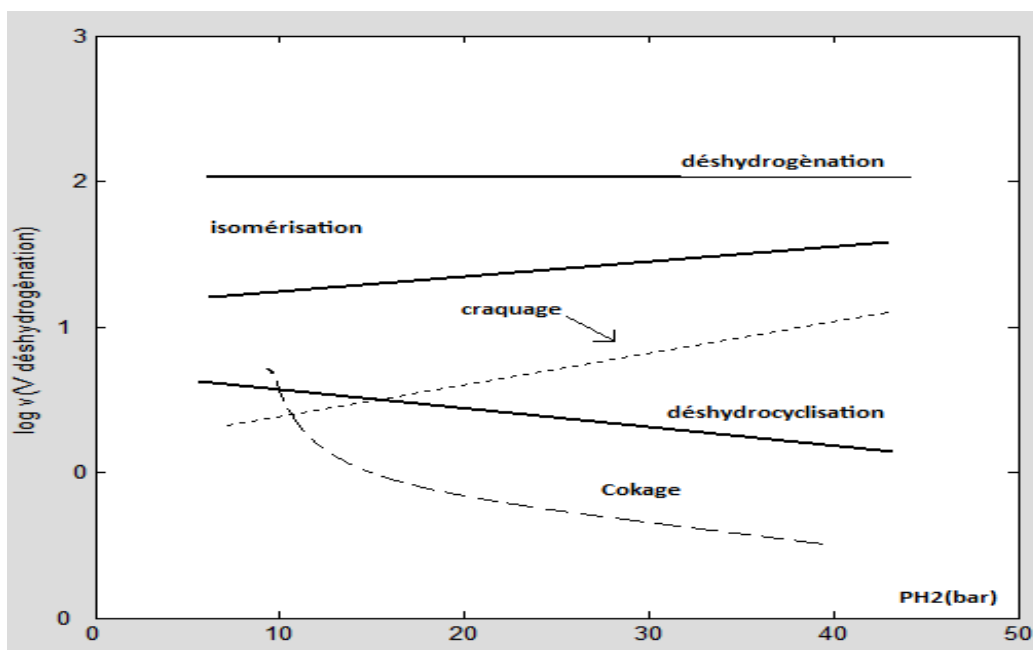


Figure II.1 : Vitesse des diverses réactions en fonction de la pression d'hydrogène

#### II.6.3.2 Effet de la température

Une augmentation de la température favorise la cinétique de déshydrogénation, d'isomérisation, de déshydrocyclisation mais accélère encore davantage les réactions de dégradation (craquage, cokage).

Par conséquent, une augmentation de température conduit à une augmentation de l'indice d'octane associée à une diminution du rendement du reformat. Donc il faut toutefois

une augmentation de température modérée pendant la vie du catalyseur pour maintenir son activité et par conséquent pour obtenir l'indice d'octane du produit. [14]

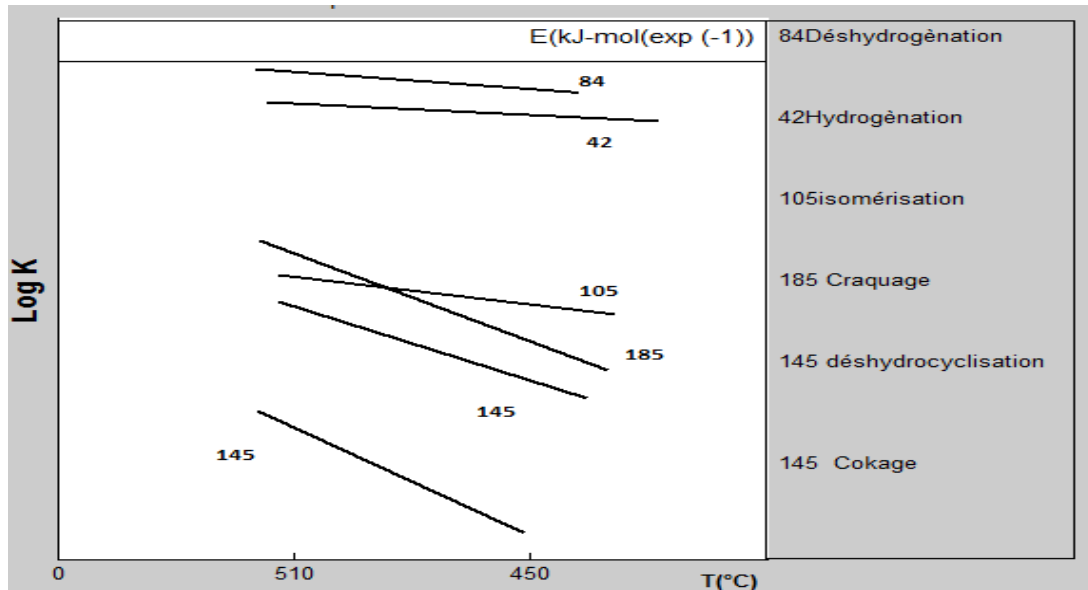
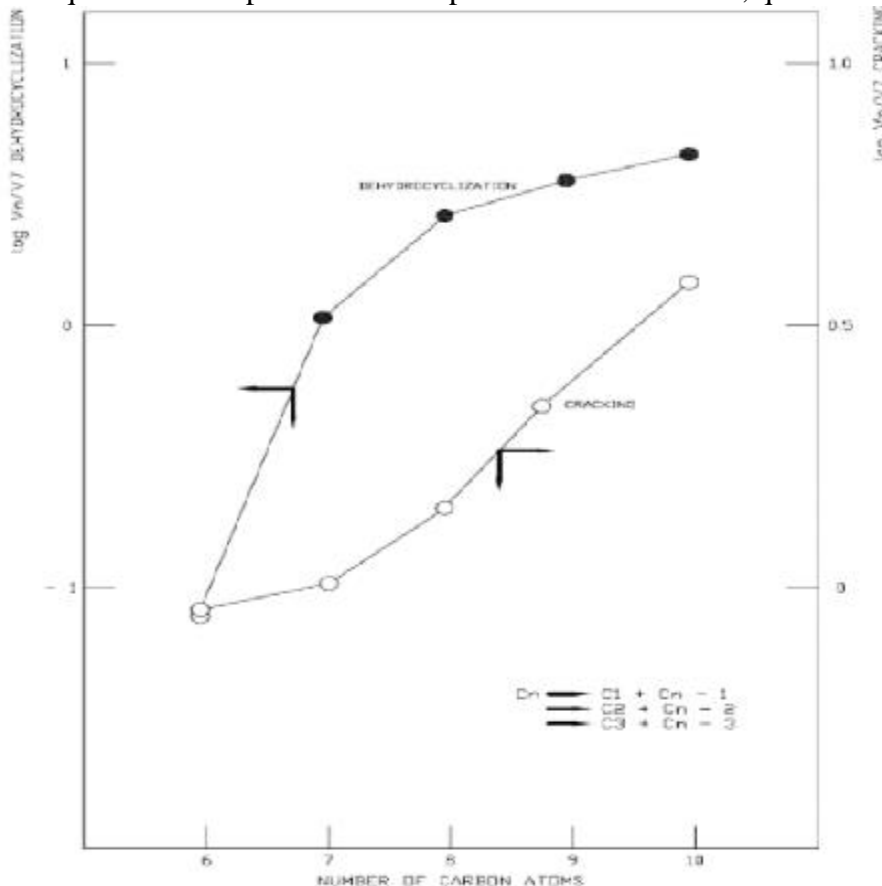


Figure II.2 : Influence de la température sur les vitesses de réaction

### II.6.3.3 Effet sur le nombre d'atomes de carbone

La déshydrocyclisation des paraffines en C6 pour donner du benzène est plus difficile que celle de la paraffine en C7 pour donner du toluène, qui est elle-même plus difficile que celle



de la paraffine en C8 pour donner des xylènes. Par conséquent, la fraction qui convient le mieux pour alimenter un procédé de reformage est la fraction C7-C10. [14]

Figure II.3 : les vitesses de déshydrocyclisation et de craquage en fonction du nombre d'atomes de carbone

## II.7 Variables des Procédés

Les variables des procédés sont :

- Pression,
- Température,
- Vitesse spatiale,
- Pression partielle d'hydrogène ou taux de recyclage H<sub>2</sub>/HC,
- Qualité de charge d'alimentation,
- Teneur en coke du catalyseur utilisé à la sortie du dernier réacteur.

Les grandeurs ci-dessus sont des variables indépendantes : chacune d'elles peut être définie par l'opérateur indépendamment des autres, et ce dans la plage de fonctionnement de l'équipement.

Pour un ensemble de variables indépendantes et pour les mêmes caractéristiques d'alimentation, il n'y a qu'une performance de l'unité, c'est-à-dire qu'un ensemble de valeurs pour :

- Les rendements de production,
- La qualité de produit (octane),
- La stabilité du catalyseur (cokéfaction). [14]

### II.7.1 Pression

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

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

Plus la pression est faible, plus les rendements sont élevés à la fois pour le reformat et pour l'hydrogène, pour un indice d'octane donné. C'est pour cela que l'on réduit la chute de pression dans l'unité et que l'on recherche la pression de fonctionnement la plus faible possible. Cependant, les basses pressions augmentent la cokéfaction. [14]

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

- L'augmentation de la pression de service est limitée par la pression de design des équipements ;
- L'abaissement de la pression de service est limité par la puissance de design et

le volume d'aspiration du compresseur de recyclage.

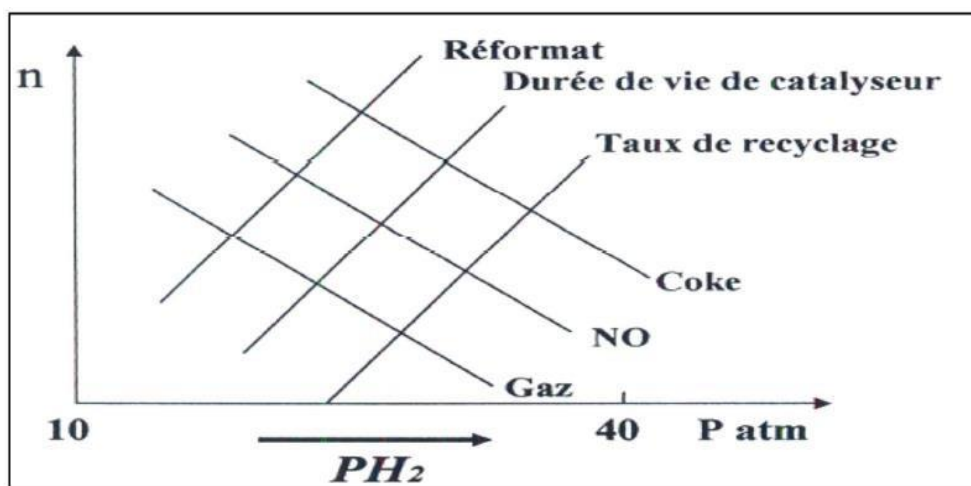


Figure II.4 : Influence de la pression

### II.7.2 Température

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

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

Une augmentation de la température en entrée du réacteur entraîne :

- Une augmentation de la conversion des composés non aromatiques de l'alimentation, principalement des paraffines. Or, du fait que la réaction d'hydrocraquage est davantage favorisée que la cyclisation des paraffines, le résultat final est le suivant :
  - une augmentation de l'indice d'octane, mais une diminution de la production de reformat ;
  - une augmentation du dépôt de coke, compensée par une augmentation de la circulation de catalyseur pour maintenir au même niveau la teneur en coke du catalyseur. [14]



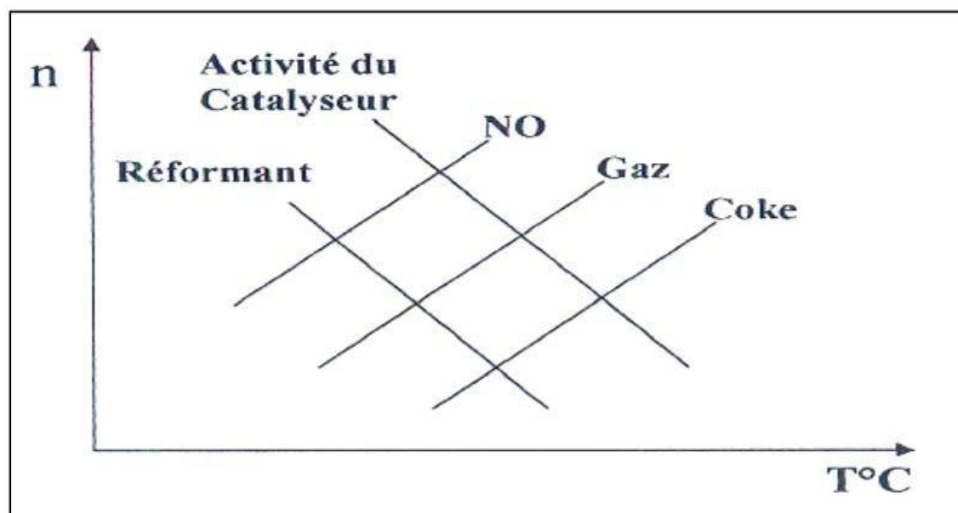


Figure II.5 : Influence de la température.

### II.7.3 Vitesse spatiale

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

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

Une baisse de la vitesse spatiale signifie une augmentation du temps de séjour, par conséquent une sévérité accrue, ce qui se traduit par une augmentation de l'indice d'octane, une plus faible production de reformat et davantage de dépôt de coke. Son effet est donc qualitativement identique à celui de la température et le langage cinétique correct consiste à dire que : [14]

**V déshydrogénations >> V isomérisation > V hydrocraquage > V déshydrocyclisation.**

### II.7.4 Ratio $\text{H}_2/\text{HC}$ et pression partielle de $\text{H}_2$

Le ratio  $\text{H}_2/\text{HC}$  est le ratio d'hydrogène pur dans le gaz de recyclage (en mole/heure) sur le débit d'alimentation (en mole/heure).

La pression partielle d'hydrogène est liée au ratio  $\text{H}_2/\text{HC}$ . Du fait de la faible flexibilité de la pression totale dans la pratique, la pression partielle d'hydrogène est essentiellement réglée par le flux de recyclage.

L'hydrogène de recyclage est nécessaire à l'opération de reformage pour des raisons de stabilité du catalyseur. Il a pour effet de balayer les produits de réaction et les matériaux condensables du catalyseur et de fournir au catalyseur de l'hydrogène immédiatement disponible. Une augmentation du ratio H<sub>2</sub>/HC entraîne le naphta à travers les réacteurs à une plus grande vitesse et fournit une dissipation thermique plus importante pour la réaction endothermique. Il en résulte en définitive une plus grande stabilité.

Un ratio H<sub>2</sub>/HC plus faible diminue la pression partielle d'hydrogène et augmente la formation de coke. Sur la plage de fonctionnement typique, le ratio H<sub>2</sub>/HC a peu d'influence sur la qualité ou le rendement de la production. Ce n'est pas une variable que l'opérateur règle en général, elle est définie à la conception sur la base d'un compromis économique entre le dimensionnement des équipements, c'est-à-dire des compresseurs de recyclage, des réchauffeurs et de l'unité de régénération.

De plus, pour une unité donnée, la quantité de recyclage est limitée par les caractéristiques du compresseur de recyclage (puissance, débit à l'aspiration). [14]

## II.7.5 Qualité de l'alimentation

### II.7.5.1 Plage de distillation

Les fractions légères ont une faible teneur en naphthènes et en aromatiques et, par conséquent, une forte teneur en paraffines C<sub>6</sub>. La cyclisation des paraffines C<sub>6</sub> en aromatiques est plus difficile que la cyclisation des paraffines C<sub>7</sub> ou C<sub>8</sub>.

Par conséquent, pour un indice d'octane donné, plus la charge d'alimentation est légère, plus la sévérité requise est élevée ou, inversement, à sévérité constante, un bas point d'ébullition initial conduit à de faibles rendements de production en aromatiques et en hydrogène.

Les fractions lourdes ont une forte teneur en naphthènes et en aromatiques. Par conséquent, elles ont besoin d'une sévérité moindre pour obtenir de bons rendements. Cependant ces fractions contiennent aussi des composés polycycliques qui produisent un dépôt de coke important sur le catalyseur.

Un point final d'ébullition élevé de la charge d'alimentation est favorable jusqu'à un certain point, et représente un facteur négatif au-delà. Généralement, il n'est pas recommandé d'avoir un point final d'ébullition supérieur à 180 °C.μ. [14]

### II.7.5.2 Composition Chimique

La composition chimique détaillée de la charge d'alimentation est déterminée par chromatographie en phase gazeuse. Cette analyse est nécessaire pour prévoir la production d'aromatiques et d'hydrogène, ainsi que la sévérité de l'opération.

Même si cela ne suffit pas pour une prédiction complète, il s'est avéré très utile de disposer d'un indice de caractérisation des charges d'alimentation lié à la teneur en aromatiques effective et probable de la charge. Il a été longtemps fait usage de  $N + 2A$  (N et A étant le pourcentage en volume de naphthènes et d'aromatiques dans la charge).

Plus cet indice est élevé, plus la sévérité d'opération est faible, à spécifications de produit égales. Plus cet indice est faible (c'est-à-dire plus la teneur en paraffines est élevée), plus la sévérité d'opération est élevée, à spécifications de produit égales, à mesure que la déshydrocyclisation des paraffines devient importante. [14]

### ❖ Exemple

- Une charge **moins naphténiq**ue (plus paraffinique) devra être traitée à **plus haute température**, ce qui aura pour conséquences :
  - ✓ Un rendement plus faible
  - ✓ Une production de gaz plus importante
  - ✓ Un cokage du catalyseur plus rapide

#### II.7.5.3 Impuretés de la charge

L'activité du catalyseur peut être réduite de manière temporaire ou permanente par les poisons contenus dans la charge d'alimentation. [14]

<i>Composant</i>	<i>Max. admissible (en masse)</i>
<i>Soufre (sous forme d'élément soufre)</i>	<i>0,5 ppm max</i>
<i>Azote organique (sous forme d'élément azote)</i>	<i>0,5 ppm max</i>
<i>Eau ou produits oxygénés</i>	<i>5 ppm max</i>
<i>Chlore</i>	<i>0,5 ppm max</i>
<i>Fluor</i>	<i>0,5 ppm max</i>
<i>Arsenic</i>	<i>5 ppb max</i>
<i>Plomb</i>	<i>5 ppb max</i>
<i>Cuivre</i>	<i>&lt; limite de détection</i>
<i>Fer</i>	<i>&lt; limite de détection</i>

**Tableau II.2 :** Impuretés maximales admissibles (en masse) dans la charge d'alimentation.

### II.7.6 Rapport Eau-Chlore

L'un des facteurs les plus critiques est l'environnement eau-chlorure du catalyseur. Tandis que l'équilibre eau-chlorure est important sur tous les catalyseurs de platine, il est plus particulièrement important sur les catalyseurs bimétalliques. Les catalyseurs bimétalliques fonctionnent généralement à un niveau plus bas de la teneur en eau du gaz de recyclage pour optimiser le rendement et la stabilité du catalyseur. Cela induit une réponse lente de l'unité aux variations du taux d'injection de chlore, ainsi qu'aux ajustements suite à des perturbations.

Bien qu'une quantité trop importante d'eau dans le recyclage (supérieure à 30 ppm en vol.) soit néfaste pour le catalyseur, il est également admis qu'un peu d'eau (de 15 à 25 ppm en vol.) soit nécessaire pour activer la fonction acide du catalyseur.

Dans une unité CCR, la quantité d'eau produite lors de la phase de réduction est normalement de 15 à 25 ppm en vol. Dans le recyclage, Un analyseur d'humidité en ligne permet de contrôler cette valeur.

Du chlore est injecté lors de la phase d'oxychloration et son débit est réglé pour correspondre à la plage recommandée de 0,9 % à 1,1 % en masse de chlore sur le catalyseur.

L'injection de chlore dans la charge d'alimentation peut être nécessaire dans quelques cas comme par exemple après un afflux d'eau anormal dans la charge, ou si l'unité de régénération est arrêtée. [14]

#### ➤ **Phénomène d'élution**

- **Excès d'eau** → élution du chlore → diminution du rendement en aromatiques et frittage du platine.
  - **Manque d'eau** → surchloration → augmentation des réactions d'hydrocracking et de cokage.
- Contrôle du taux de chlore sur le catalyseur
  - Distribution homogène du chlore dans l'ensemble du lit catalytique

#### ➤ **La déchloration du catalyseur est favorisé par plusieurs facteurs**

- Hautes températures.
- Fortes teneurs en eau dans le gaz.
- Faible teneur en chlore dans le gaz.
- Fort dépôt de coke sur le catalyseur.

### II.7.7 Résumé

Le Tableau II.4 résume l'effet théorique sur la performance de l'unité de chaque variable indépendante du procédé considérée séparément.

↗		Rendement en réformat	RON du réformat	Rendement H <sub>2</sub> (gaz export)	Cokage du catalyseur
Température		↘	↗	↗	↗
Pression		↘	↘	↘	↘
H <sub>2</sub>		=	↘	=	↘
—					
HC					
Vitesse spatiale		↗	↘	↘	↘
Qualité de la charge	PI	↗	↗	↗	↘
	PF	↗ jusqu'à un certain niveau	↗	=	↗
	A + 0,85 N	↗	↗	↗	↘

**Tableau II.3** : l'effet théorique sur la performance de l'unité de chaque variable du procédé. [18]

## II.8 catalyseur de réformage catalytique CCR

### II.8.1 Définition

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

Un catalyseur agit avec sa surface : les molécules de la charge se déposent sur la surface ainsi que dans les pores et se transforment sur cette dernière. La composition chimique du catalyseur doit être adaptée aux transformations souhaitées ce qui explique la diversité des formules catalytiques. Aussi, l'action d'un catalyseur sur une réaction s'appelle une catalyse. [19]

### II.8.2 Propriétés de catalyseur CCR

Les caractéristiques principales d'un catalyseur, outre ses propriétés mécaniques et physiques, sont les suivantes :

- **L'activité** qui exprime l'aptitude du catalyseur à augmenter la vitesse des réactions en jeu. Elle est mesurée par la température à laquelle le catalyseur doit être utilisé pour produire un reformat d'un indice d'octane donné, pour une charge donnée et à des conditions de fonctionnement données ;
- **La sélectivité** exprime l'aptitude du catalyseur à favoriser des réactions souhaitables plutôt que d'autres. Dans la pratique, elle est mesurée par les rendements de C5+ reformat et hydrogène, pour une charge et un indice d'octane donnés, et à des conditions de fonctionnement données ;
- **La stabilité** caractérise le changement dans le temps des performances du catalyseur (c'est-à-dire son activité, sa sélectivité) lorsque les conditions de fonctionnement et la charge sont stables. C'est surtout le dépôt de coke qui affecte la stabilité, par son inhibition de l'acidité du catalyseur et la diminution de la surface de contact métallique. Des traces de métal dans la charge affectent également la stabilité de façon négative.

La stabilité se mesure en général par la quantité de charge traitée par masse unitaire de catalyseur (c'est-à-dire en m<sup>3</sup> de charge par kg de catalyseur). La production de reformat C5+ en masse dans des conditions stables est aussi une mesure indirecte de la stabilité. [14]

### II.8.3 Nature du Catalyseur de reformage catalytique CR 401

Il est constitué par de l'alumine chlorée sur laquelle sont dispersés des métaux (platine, rhénium ...), son prix est très élevé et il faut utiliser environ 70 tonnes dans une unité qui traite 100 t/h de charge.

Le catalyseur de platine et d'étain à base d'alumine de grande pureté **CR 401** sert au reformage du naphta lourd. Ce catalyseur est fabriqué par Axens et il est disponible sous forme sphérique.

CR 401 est un catalyseur de reformage bi-métallique, platine-étain, mis au point pour produire une essence à haut indice d'octane à partir de naphta de distillation directe. Il a été conçu pour le procédé de reformage à régénération continue. [14]

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

**Tableau II.4** : Les différentes propriétés du catalyseur CR401



**Figure II.6 :** Illustration du catalyseur CR401.

#### II.8.4 Caractéristiques du catalyseur CCR

Les catalyseurs sont constitués d'un catalyseur multi-métallique formé de platine et de promoteurs métalliques sur un support d'alumine.

Les principales caractéristiques sont les suivantes :

- Support d'alumine haute pureté présentant une forte résistance à l'attrition.
- Stabilité et sélectivité élevées du fait du platine associé à d'autres métaux (promoteurs) ;
- Régénérabilité élevée, idéale pour les opérations de régénération en continu ;
- Forte rétention des chlorures.

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

- ❖ Rendement de reformat élevé,
- ❖ Rendement d'hydrogène élevé,
- ❖ Coefficient en service élevé ;
- ❖ Longue durée de vie ;
- ❖ Faible stock de catalyseur ;
- ❖ Faibles coûts d'exploitation.

#### II.8.5 Mécanisme du catalyseur CCR

L'activation des réactions est réalisée par des catalyseurs susceptibles de favoriser aussi bien l'isomérisation et la cyclisation que la déshydrogénation. De ce fait, les systèmes catalytiques mis en œuvre sont bi-fonctionnels métallique-acide. [14]

### II.8.5.1 Fonctions métallique et acide

Le catalyseur a une influence sur les vitesses de réaction de par ses deux fonctions différentes : **métallique** et **acide**, qui favorisent différents types de réaction. [14]

Les réactions de déshydrogénation et d'hydrogénation sont étendues par le métal du catalyseur.

Les **réarrangements de structure moléculaire** (de linéaire à cyclique, par exemple) qui impliquent une réorganisation des liaisons carbone sont essentiellement catalysés par la **fonction acide** du support.

Du fait de son activité d'hydrogénation et de déshydrocyclisation élevée, le platine a été sélectionné pour le métal de base du catalyseur. Des promoteurs ont été ajoutés pour améliorer la sélectivité et la stabilité du catalyseur.

Le support est de l'alumine de haute pureté (fonction acide) qui intervient essentiellement pour la cyclisation des paraffines en aromatiques.

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

- **Déshydrogénation** → Fonction métallique
- **Déshydrocyclisation** → Fonctions métallique + acide
- **Isomérisation** → Fonction acide
- **Hydrogénolyse** → Fonction métallique
- **Hydrocraquage** → Fonctions métallique + acide

#### II.8.5.1.1 Fonction métallique

Pour une activité catalytique maximale, le métal doit être fortement dispersé sur le support en alumine et au-dessous de la taille maximale possible de particules (la valeur effective est de l'ordre de  $1.10^{-6}$  mm). Cette forte dispersion et cette taille micrométrique des particules, résultant du procédé spécial de fabrication, doivent être maintenues durant la vie du catalyseur en mettant en place des conditions de fonctionnement appropriées.

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

- Un empoisonnement de la phase métallique ;
- Une altération de la phase métallique sur le support.
- En effet, il peut se produire un frittage de la phase métallique durant la première étape de régénération (combustion du coke), en raison des hautes températures locales et du haut niveau de pression partielle de l'eau. L'étape d'oxychloration, qui succède à la



combustion du coke, permet une bonne redispersion de cette phase métallique.

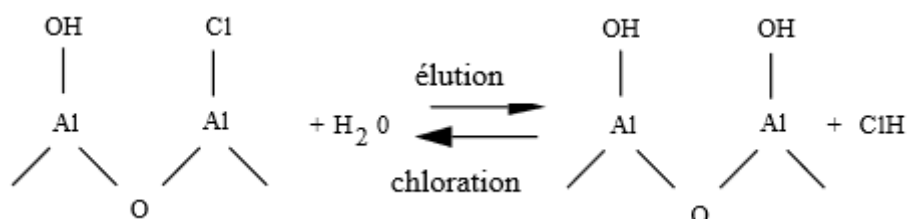
Une réduction humide conduit également au frittage de la phase métallique. [14]

### II.8.5.1.2 Fonction acide

Il faut un certain niveau d'acidité du support de catalyseur pour promouvoir certaines des réactions souhaitées (isomérisation, déshydrocyclisation), ce qui conduit par conséquent à une maximisation des performances souhaitées (production de reformat, rendements en hydrogène ou en indice d'octane). Le niveau optimal d'acidité change quelque peu en fonction de ces performances souhaitées. [14]

L'acidité du catalyseur dépend de la quantité de chlore fixée sur le catalyseur à la fabrication. En fonctionnement, la teneur en chlore du catalyseur varie en fonction de l'humidité du gaz de recyclage et de l'éluion à l'eau du chlore, ce qui se produit surtout pendant l'étape de combustion du coke, en raison de la formation d'eau de combustion. C'est pourquoi ce niveau doit être ajusté pendant l'oxychloration et maintenu dans une plage comprise entre 0,9 % à 1,1 % en masse.

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



Selon la théorie simplifiée, généralement acceptée aujourd'hui, le niveau d'acidité optimal (qui varie en fonction des performances requises) est fonction du ratio des liaisons -OH sur les liaisons -Cl, qui sont adsorbées à la surface du catalyseur. Ce ratio est à son tour fonction de la teneur en eau et en HCl du gaz de recyclage du fait de l'équilibre existant entre l'eau et HCl dans le gaz de recyclage, et des liaisons -OH et -Cl sur le catalyseur. [14]

#### a). Excès d'humidité

Le bon niveau d'acidité du catalyseur est contrôlé par l'équilibre entre H<sub>2</sub>O et HCl. **Un excès d'eau** dans le gaz de recyclage décalera l'équilibre en direction d'un excès de liaisons -OH, ce qui a pour conséquence **une réduction de l'activité**. [14]

#### b). Manque d'humidité

Inversement, si **la quantité d'eau dans le gaz de recyclage est trop faible** (cas peu fréquent), le catalyseur est réputé trop sec et l'équilibre entre -OH et -Cl se décale en direction de -Cl. Autrement dit, le catalyseur est alors surchloré, ce qui signifie que sa **fonction acide est exacerbée (tendance à l'hydrocraquage)**. Bien entendu, une surchloration du catalyseur peut simplement provenir de la présence accidentelle de chlore, ou d'un apport incontrôlé dans la charge. [14]

**Pour conclure, pour un fonctionnement optimal de l'unité de reformage CCR :**

- **La teneur en eau dans le gaz de recyclage doit être maintenue entre 15 et 25 ppm en volume et il convient que la teneur en HCl associée soit de l'ordre de 1 ppm en volume.** Il faut noter que la détermination de la teneur en HCl n'est pas très fiable.
- **La teneur en chlore du catalyseur régénéré doit être maintenue entre 0,9 % et 1,1 % en masse.** Les opérateurs peuvent régler la vitesse d'injection de chlore dans la zone d'oxychloration du régénérateur, sur la base de l'analyse du catalyseur.

### II.8.6 Contaminants du catalyseur

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

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

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

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

Pour les catalyseurs conventionnels à lit fixe ainsi que pour les catalyseurs régénérés en continu, **les principaux poisons permanents** sont **l'arsenic, le plomb, le cuivre, le fer, le nickel, le chrome, le mercure, le sodium, le potassium.**

Les impuretés provenant de la charge sont éliminées par des unités de pré-traitement. Cependant, leur efficacité n'est jamais totale et généralement limitée en fonction du type d'impuretés à éliminer. De plus, un mauvais réglage des conditions de fonctionnement de l'unité de pré-traitement conduit à une diminution d'efficacité. [14]

Un fonctionnement calme et efficace de cette unité de reformage exige le réglage approprié et le contrôle des conditions de fonctionnement de l'unité de prétraitement.

### II.8.6.1 Poisons temporaires

- Soufre

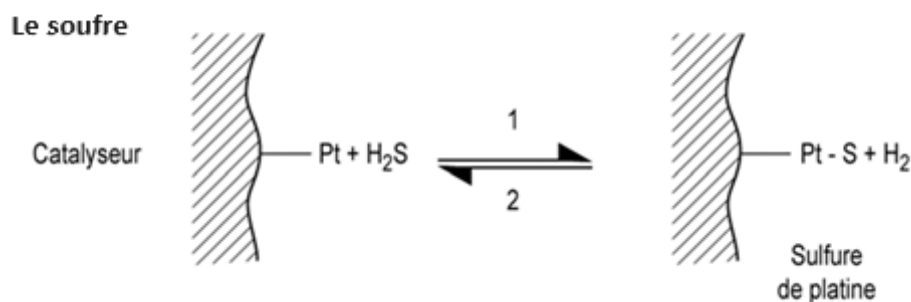
Le soufre est l'impureté la plus courante que l'on puisse trouver dans la charge d'une unité de reformage. La concentration maximale admissible est de 0,5 ppm en masse pour S.

Dans la mesure du possible, un fonctionnement à faible teneur en soufre procurera au catalyseur une stabilité et une sélectivité supplémentaires. [14]

#### Mécanisme

L'empoisonnement est dû à H<sub>2</sub>S contenu dans la charge de l'unité, ou bien résultant de la décomposition, sur le catalyseur, de composés sulfurés contenus dans la charge.

H<sub>2</sub>S réagit avec le platine selon la réaction d'équilibre : [18]



#### Effet de la contamination au soufre

La contamination au soufre inhibe la fonction métallique du catalyseur. Cela se traduit par :

- Une diminution des rendements d'hydrogène ;
- Une diminution de la pureté de recyclage ;
- Une augmentation de l'hydrocraquage (augmentation du rendement de production de GPL) ;
- Une réduction des chutes de température dans les réacteurs, notamment dans le premier, et parfois une augmentation de la chute de température à travers le deuxième réacteur ;
- Une augmentation de la vitesse de cokage. [18]

### Prévention de contamination

L'élimination du soufre se fait en pré-traitant la charge de naphta, ce qui se traduit par une production de H<sub>2</sub>S. [18]

- **Azote**

L'azote est moins fréquemment présent que le soufre dans la charge de reformage. Rarement présent dans le naphta de distillation directe, l'azote est une impureté habituelle du naphta de craquage et peut également provenir de l'injection d'inhibiteurs de corrosion à base d'amine. [14]

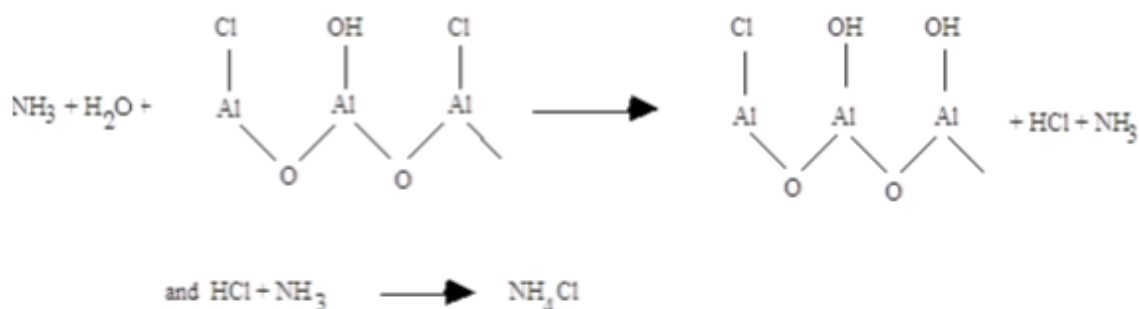
La concentration maximale admissible dans la charge est de 0,5 ppm en masse, exprimé sous forme d'azote organique.

### Mécanisme

En fait, les composants organiques contenant de l'azote sont responsables de l'inhibition mais l'azote gazeux lui-même (N<sub>2</sub>) n'a aucun effet négatif.

La contamination est due au NH<sub>3</sub> qui se forme par décomposition de composés contenant de l'azote organique, sur le catalyseur. Puis NH<sub>3</sub> qui a un pH alcalin réagit avec le chlore en diminuant la fonction acide du catalyseur et en produisant du chlorure d'ammonium NH<sub>4</sub>Cl. Ce composé est volatil dans les conditions de fonctionnement des réacteurs et il est éliminé en induisant une perte de chlore. [18]

La réaction peut se schématiser comme suit :



### Effet de la contamination à l'azote

La contamination à l'azote réduit la fonction acide et se traduit par :

- Une diminution de l'indice d'octane ;
- Une légère diminution de production d'hydrogène ;
- Une réduction de la chute de température dans le réacteur.

De plus, le chlorure d'ammonium présent dans le gaz de recyclage peut se déposer dans les refroidisseurs, les compresseurs des séparateurs, etc., créant des problèmes mécaniques du fait qu'il se solidifie au-dessous de 80 °C. [18]

### **Prévention de contamination**

La suppression de l'azote organique est également assurée par le pré-traitement du naphta de la charge. Il faut cependant souligner que la suppression de l'azote est plus difficile que celle du soufre. Une suppression efficace de l'azote exige le recours à un catalyseur spécifique, également actif pour la désulfuration mais opérant généralement à une pression partielle d'hydrogène supérieure. S'il a une teneur élevée en azote, le naphta ne doit pas être envoyé vers une unité de pré-traitement qui n'a pas été conçue pour cela. [18]

- **Eau et composés organiques oxygénés**

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

L'eau n'est pas vraiment un poison car il est nécessaire de disposer d'une certaine quantité d'eau pour activer la fonction acide du catalyseur. Cependant, dans la pratique, les opérateurs considèrent généralement l'eau de la charge de reformage comme un problème majeur car un excès d'eau conduit à une diminution de l'activité du catalyseur.

La charge de naphta contient souvent de l'eau. De plus, de l'eau est fréquemment injectée dans les unités d'hydrotraitement de la charge de reformage afin d'éliminer les sels qui se forment dans la zone froide de la section de réaction. La teneur maximale admissible est de 4 ppm (en masse) dans la charge, ce qui correspond à environ 20 ppm en volume dans le gaz de recyclage pour des conditions de fonctionnement habituelles ( $P = 2,5$  à  $10 \text{ kg/cm}^2 \text{ g}$  ;  $T = 40 \text{ °C}$  au séparateur). [14]

### **Mécanisme**

L'eau a une influence sur la fonction acide du catalyseur.

### **Prévention de contamination**

L'élimination de l'eau se fait habituellement dans le stripper de l'unité d'hydrotraitement de la charge. Généralement, la contamination par l'eau provient de dysfonctionnements de l'installation. [18]

- **Halogènes (chlore, fluor)**

La quantité maximale admissible dans la charge de l'unité est de 0,5 ppm en masse pour chacun.

### **Mécanisme**

La présence de chlore dans la charge modifie la fonction acide du catalyseur et favorise la réaction d'hydrocraquage. Une fois le chlore éliminé, il est possible de rétablir l'équilibre correct de chlore dans le catalyseur.

L'effet du fluor est semblable mais il est plus difficile d'éliminer ce dernier du catalyseur. [14]

### **Effet du chlore, contamination par du fluor**

Les réactions d'hydrocraquage sont augmentées :

- Plus faible rendement de produit liquide de reformat ;
- Rendements GPL et C1 plus élevés ;
- Indice d'octane légèrement supérieur ;
- Diminution de la production d'hydrogène.

### **Prévention de contamination**

Il peut arriver que du chlore et du fluor soient présents dans du brut sous forme d'halogénures organiques pour des raisons techniques propres à la production. Ils sont normalement éliminés au stade du pré-traitement mais, en cas de présence d'une quantité appréciable (plusieurs ppm en masse), ils peuvent entraîner une très forte corrosion dans la partie froide de la section de réaction HDT. [18]

#### **II.8.6.2 Poisons permanents**

Les poisons permanents ont été définis en tant que contaminants endommageant le catalyseur d'une façon irréversible.

Le Tableau ci-dessous donne la liste des principaux poisons permanents, ainsi que leurs niveaux acceptables dans l'alimentation et leur source la plus probable. [14]

Poisons	Niveau max. (en masse)	Source
Arsenic	5 ppb max	Naphtas de craquage
Plomb	5 ppb max	Rejets recyclés
Cuivre	< limite de détection	Corrosion
Mercure	1 ppb max	Naphta - condensats
Fer	< limite de détection	Corrosion
Sodium	< limite de détection	Pétrole brut
Silicium	< limite de détection	Additifs (moussants)
Calcium	< limite de détection	Pétrole brut
Nickel	< limite de détection	Corrosion
Magnésium	< limite de détection	Pétrole brut
Chrome	< limite de détection	Corrosion
Manganèse	< limite de détection	Pétrole brut

**Tableau II.5 :** la liste des principaux poisons permanents.

### Mécanisme

La plupart des métaux empoisonnent la fonction métallique (platine et promoteur) du catalyseur. Les poisons métalliques tendent à affecter le premier réacteur, puis à poursuivre leur avance en affectant le deuxième réacteur. Le premier réacteur est généralement le réacteur où l'empoisonnement est détecté pour la première fois. Du fait que dans l'unité de reformage CCR le catalyseur circule du premier réacteur vers les suivants, un empoisonnement peut affecter l'ensemble du catalyseur retenu si la cause de la pollution n'est pas trouvée. [14]

### Effet de la contamination par des métaux

La contamination par des métaux se caractérise par :

- Une baisse extrême du  $\Delta T$  dans le premier réacteur, associée à une augmentation du  $\Delta T$  dans le deuxième réacteur ;
- Une diminution de l'indice d'octane ;
- Une augmentation du rendement de produit liquide ;
- Diminution de la production d'hydrogène.

De plus, des problèmes mécaniques peuvent entraîner la récupération de produits de corrosion (écaillages, rouille, etc.) dans la première couche du premier lit de catalyseur, ou l'accumulation d'écaillages et de rouille dans les extrémités aveugles du premier réacteur.

### Prévention et causes de contamination

La prévention consiste en un hydrotraitement adéquat et une sélection appropriée des matériaux pour limiter la corrosion.

Les poisons métalliques sont généralement partiellement retenus sur les catalyseurs d'hydrotraitement amont. Cependant, la capacité de rétention est limitée et il peut se produire une pénétration. Une telle pénétration aboutit à une situation très dangereuse pour l'unité dans la mesure où ces poisons ne sont pas éliminés par la régénération catalytique. [14]

### **II.8.6.3 Coke**

Le coke qui se dépose sur le catalyseur est un poison temporaire dans la mesure où son effet négatif est réversible par régénération. Du fait de son importance capitale dans les unités de reformage catalytique, la formation de coke est traitée à part. [14]

#### **Mécanisme**

Les dérivés de l'indane, les aromatiques polynucléaires et les naphènes sont les précurseurs présumés de la formation de coke. Ils proviennent de faibles quantités d'aromatiques polynucléaires dans la charge (fonction de la nature du brut et du point final de la charge), ou bien des aromatiques produisant les réactions du procédé de reformage lui-même. Certains intermédiaires de la dioléfine des réactions de reformage sont également des précurseurs de coke potentiels.

Les dépôts de coke ont une incidence sur l'activité catalytique en réduisant la zone de contact entre le catalyseur et les réactifs.

La teneur normale de coke du catalyseur est comprise entre 4 et 6 % en masse. Le qualificatif « normale » signifie que le débit, la qualité de la charge d'alimentation et le niveau de sévérité sont à l'intérieur de la plage définie à la section correspondante et que la circulation du catalyseur est comprise à l'intérieur de la plage de fonctionnement. [14]

#### **Prévention et causes de contamination**

Du fait que la formation de coke est intrinsèquement associée aux réactions de reformage, il n'y a pas vraiment de moyen de l'éviter.

Le coke sera réduit par une diminution de la température des réacteurs (c'est-à-dire si la sévérité est réduite) et une augmentation de la circulation d'hydrogène. A contrario, une faible pression totale favorise la formation de coke. D'où le besoin d'une régénération continue pour les unités de reformage qui opèrent à des niveaux de sévérité élevés (haute température) et à faible pression.

Un autre paramètre à surveiller pour réduire le coke est le point final de charge, afin de limiter la quantité de polyaromatiques lourds. Dans les pays européens, le point final de charge



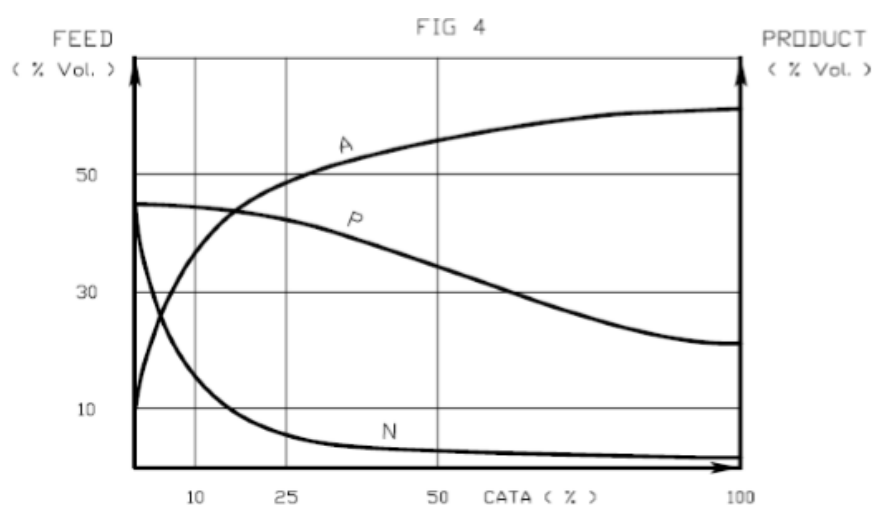
maximum admissible ne doit pas dépasser 180 °C (ASTM D86), le point d'ébullition final de l'essence commercialisée étant limité à 205 °C. [14]

### II.8.7 Distribution du catalyseur dans les réacteurs

La thermodynamique et la cinétique ont montré qu'il existe une plage optimale de température de fonctionnement, de 450 °C à 520 °C afin de favoriser simultanément la vitesse des réactions souhaitables et de limiter à un niveau acceptable celles qui sont indésirables. Pour chaque cas spécifique, la température de fonctionnement la plus appropriée est sélectionnée en tenant compte de la qualité de l'alimentation (aromatiques polynucléaires, plage de distillation, etc.) et des exigences liées au produit (octane). [14]

En raison du caractère fortement endothermique des réactions les plus importantes et les plus souhaitables (déshydrogénation des naphthènes et déshydrocyclisation des paraffines), cette température optimale ne peut pas être maintenue sur tout le volume de catalyseur. De plus, la déshydrogénation est aussi, de loin, la réaction la plus rapide, ce qui signifie que la température baisse très brusquement sur la première partie du catalyseur. Afin de rétablir l'activité du catalyseur, lorsque la température est descendue à un certain niveau qui dépend des réactions mises en jeu, la charge du réacteur est réchauffée. Pour y parvenir, le catalyseur est réparti sur plusieurs réacteurs (3 ou 4) et il est prévu des réchauffeurs intermédiaires.

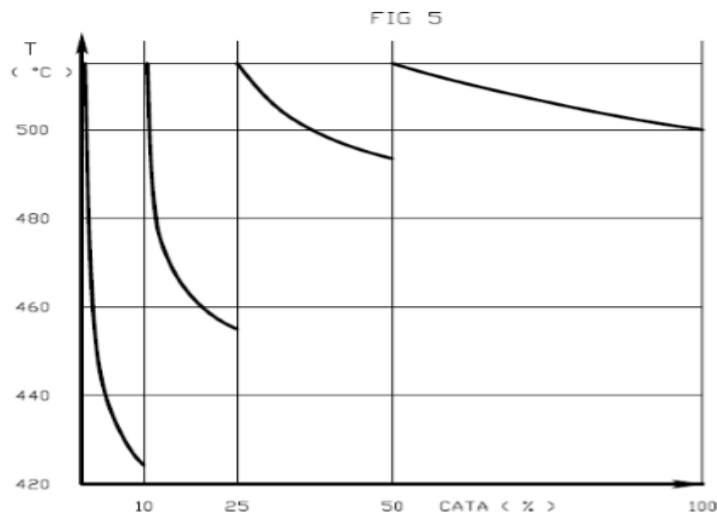
Les Figures ci-dessous illustrent ce point, montrant le profil de la quantité d'aromatiques polynucléaires sur tout le volume de catalyseur pour une charge donnée (paraffines : 45 % vol. liquide, naphthènes 45 % vol. liquide, aromatiques 10 % vol. liquide). Dans ce cas, il est inutile d'avoir plus de 10 % du catalyseur dans le premier réacteur car la déshydrogénation des naphthènes conduit à une température trop faible pour maintenir la réaction. L'effluent du réacteur est réchauffé afin de permettre la poursuite de l'hydrogénation des naphthènes et le démarrage de la déshydrocyclisation des paraffines. Sur les 15 % du catalyseur qui suit, répartis dans le deuxième réacteur, la température baisse à nouveau à un niveau où le réchauffage est exigé afin de permettre l'hydrocyclisation des paraffines.



**Figure II.7 :** Distribution du catalyseur dans les réacteurs selon la composition de la charge.

La répartition du catalyseur est alors la suivante :

- Premier réacteur = 10 %
- Deuxième réacteur = 15 %
- Troisième réacteur = 25 %
- Quatrième réacteur = 50 %



**Figure II.8 :**  
Distribution du catalyseur  
dans les réacteurs.

**Bien entendu,**

**chaque cas spécifique a sa propre répartition de catalyseur.**

**Pour présenter les choses d'une façon quelque peu simplifiée** mais pratique d'un point de vue opérationnel, **les principales réactions ont lieu dans les différents réacteurs dans l'ordre suivant :**

- Premier réacteur :
  - Déshydrogénation
  - Isomérisation
- Deuxième réacteur :
  - Déshydrogénation
  - Isomérisation
  - Craquage
  - Déshydrocyclisation
- Troisième et quatrième réacteurs :
  - Craquage
  - Déshydrocyclisation
  -

## CONCLUSION

D'après l'analyse qui précède, il est possible de formuler les conclusions suivantes :

- ❖ Les réactions principales du reformage catalytique sont :
  - La **déshydrogénation** des naphènes
  - La **déshydrocyclisation** des paraffines
  - L'**isomérisation** des paraffines et des naphènes cyclopentaniques
  - L'**hydrocraquage** et l'**hydrogénolyse**
  - Le **cokage**
- ❖ Compte tenu des caractéristiques cinétiques et thermodynamiques de ces réactions :
  - Les **basses pressions** favorisent toutes les **réactions souhaitables et réduisent le craquage**. Pour compenser l'effet négatif des basses pressions sur le cokage, une unité de reformage à basse pression exige une régénération continue du catalyseur.
  - Une **augmentation de la température** favorise la **cinétique des réactions** de déshydrogénation, d'isomérisation, de déshydrocyclisation, mais accélère encore davantage les réactions de dégradation (craquage, cokage). Par conséquent, une augmentation de température conduit à une **augmentation de l'indice d'octane** associée à une **diminution du rendement du reformat**.
  - Les vitesses de réaction aussi importantes que la déshydrocyclisation des paraffines augmentent notablement avec le nombre d'atomes de carbone. La cyclisation est plus rapide pour la paraffine en C8 que pour celle en C7, et plus
- ❖ Pour ajuster les performances de l'unité, plusieurs variables opératoires sont en jeu :
  - La **température** de réaction qui augmente l'octane du reformat
  - Le **débit de charge**
  - La **pression** est favorable à court terme au rendement et à l'octane. Mais elle pénalise la durée du cycle. La pression est peu utilisée comme variable opératoire.

Il est important de noter que le réformeur peut être utilisé comme fournisseur d'une base essence à fort indice d'octane, mais également comme fournisseur de composés aromatiques pour la pétrochimie, ou encore comme fournisseur d'hydrogène.

- ❖ Les trois principales qualités d'un catalyseur sont :
  - **L'activité**
  - **La sélectivité**
  - **La stabilité**

- ❖ Le catalyseur est sensible à certains poisons :
  - Les métaux comme le plomb, le cuivre, le mercure ou le sodium, irréversibles
  - Le soufre qui empêche le platine d'assurer sa fonction, temporairement
  - L'azote et l'eau qui gênent le chlore, temporairement
  - Le coke qui réduit la surface accessible aux molécules, éliminé par régénération
  
- ❖ Le catalyseur est régénéré périodiquement selon la procédure type suivante :
  - Arrêt de l'unité et balayage des hydrocarbures
  - Brûlage du coke en deux étapes sous azote avec peu d'oxygène
  - Redispersion du platine et des autres métaux
  - Réduction des métaux par l'hydrogène
  - Sulfuration pour passiver les métaux
  - Démarrage
  
- ❖ Enfin, les conditions de marche sont sévères en fonction de l'activité catalytique, de la stabilité du catalyseur et des rendements visés ou obtenus

## **Partie technologique**

### **Chapitre III**

## **Description de procédé CCR (Unité-520)**

### III.1 Description du Procédé CCR (U-520)

#### III.1.1 Introduction

Cette unité de reformage à régénération catalytique en continu (CCR) produira un reformat ayant un RONC de 102. Ce procédé a pour but de produire :

- Un reformat à haut indice d'octane ;
- Un gaz riche en hydrogène utilisé dans l'unité de purification d'hydrogène, dans les unités ISOM, NHT et de régénération ;
- Une décomposition GPL.

La capacité de la présente unité de régénération catalytique en continu – section de réaction est de 660 000 t/an, avec un coefficient en service de 8000 h/an et un taux de variation de 50 %. La capacité prévue de la section de régénération catalytique en continu est de 27 kg de coke consommé par heure, avec un débit de catalyseur prévu à la conception égal à 450 kg/h.

La charge de naphta pour une unité de reformage CCR contient en principe des paraffines en C6 à C11, des naphènes et des aromatiques. Ce procédé de reformage a pour but de produire des aromatiques à haut indice d'octane à partir de paraffines et de naphènes, destinés à servir soit de composants de mélange à haut indice d'octane comme dans le cas présent, soit de source pour des composés aromatiques spécifiques. Les naphènes se convertissent en composés aromatiques rapidement et de manière efficace. Ce n'est pas le cas des paraffines, qui exigent des conditions sensiblement plus sévères et, malgré cela, la conversion reste longue et inefficace.

Avec ce procédé, la conversion se fait en faisant passer le naphta sur un lit de catalyseur bimétallique (platine et étain imprégnés sur de l'alumine de pureté élevée), dans quatre réacteurs adiabatiques, en présence d'hydrogène à température relativement élevée et à basse pression. Le fait de travailler dans ces conditions de basse pression et de température élevée donne une vitesse de dépôt de coke sur le catalyseur relativement élevée. Dans ce cas, un procédé de type « semi-régénération » n'est pas pratique et il est nécessaire de disposer d'une unité de régénération catalytique en continu. Avec ce procédé, le catalyseur est retiré de la section de réaction avec un rythme fixe, régénéré dans l'unité de régénération catalytique en continu, puis renvoyé frais dans la section de réaction.

Le rythme de retrait et de régénération du catalyseur assure de disposer d'un catalyseur fortement actif en permanence, avec une faible teneur en carbone et une teneur contrôlée en chlorure/eau. Cela permet de maximiser les rendements de dégagement de gaz à la fois de reformat et d'hydrogène de haute qualité. [14]

### III.1.2 Unité de reformage CCR –Description de la section de réaction

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

- Section de réaction
- Section compression et absorbeur HP
- Sections de récupération GPL et stabilisateur. [14]

#### III.1.2.1 Section Réaction

La charge d'alimentation de l'unité de reformage catalytique est constituée d'un naphta lourd hydrotraité provenant du fond du stripper de naphta (500-C-002). Le mélange entre dans les limites de zone de l'unité de reformage. Un agent de chloration et de l'eau sont injectés alors que la charge d'alimentation pénètre dans l'unité pour contrôler l'équilibre eau-chlorure (si le régénérateur en continu est hors service) pour des performances optimales du catalyseur de reformage. De plus, un agent sulfurant est ajouté en entrée d'alimentation de l'unité. Ajouté en très faible quantité, l'agent sulfurant empêche le dépôt de coke dans les réchauffeurs et sur les parois des réacteurs. Après avoir pénétré dans l'unité et l'injection de produits chimiques, la charge d'alimentation passe par les filtres de charge (520-ST-001 A/B) pour retirer toutes les particules ayant pu se déposer dans l'échangeur à plaques soudées 520-E001. La charge est ensuite mélangée à l'hydrogène de recyclage provenant du compresseur de recyclage (520-K-001) dans l'échangeur de chaleur à plaques soudées 520-E-001. Il s'agit d'un véritable échangeur à contre-courant conçu pour une chute de pression minimale et une récupération de chaleur maximale par rapport à l'effluent du réacteur. La charge et l'hydrogène de recyclage combinés sont préchauffés cette fois par rapport à l'effluent du quatrième réacteur, puis ils sont encore portés à la température requise d'entrée dans le premier réacteur (514-539 °C à l'intérieur du préchauffeur (520-F-001)).

Les réacteurs sont de type à flux radial, la charge s'écoulant par le lit de catalyseur à partir de la circonférence extérieure vers la tuyauterie centrale. Dans le premier réacteur (520-R-001), les réactions sont essentiellement endothermiques et, par conséquent, l'effluent du réacteur nécessite d'être réchauffé dans le premier réchauffeur intermédiaire (520-F-002) pour être porté à la température requise d'entrée dans le deuxième réacteur (520-R-002). Les réactions dans ce réacteur sont moins endothermiques mais exigent cependant un réchauffage dans le deuxième réchauffeur intermédiaire (520-F-003) avant d'entrer dans le troisième réacteur (520-R-003). L'effluent du troisième réacteur est réchauffé dans le troisième réchauffeur intermédiaire (520-F-004) avant d'entrer dans le quatrième réacteur (520-R-004). L'effluent quitte le quatrième réacteur à environ 450-500 °C (en fonction de la position dans le cycle et dans la charge) et à 3,2 kg/cm<sup>2</sup>g. Les températures d'entrée des quatre réacteurs sont identiques. Ces températures d'entrée sont progressivement augmentées tout au long de la durée de vie du catalyseur. [14]

Dans les quatre réacteurs la charge est exposée au contact du catalyseur de reformage qui est réparti environ dans les proportions 12/18/25/45 %. Le catalyseur circule en continu :

- Dans les réacteurs, dans l'espace situé entre les dentelures et la tuyauterie centrale du haut vers le bas ;
- Du fond d'un réacteur à la partie haute du réacteur suivant ;
- Du dernier réacteur jusqu'à l'unité de régénération pour la régénération ;
- De l'unité de régénération, le catalyseur régénéré retourne au premier réacteur.

Dans l'unité de régénération, le catalyseur est régénéré au moyen d'un système automatique de boucle de régénération. La circulation du catalyseur est réalisée soit par gravité, soit par des systèmes d'élévation (lift) des gaz. Une description détaillée de la boucle de régénération est donnée à la section 5.

Les températures des quatre réacteurs sont contrôlées en régulant le débit de fuel gas/gaz naturel en direction des brûleurs. En quittant le quatrième réacteur (520-R-004), l'effluent en aval de l'échangeur de chaleur dans 520-E-001 par rapport à la charge du réacteur est refroidi à 40 °C par le refroidisseur à air de l'effluent du réacteur (520-EA-001) et par le refroidisseur (520-E-002) respectivement, avant d'entrer dans le ballon séparateur (520-D001). Une portion du gaz séparé (le gaz de recyclage) est comprimée dans un compresseur de gaz de recyclage entraîné par une turbine à vapeur (520-K-001) puis elle est recyclée vers les réacteurs. Le gaz restant qui constitue le gaz de production d'hydrogène est acheminé vers une section de compression et de remise en contact afin d'améliorer la pureté de l'hydrogène et le rendement de production des hydrocarbures liquides. [14]



Le liquide séparé est pompé par 520-P-001 A/B sous une régulation en cascade LC/FC, pour être ensuite recombinaé au gaz riche en H<sub>2</sub> dans la section de l'absorbeur HP. La pression de la section de réaction est contrôlée en faisant varier la recirculation des surpresseurs 520-K-002 A/B et le débit du gaz de purge du ballon séparateur 520-D-001. Le gaz de purge est acheminé vers la torche et, dans des conditions idéales, son débit est égal à zéro.

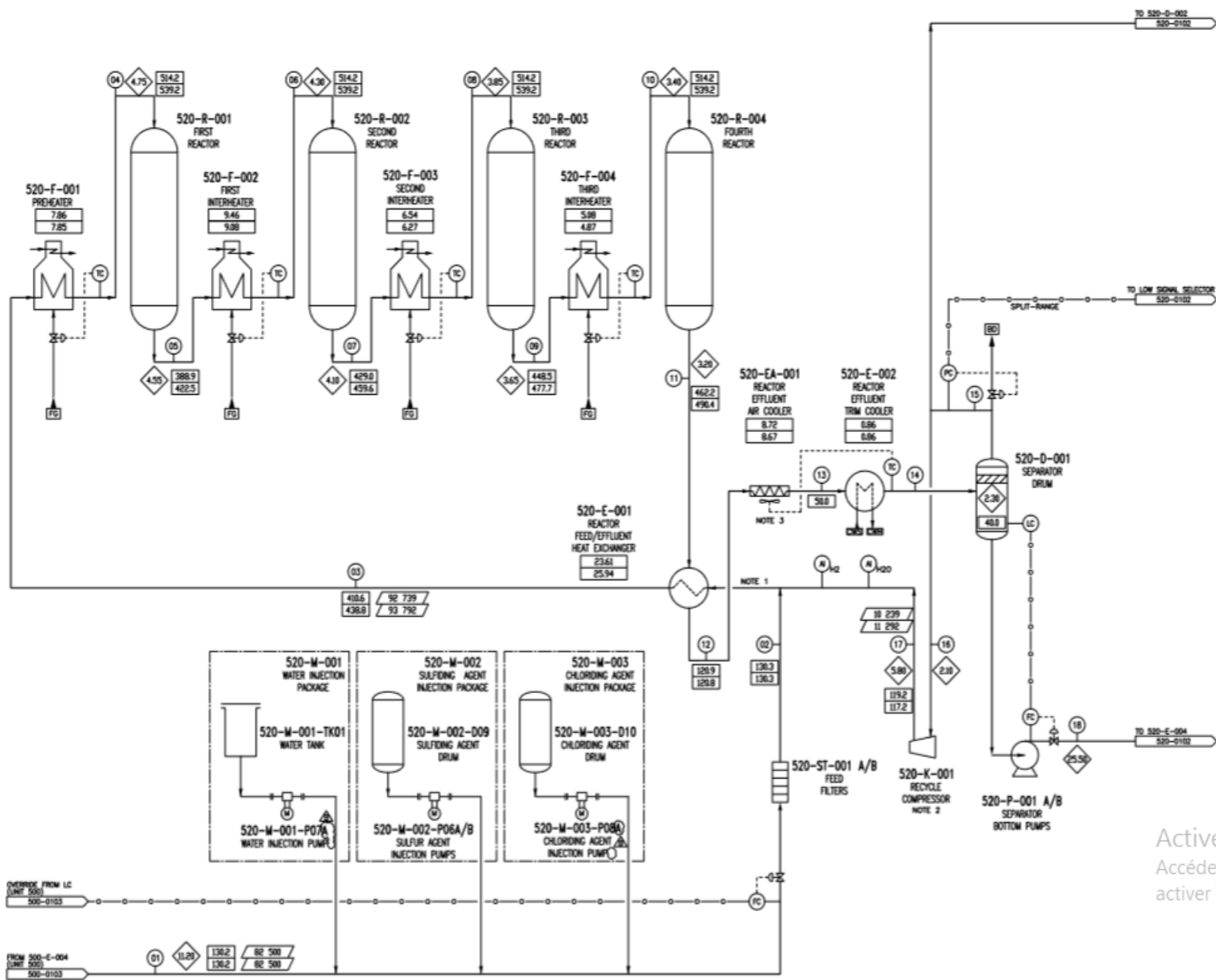


Figure III.1 Schéma de l'unité de reformage CCR – description de la section réaction.

### III.1.2.2 Section compression et absorption

Le gaz de production d'hydrogène est mélangé avec le flux gazeux d'hydrogène venant de la section de régénération de l'unité CCR (unité 520), puis acheminé vers le surpresseur 520-K002 A/B après un passage par le réservoir tampon (520-D-002). Les surpresseurs 520-K-002

A/B sont motorisés. Les 520-K-002 A/B assurent une compression bi-étagée du gaz de production de H<sub>2</sub>, de 2,2 kg/cm<sup>2</sup>g à 25,6 kg/cm<sup>2</sup>g. Le dégagement de gaz de la purge de l'unité d'isomérisation (unité 510) est injecté à la sortie du premier étage. Un refroidisseur intermédiaire (520-E-003) et un séparateur interétages (520-D-003) sont exigés entre les étages pour refroidir la vapeur comprimée et éliminer les hydrocarbures condensés. Le liquide condensé 520-D-003 est pompé par 520-P-005 A/B sous un contrôle de niveau afin d'être mélangé avec la charge du séparateur de l'absorbeur de GPL (520-D-005). La vapeur du réservoir tampon interétages est ensuite comprimée au deuxième étage du surpresseur. L'hydrogène comprimé est remis en contact avec le liquide séparé de 520-D-001. [14]

Le débit de sortie du deuxième étage est associé aux hydrocarbures liquides provenant des pompes de remise en contact du séparateur 520-P-001 A/B et l'écoulement diphasique est acheminé vers la section de remise en contact.

Le mélange de l'écoulement diphasique est refroidi en quatre étages par rapport à de l'eau à l'intérieur du refroidisseur de charge d'absorbeur HP (520-E-004), par rapport à du gaz riche en H<sub>2</sub> dans 520-E-005, par rapport au liquide du réservoir de remise en contact dans 520-E-006 et finalement par rapport à un réfrigérant dans le refroidisseur de l'absorbeur HP (520-M004-E07). Le fluide réfrigérant est fourni par l'intermédiaire d'une unité de production du système de réfrigération (520-M-004). La cible de température est de 0 °C à 24,2 kg/cm<sup>2</sup>g dans le séparateur d'absorbeur HP (520-D-004). Ces conditions de fonctionnement du séparateur d'étage final pour le gaz de production d'hydrogène sont conçues pour :

- Une récupération élevée du C<sub>3</sub>+ contenu dans l'hydrogène provenant de 520-K002 A/B.
- Une forte concentration d'hydrogène dans le produit gazeux riche en hydrogène.

Le gaz séparé riche en hydrogène est réchauffé dans 520-E-005 par rapport à la charge du séparateur de l'absorbeur HP. Le gaz est ensuite traité pour éliminer les chlorures dans les adsorbants de chlorures du gaz riche en hydrogène (520-D-006 A et B), utilisés en avance/retard, avant distribution aux utilisateurs :

- Section de régénération de l'unité CCR (unité 520),
- Unité d'hydrotraitement du naphta (unité 500),
- Unité d'isomérisation (unité 510) et
- Gaz en excès envoyé dans le circuit de fuel gas.

Le liquide séparé provenant du séparateur d'absorbeur HP (520-D-004), après réchauffage par rapport à la charge du séparateur de l'absorbeur HP au passage dans 520-E-006, est envoyé sous contrôle du niveau vers les sections de récupération du GPL et de stabilisation.

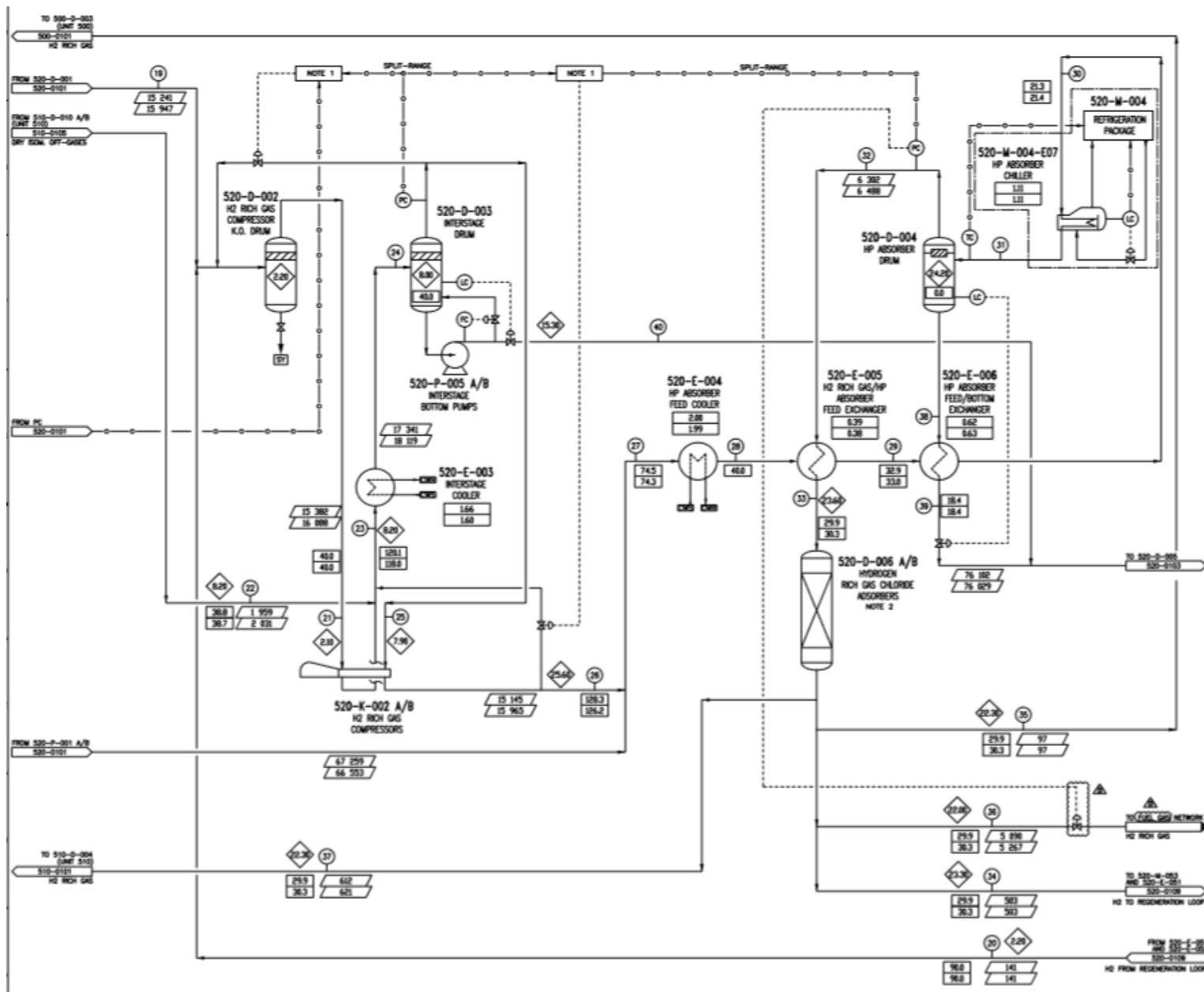


Figure III.2 Schéma de l'unité de reformage CCR – description de la section absorption et compression.

### III.1.2.3 Sections de récupération GPL et stabilisation

Le liquide séparé provenant de 520-D-003 et de 520-D-004 est remis en contact avec le dégagement de gaz du stabilisateur et séparé dans le séparateur de l'absorbeur de GPL (520-D-

005). Le but de cette étape est de récupérer la quantité maximale de GPL, à savoir les C3 et C4 provenant de la tête du stabilisateur.

La vapeur provenant de 520-D-005 est envoyée au fuel gas. Ce flux est essentiellement formé de fractions légères, c'est-à-dire de C1 et de C2, ce qui contrôle la pression de fonctionnement du stabilisateur. Le liquide séparé provenant de 520-D-005 est pompé par les pompes de fond d'absorbeur de GPL (520-P-002 A/B) sous débit contrôlé avec un niveau réinitialisé, puis il est envoyé par l'intermédiaire des échangeurs charge/fond de stabilisateur (520-E-008 A/B) vers les adsorbants de chlorure de la charge du stabilisateur (520-D-007 A/B) (afin d'éliminer toute trace de chlorure) et finalement par l'intermédiaire de l'échangeur charge/fond du stabilisateur (520-E-008 C) pour entrer dans la colonne du stabilisateur (520C-001) sur le plateau 19.

Il faut remarquer qu'une contre-pression est maintenue sur les adsorbants de chlorure de la charge du stabilisateur afin d'assurer l'absence de vaporisation à ce stade. La température de fonctionnement cible pour l'élimination du chlorure est d'environ 130 °C. Le stabilisateur fonctionnant à 15 kg/cm<sup>2</sup>g au sommet permet de réduire la fraction de C4 du reformat à moins de 1,0 % en volume (valeur estimée) et la fraction de C5+ dans le GPL à moins de 1,0 % en masse (valeur estimée).

Le stabilisateur passe par un réchauffeur, 520-F-005. Le contrôle de température est sur le plateau 6 de 35. La tête du stabilisateur (520-C-001) est partiellement condensée dans le refroidisseur à air du stabilisateur (520-EA-002) et dans le refroidisseur du stabilisateur (520E-009) avant collecte dans le ballon de reflux du stabilisateur (520-D-008). La vapeur de tête du ballon de reflux est renvoyée vers 520-D-005 pour la récupération du GPL.

Le liquide provenant du ballon de reflux du stabilisateur (520-D-008) est pompé par les pompes de reflux du stabilisateur et de distillat (520-P-003 A/B). Une partie du liquide séparé est renvoyée à 520-C-001 en tant que reflux sous débit contrôlé avec réinitialisation de la température. Le reste du liquide séparé est envoyé vers l'unité de production de gaz (GP) sous débit contrôlé avec un niveau réinitialisé. [14]

Le reformat provenant du fond du stabilisateur est refroidi par l'intermédiaire des échangeurs charge/fond de stabilisateur (520-E-008 A/B/C), le refroidisseur à air de reformat (520-EA003) et le refroidisseur de reformat (520-E-010). Le reformat est acheminé vers le mélange par régulation en cascade LC/FC.

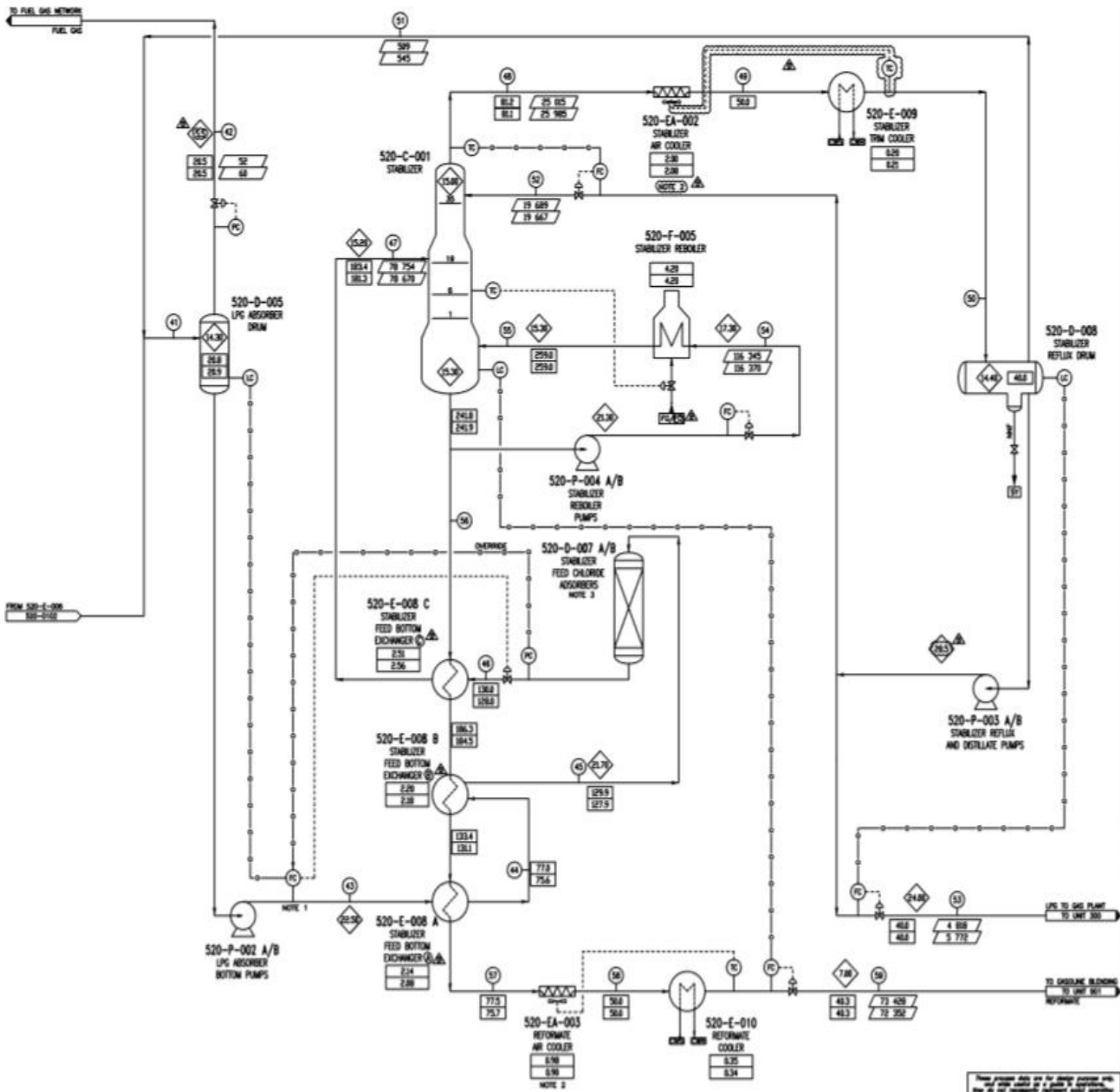


Figure III.3 Schéma de l'unité de reformage CCR – description de la section récupération GPL et stabilisation.

### III.1.3 Unité de reformage CCR-Description de la section régénération

Afin d'obtenir une bonne régénération de l'unité de reformage catalytique, les opérations suivantes sont effectuées en continu dans l'unité de reformage CCR : [14]

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

Les trois premières étapes sont effectuées dans le régénérateur (520-R-051), la quatrième étape dans la première trémie inférieure (520-D-053) et la dernière étape dans la chambre de réduction (520-D-061). [14]

#### III.1.3.1 Régénérateur

##### A. Zone de stockage

Le catalyseur usé provenant de la trémie verrouillable (520-D-052) est stocké en haut du régénérateur (520-R-051) pendant l'équivalent de 1 ou 2 heures de circulation du catalyseur, durée pendant laquelle il est doucement préchauffé par une partie de la chaleur dégagée par le gaz de régénération vers le premier lit de combustion.

La zone de stockage est néanmoins soumise à une légère surpression au moyen d'un faible débit continu d'azote, afin d'empêcher que le gaz de combustion, ayant une forte teneur en oxygène, n'entre dans cette zone, évitant ainsi une combustion de coke incontrôlée et indésirable.

Le catalyseur usé s'écoule de cette zone vers la zone de combustion en empruntant les 8 tuyaux qui descendent. [14]

##### B. Zone de combustion

La zone de combustion se compose de deux lits radiaux, liés physiquement par 8 tuyaux qui descendent.

Ces lits radiaux sont traversés par le gaz de combustion. La température et la teneur en oxygène de ce gaz augmentent à mesure que la réaction de combustion progresse de lit en lit. Les paramètres de contrôle sont la température du gaz de combustion et la teneur en oxygène à l'entrée des lits de combustion. Les valeurs généralement rencontrées sont les suivantes : [14]

	O <sub>2</sub> , mol. %	Température, °C
Premier lit	0,8	480
Deuxième lit	0,8	480

Il est prévu un circuit de refroidissement rapide permettant d'injecter une petite quantité de gaz de refroidissement entre les deux lits de combustion, en plus du débit d'air d'appoint. Cette injection diminue la température en entrée du deuxième lit de combustion et permet un contrôle convenable de cette température.

Le catalyseur est considéré exempt de coke en bas du deuxième lit de combustion si la consommation d'oxygène est complète et s'il ne se produit aucune élévation de température. [14]

### C. Zone d'Oxychloration/de calcination

Après la combustion du coke, le catalyseur s'écoule à travers un autre ensemble de 8 tuyaux vers un lit axial, siège des réactions d'oxychloration et de calcination. Dans la zone d'oxychloration, le gaz circule vers le haut et se compose :

- Du gaz de calcination qui a traversé la zone de calcination (généralement 50 % du débit).
- Du gaz d'oxychloration, introduit dans le lit d'oxychloration et contenant une faible quantité d'agent de chloration et d'eau (généralement les autres 50 % du débit).

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

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

Après l'oxychloration, le catalyseur s'écoule vers la zone de calcination. Le gaz de calcination est introduit en partie basse du régénérateur et circule vers le haut.

Les caractéristiques courantes du gaz de calcination sont les suivantes :

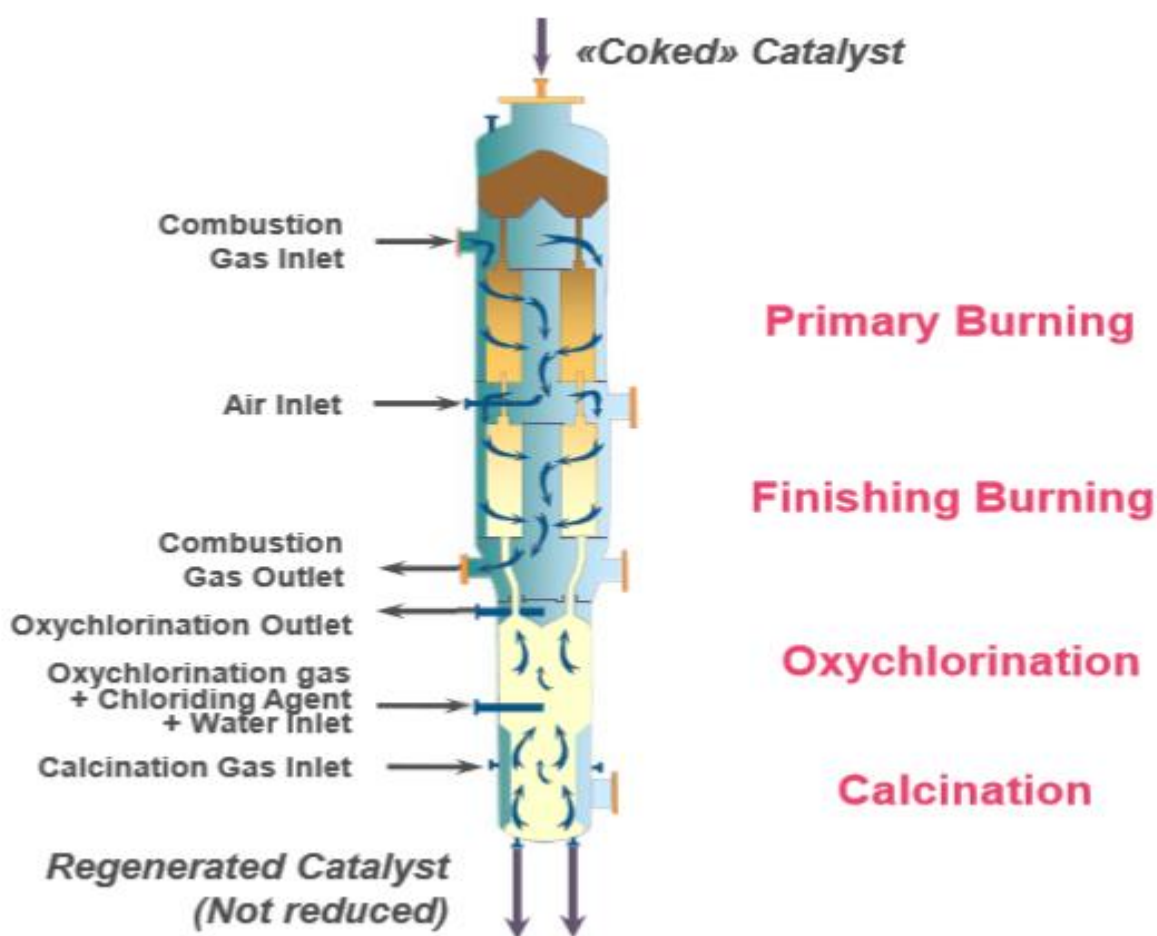
- Teneur en oxygène : 8 à 12 % en vol.
- Température : 520 °C
- Eau : moins de 50 ppm en vol.

Une chute de pression minimale est maintenue entre la zone de combustion et la zone d'oxychloration/calcination pour empêcher que le gaz d'oxychloration ayant une forte teneur en oxygène ne se mélange avec le gaz de combustion. [14]

### D. Fonctionnement en combustion incomplète

Si la totalité du coke n'est pas brûlée en bas du deuxième lit (en cas d'afflux anormal de coke sur le catalyseur par exemple), le régénérateur (520-R-051) sera automatiquement exploité en mode combustion incomplète. Le catalyseur, bien qu'il ne soit pas exempt de coke, s'écoule par les zones d'oxychloration et de calcination, où l'injection d'air ainsi que les injections d'agent de chloration et d'eau ont été complètement arrêtées au préalable (l'injection d'air dans la zone de combustion est maintenue au moyen du « circuit de combustion incomplète »).

Par conséquent, le catalyseur retourne vers les réacteurs malgré un certain niveau de coke. La section de réaction de reformage peut fonctionner dans ces conditions pendant une courte période de temps (quelques heures), ce qui permet de maintenir la circulation du catalyseur pendant que les conditions de fonctionnement sont réglées pour retrouver un niveau de coke acceptable sur le catalyseur. [14]



### III.1.3.2 Refroidissement du catalyseur (Première trémie inférieure)

Le catalyseur au fond du régénérateur (520-R-051) est recueilli par 8 tuyaux qui descendent et il s'écoule vers la première trémie inférieure (520-D-053), ce qui se produit sous une légère surpression d'azote, afin d'empêcher l'oxygène d'entrer dans le système de lift à l'azote.



Les 8 tuyaux ne sont pas isolés afin de permettre un refroidissement naturel du catalyseur par convection.

Puis le catalyseur s'écoule de la première trémie inférieure (520-D-053) vers le premier pot de lift (520-D-054), où il est élevé au moyen d'un flux d'azote gazeux jusqu'à la première trémie supérieure (520-D-055) avant d'être introduit dans la chambre de réduction 520-D-061.

### III.1.3.3 Réduction du catalyseur (Chambre de réduction)

La réduction du catalyseur venant d'être régénéré est effectuée à l'intérieur de la chambre de réduction (520-D-061). Cette opération peut être légèrement exothermique (en raison des réactions d'hydrocraquage de composés C<sub>2</sub>+ ) et la température d'entrée est réglée pour avoir environ 480 °C en sortie de chambre de réduction.

Le gaz de réduction est un gaz riche en hydrogène produit dans la section de réaction et purifié dans l'unité de purification 520-M-053 (membrane). Il est ensuite préchauffé dans l'échangeur de réduction (520-E-052). Le réchauffeur électrique de réduction (520-E-061) permet un réglage précis de la température d'entrée de la réduction.

Après réduction, l'effluent de réduction se répartit en deux courants. Le premier courant préchauffe le gaz de réduction allant vers la chambre de réduction (520-D-061), à l'intérieur de l'échangeur de réduction 520-E-052. Le deuxième courant préchauffe le gaz allant du système de lift vers l'échangeur de gaz de lift à l'hydrogène 520-E-051. Les deux courants sont ensuite mélangés et retournés à la section de réaction, en entrée du réservoir tampon compresseur de gaz riche en H<sub>2</sub> (520-D-002).

Le catalyseur est ensuite introduit dans le premier réacteur (520-R-001) par l'intermédiaire de 12 tuyaux qui descendent. [14]



deuxième lit de combustion radial. Finalement, le gaz s'écoule par le deuxième lit de combustion de la même manière que dans le premier lit et quitte le régénérateur (520-R-051).

L'effluent de combustion est envoyé à l'échangeur charge/effluent de combustion (520-E-055) pour récupérer la plupart de la chaleur produite par la réaction de combustion.

Cet effluent de combustion contient de l'eau, produite par la réaction de combustion, mais également quelques traces de composés de chlore (venant de l'élution par le catalyseur). Pour éviter des problèmes de corrosion à basse température, ce gaz, mélangé à l'effluent d'oxychloration, est envoyé à la section de lavage des gaz. [14]

#### **Remarque :**

Le débit du gaz de combustion vers le premier lit de combustion est maintenu constant quel que soit le niveau de coke du catalyseur, ce qui est obtenu au moyen de la recirculation du compresseur de boucle de régénération (520-K-052 A/B).

#### **B. Gaz de refroidissement rapide**

Ce gaz froid est mélangé avec le gaz qui quitte le premier lit de combustion. Il est utilisé pour réguler la température d'entrée vers le deuxième lit de combustion.

#### **C. Gaz d'Oxychloration/de calcination**

Ce courant est préchauffé au travers de l'échangeur charge/effluent d'oxychloration (520-E056) par rapport à l'effluent d'oxychloration.

Ce gaz est ensuite séparé en deux courants :

- Le gaz de calcination. Il est mélangé à de l'air sec afin d'obtenir une teneur en oxygène de 8 à 12 % en vol. puis il est réchauffé en passant au travers du réchauffeur électrique de calcination (520-E-064), ce qui permet de contrôler la température en entrée du gaz de calcination, et enfin envoyé à la partie basse du régénérateur (520R-051), où il circule à flux ascendant dans un lit axial.
- Le gaz d'oxychloration avec une teneur en oxygène de 0,8 % mol. %. De l'eau est injectée dans ce gaz avant d'entrer dans le réchauffeur électrique d'oxychloration (520-E-063), ce qui permet de contrôler la température. L'agent de chloration est injecté juste après le réchauffeur d'oxychloration (520-E-063) et le contact est assuré au moyen du mélangeur statique d'agent de chloration 520-MX-052, juste en aval du point d'injection.

Pour finir, le gaz d'oxychloration entre dans le régénérateur 520-R051 où il circule à flux ascendant par un autre lit axial.

Le gaz d'oxychloration et le gaz de calcination sont mélangés dans le lit d'oxychloration. L'effluent combiné est envoyé vers l'échangeur charge/effluent de calcination (520-E-056) pour récupérer de la chaleur, puis il est mélangé à l'effluent de combustion avant d'être acheminé vers la section de lavage des gaz afin d'éliminer les composés chlorés.

L'air injecté dans la boucle de régénération est prélevé du collecteur d'air comprimé puis séché dans le dessiccateur d'air (520-M-052). Il doit contenir moins de 50 ppm d'eau en vol.

La pression de la boucle de régénération est contrôlée au moyen de la plage fractionnée entre la purge de gaz et l'injection d'azote en haut du séparateur de lavage (520-D-056). La pression de la boucle de régénération est réinitialisée par la pression du premier réacteur (520-R-001), par l'intermédiaire d'un PDC qui maintient la pression du fond du régénérateur autour de 0,60 kg/cm<sup>2</sup> au-dessus de la pression de la première entrée de réacteur. [14]

### III.1.3.5 Section de Lavage

Les effluents de combustion, d'oxychloration et de calcination sont lavés par contact avec une solution caustique. Cette solution caustique est recyclée à partir de la partie inférieure du séparateur de lavage (520-D-056) et sa qualité est maintenue par une injection constante de soude caustique fraîche, tout en purgeant une petite quantité de solution usée. La solution de soude caustique est injectée par l'intermédiaire de la buse d'injection à pulvérisation de la soude caustique (520-X-051). Le contact est assuré dans le mélangeur statique de soude caustique (520-MX-051) juste après le point d'injection. Le mélange est encore refroidi à 40 °C dans le refroidisseur de la boucle de régénération (520-E-057), puis envoyé vers le séparateur de lavage, où le gaz en contact avec de l'eau à travers un lit d'anneaux de Raschig assure son lavage final et son refroidissement.

En quittant le séparateur de lavage, le gaz s'écoule par l'intermédiaire du sécheur de la boucle de régénération (520-M-051) pour éliminer l'eau, puis par l'intermédiaire du filtre de la boucle de régénération (520-M-051-ST02) dans lequel les particules éventuelles sont piégées, notamment les particules d'alumine. Enfin, il est envoyé vers l'aspiration du compresseur de la boucle de régénération (520-K-052 A/B). [14]

À la sortie du compresseur, le gaz est séparé en trois courants, comme décrit plus haut :

- Gaz de combustion,
- Gaz de refroidissement rapide,
- Gaz d'oxychloration/de calcination.

### III.1.4 Circulation du Catalyseur

#### III.1.4.1 Contrôle de la circulation du catalyseur

La circulation du catalyseur est assurée en continu au moyen d'un système de lift de gaz qui achemine le catalyseur du fond du régénérateur (520-R-051) vers le haut du premier réacteur (520-R-001), puis du fond de chaque réacteur vers le haut du réacteur suivant, et enfin du fond du dernier réacteur vers le haut du régénérateur. Le catalyseur s'écoule vers le bas par gravité à travers chaque lit de réacteur. [14]

Il est fait appel à deux gaz de lift :

- L'azote gazeux pour :
  - Lift 1, entre le régénérateur (520-R-051) et le premier réacteur (520-R-001) ;
  - Lift 5, entre le quatrième réacteur (520-R-004) et le régénérateur (520-R-051) ;
- Du gaz riche en hydrogène dans la section de réaction, à savoir :
  - Lift 2, entre le premier (520-R-001) et le deuxième réacteur (520-R-002) ;
  - Lift 3, entre le deuxième (520-R-002) et le troisième réacteur (520-R-003) ;
  - Lift 4, entre le troisième (520-R-003) et le quatrième réacteur (520-R-004).

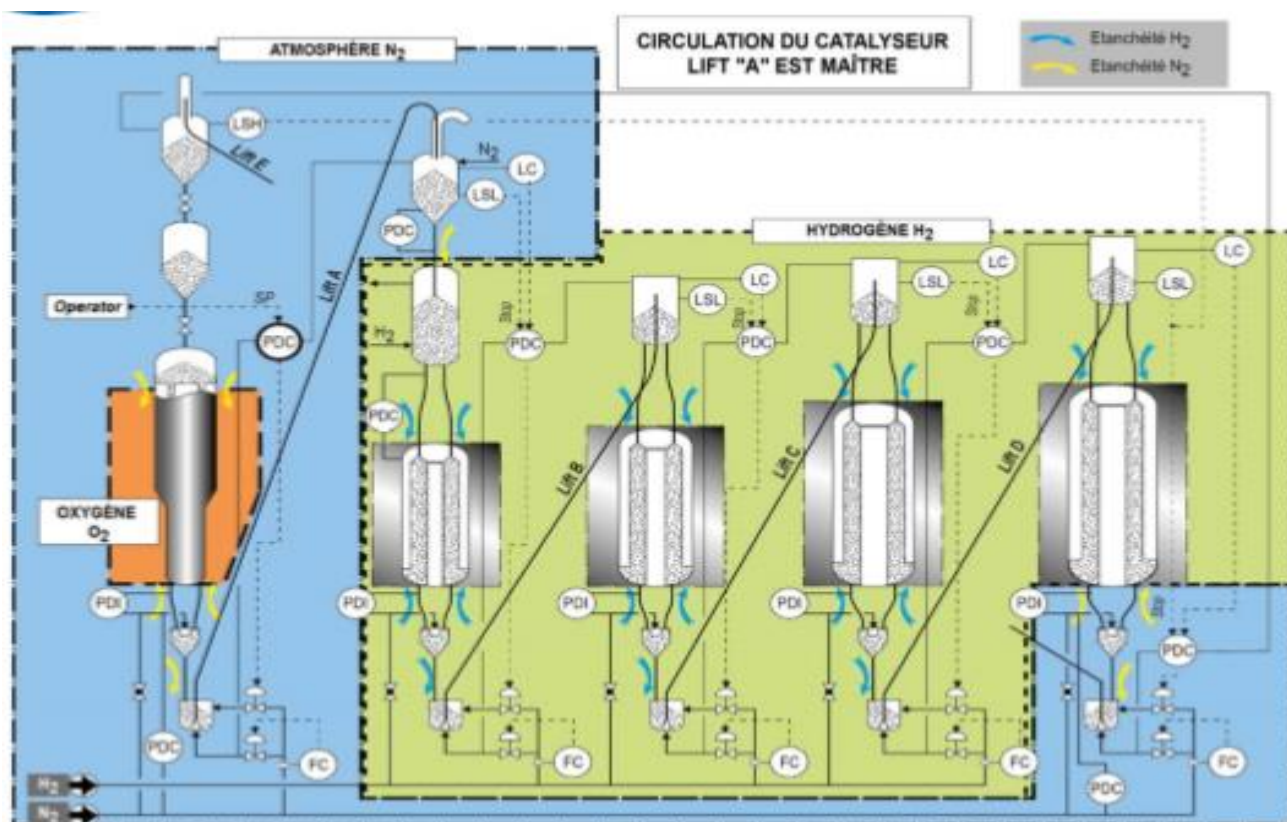


Figure III.5 : Description détaillé de la circulation de catalyseur. [18]

## III.2. Équipements Du Procédé

Cette section décrit brièvement certaines pièces principales de l'équipement présent dans l'unité de reformage CCR de naphta. [14]

### III.2.1 Echangeur charge/effluent du réacteur (520-E-001) – PACKINOX

La charge de naphta hydrotraitée passe par cet échangeur avant d'être chauffée dans le réchauffeur. Il s'agit d'un véritable échangeur à contre-courant, Cette charge de réacteur est également mélangée au gaz de recyclage dans l'échangeur. La charge d'alimentation combinée à une température en entrée de 110 °C et en sortie de 438 °C tandis que l'effluent du réacteur entre à 490 °C et sort à 121 °C.

L'échangeur de chaleur PACKINOX est un très grand échangeur de chaleur à plaques soudées composé essentiellement d'un faisceau de transfert de chaleur et d'une cuve sous pression.

L'échangeur de chaleur PACKINOX est installé verticalement et l'effluent chaud provenant du dernier réacteur entre dans l'échangeur de chaleur par le haut et s'écoule vers le bas à mesure qu'il refroidit. La charge combinée froide entre dans l'échangeur de chaleur par le bas et monte à mesure qu'elle s'échauffe. [14]

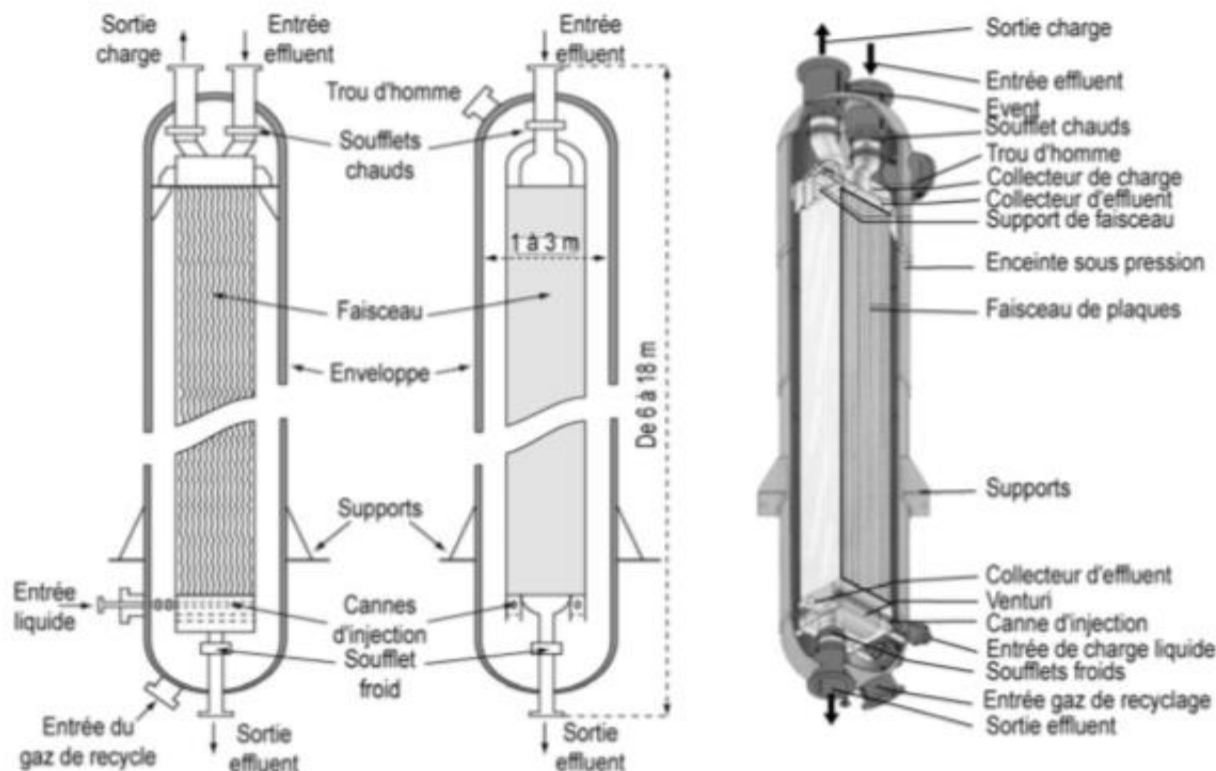


Figure III.6 : Description détaillée de l'échangeur de chaleur PACKINOX.

### III.2.2 Préchauffeur (520-F-001) et réchauffeurs intermédiaires (520-F002/003/004)

La charge d'alimentation combinée et l'hydrogène recyclé sont à la température requise pour l'entrée du premier réacteur (514-539 °C dans le préchauffeur (520-F-001). Les réactions de reformage étant pour la plupart endothermiques, un réchauffage est nécessaire avant alimentation des réacteurs. Des réchauffeurs intermédiaires (520-F-002/003/004) sont installés avant les trois autres réacteurs pour se conformer aux exigences de température. [14]

Réchauffeur	Température d'entrée en condition normale	Température de sortie en condition normale
520-F-001	410 °C	514 °C
520-F-002	389 °C	514 °C
520-F-003	429 °C	514 °C
520-F-004	448 °C	514 °C

### III.2.3 Réacteurs (520-R-001/002/003/004)

Les réacteurs utilisés ici ont la configuration d'un réacteur à flux radial, le gaz d'alimentation combiné étant acheminé radialement sur le lit catalytique en passant par des distributeurs en tôle perforée (dentelures) placés le long des parois de réacteur ou par les fentes d'un panier extérieur. Après avoir traversé le lit catalytique, le gaz effluent est collecté dans une tuyauterie centrale et acheminé vers la prochaine étape de réaction. [14]



**Figure III.7 :**  
Illustration des 4 réacteurs en série de l'unité CCR

Le catalyseur s'écoule du haut du réacteur par le tuyau d'entrée catalyseur du réacteur, pour entrer dans le lit perforé du réacteur.

Tous les composants internes amovibles sont fabriqués en acier inoxydable, les composants internes fixes étant en acier allié.

Les quatre réacteurs de différentes dimensions sont disposés côte à côte. Cela présente plusieurs avantages par rapport aux réacteurs empilés. L'accès pour la construction, l'inspection, les futures modifications des réacteurs ainsi que pour les éléments internes au réacteur en est grandement amélioré. [14]

### III.2.4 Régénérateur

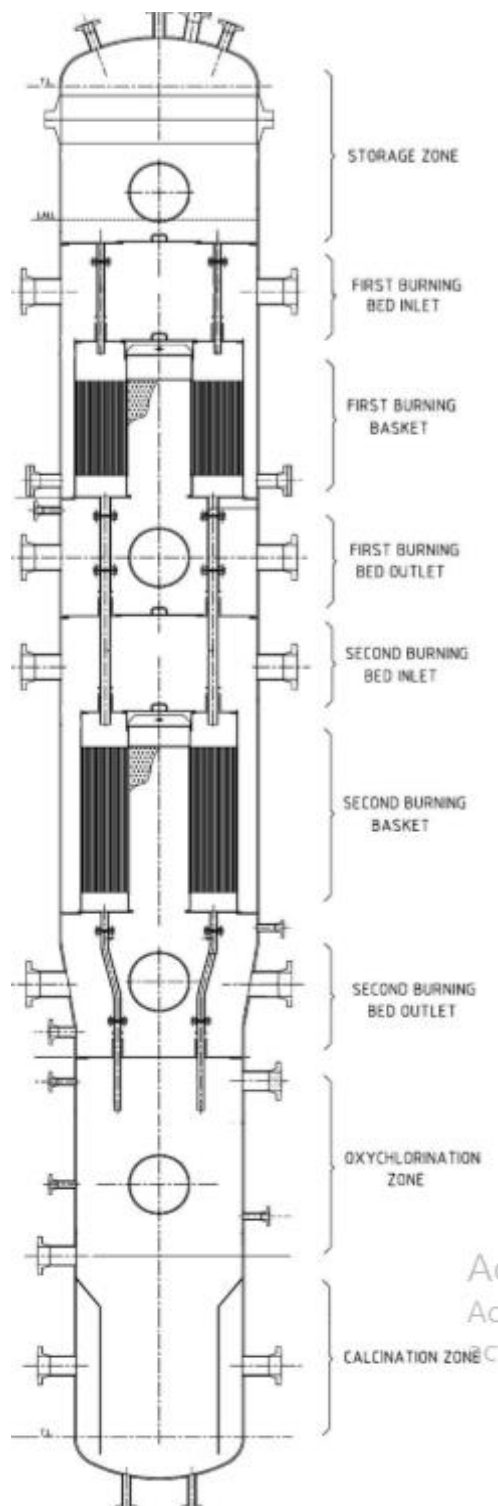
Le but est de régénérer en continu le catalyseur pendant le fonctionnement normal de l'unité de reformage, et de maintenir de cette façon un niveau de coke stable dans les réacteurs et des conditions de fonctionnement optimales pour l'unité de reformage.

Le catalyseur usé provenant de la trémie verrouillable est transféré par 8 tuyaux de catalyseur jusqu'à la zone de stockage du régénérateur. Là, le catalyseur usé est doucement préchauffé par une partie de la chaleur dégagée par le gaz de régénération vers le premier lit de combustion.

Le catalyseur usé s'écoule de cette zone vers la zone de combustion en empruntant les 8 tuyaux qui descendent.

La zone de combustion se compose de deux lits radiaux (premier lit de combustion et deuxième lit de combustion). Ces lits radiaux sont traversés par le gaz de combustion. En présence d' $O_2$  dans le gaz de combustion, le coke est oxydé en  $CO_2$  et emporté par le gaz de combustion. La température de sortie de gaz du 1er lit est de près de  $542\text{ }^\circ\text{C}$  alors que le catalyseur du premier lit peut atteindre  $605\text{ }^\circ\text{C}$ . Dans le deuxième lit de combustion, la température de sortie du gaz de combustion est de  $507\text{ }^\circ\text{C}$  alors que le catalyseur dans le deuxième lit est à la température de  $532\text{ }^\circ\text{C}$ .

Après la combustion du coke, le catalyseur s'écoule à travers un autre ensemble de 8 tuyaux vers un lit axial, siège des réactions d'oxychloration et de calcination. Dans la zone d'oxychloration, le gaz combiné d'oxychloration et de calcination circule vers le haut. [14]



**Figure III.8** : Description détaillé d'un régénérateur.



Après l'oxychloration, le catalyseur s'écoule vers la zone de calcination. Le gaz de calcination est introduit en partie basse et circule vers le haut.

### III.2.5 Réservoir tampon supérieur (520-D-051)

Le catalyseur usé est retiré du fond du dernier réacteur, puis élevé jusqu'au réservoir tampon supérieur.

### III.2.6 Trémie verrouillable (520-D-052)

La trémie verrouillable sert à transférer le catalyseur du réservoir tampon supérieur vers le régénérateur en opération par lots, c'est-à-dire par une circulation discontinue entre le réservoir tampon supérieur et le régénérateur. Le réservoir tampon supérieur ayant une pression plus basse que celle du régénérateur, un réglage de la pression est effectué entre temps, à savoir dans la trémie verrouillable. Le réglage de la pression et la constitution des lots de catalyseur sont effectués automatiquement par une séquence spécifique.

Le matériau de construction de la trémie verrouillable est de l'acier au carbone.

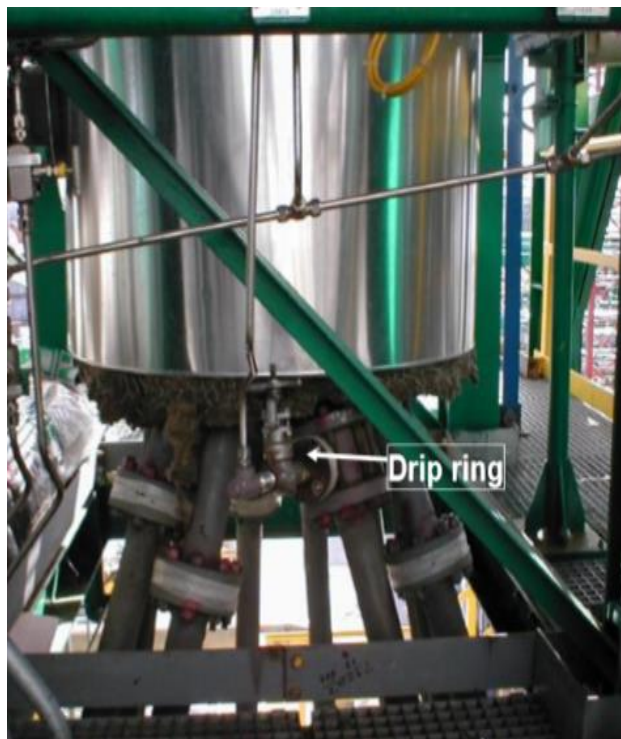
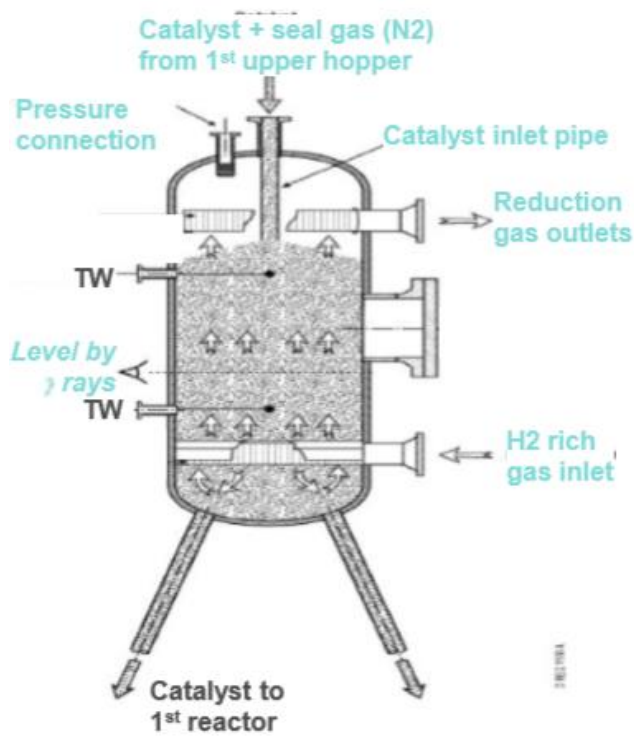


**Figure III.9** : Description détaillé de Réservoir tampon supérieur (520-D-051) et de la Trémie verrouillable (520-D-052).

### III.2.7 Chambre de réduction (520-D-061)

La réduction du catalyseur venant d'être régénéré est effectuée à l'intérieur de la chambre de réduction. Cette opération peut être légèrement exothermique (en raison des réactions d'hydrocraquage de composés C<sub>2</sub>+ ) et la température d'entrée est réglée pour avoir environ 480

°C en sortie de chambre de réduction. Le matériau de l'enveloppe de l'appareil est de l'acier allié (1,25 Cr – 0,5 Mo). La partie amovible est en acier inoxydable. [14]



**Figure III.10** : Description détaillé de la chambre de réduction (520-D-061).

### III.2.8 Trémies supérieures (520-D-055/062/063/064)

Les trémies supérieures sont placées au sommet de chaque réacteur. Elles sont prévues pour compenser les différences d'écoulement de catalyseur entre les lifts. C'est aussi une protection contre les variations de la fraction de vide du catalyseur dans les réacteurs.

Dans les deuxième, troisième et quatrième trémies supérieures, le catalyseur est reçu par un lift à 180 °C. Il est alimenté en direction des réacteurs correspondants à travers les 12 tuyaux de catalyseur en partie basse de ces trémies.

**Figure III.11** : Description détaillé de Trémies supérieures (520-D-055/062/063/064).

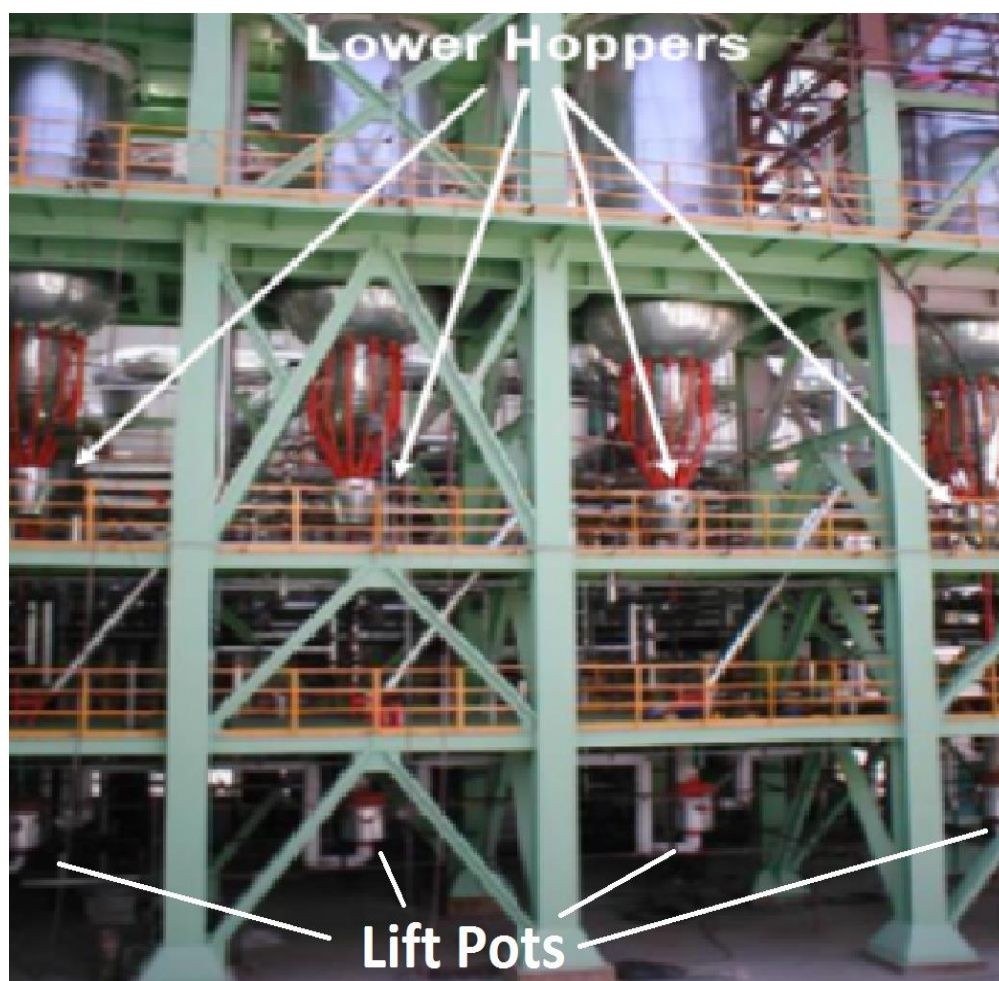


Toutefois, le catalyseur est collecté dans la première trémie supérieure à 200 °C et à partir de cette trémie il est acheminé vers la chambre de réduction avant de venir alimenter le réacteur. Les trémies supérieures (à l'exception de la première trémie supérieure) sont en acier allié (1,25 Cr – 0,5 Mo). [14]

### III.2.9 Trémies inférieures (520-D-053/ 071/ 072/ 073/ 074) et Pots de lift (520-D054/ 081/ 082/ 083/ 084)

Les trémies inférieures et les pots de lift sont placés en bas du régénérateur et de chaque réacteur. La première et la cinquième trémie inférieures servent à l'étanchéité N<sub>2</sub> et à isoler la section de réaction de la section de régénération. Les pots de lift servent à élever le catalyseur en utilisant N<sub>2</sub> ou H<sub>2</sub>.

Le matériau de construction des trémies inférieures et des pots de lift est de l'acier allié (1,25 Cr – 0,5 Mo). [14]



**Figure III.12** : Description détaillé de Trémies inférieures (520-D-053/ 071/ 072/ 073/ 074) et Pots de lift (520-D054/ 081/ 082/ 083/ 084).

### III.2.10 Compresseur de Recyclage (520-K-001)

L'hydrogène de recyclage est nécessaire à l'opération de reformage pour des raisons de stabilité du catalyseur. Il a pour effet de balayer les produits de réaction et les matériaux condensables du catalyseur et de fournir au catalyseur de l'hydrogène immédiatement disponible. Il est important de maintenir le flux de gaz de recyclage lorsque la charge est appliquée à l'unité. Le gaz de recyclage ayant une pression de refoulement de 5,8 kg/cm<sup>2</sup> au recyclage, il faut un compresseur pour la circulation à travers le circuit des réacteurs. [14]

Le compresseur de recyclage utilisé dans cette unité est un compresseur centrifuge entraîné par turbine à vapeur. Cette turbine (520-KT-001) est du type turbine à condensation, dans laquelle la vapeur HP sert à l'entraînement.

### **III.2.11 Compresseurs de gaz riche en h2 (520-K-002 A/B)**

Le compresseur de gaz riche en H<sub>2</sub> a pour but de comprimer le gaz riche en H<sub>2</sub> à faible pression (2,2 kg/cm<sup>2</sup>g) provenant de l'effluent des réacteurs en le portant à une pression de 26,5 kg/cm<sup>2</sup>g. Cette haute pression est exigée pour séparer l'hydrocarbure du gaz riche en H<sub>2</sub>.

Il s'agit d'un compresseur alternatif biétagé à double action et à piston, chaque étage étant capable de supporter entre 50 et 100 % du flux de design de gaz riche en H<sub>2</sub>. [14]

### **III.2.12 Adsorbeur de chlorure de gaz riche en h2 (520-D-006-A/B)**

Un adsorbeur de chlorure de gaz riche en H<sub>2</sub> est installé avant l'exportation du gaz riche en H<sub>2</sub> vers une autre unité. Cela permet de protéger les unités aval du chlorure dissous provenant de la section de reformage.

Cette opération de suppression du chlorure est basée sur le principe d'avance/retard de l'adsorbeur. Cette cuve est fabriquée en acier au carbone. [14]

### **III.2.13 Stabilisateur (520-C-001)**

Le stabilisateur a pour but de réduire la fraction C<sub>4</sub> du reformat à moins de 1,0 % en vol. (Valeur estimée) et la fraction de C<sub>5+</sub> dans le GPL à moins de 1,0 % en masse (valeur estimée). La pression de la tête de colonne est maintenue à environ 15 kg/cm<sup>2</sup>g. La température de tête de la colonne est de 81 °C en conditions normales. La pression de fonctionnement en fond de colonne est de 15,3 kg/cm<sup>2</sup>g et la température de fond de colonne est de 241,9 °C.

L'entrée de la charge se fait au plateau 19. Le nombre total de plateaux est de 35.

Le matériau de construction du stabilisateur est de l'acier au carbone.

### **III.2.14 Adsorbeur de chlorure de la charge du stabilisateur (520-d-007a/b)**

Avant d'alimenter le stabilisateur, le reformat est conduit au travers d'un adsorbeur de chlorure de la charge du stabilisateur afin de retirer le HCl éventuellement présent, provenant de la section de réaction. Cette opération de suppression du chlorure est basée sur le principe d'avance/retard de l'adsorbeur. Cette cuve est fabriquée en acier au carbone. [14]

### III.2.15 Unité de purification h2 (520-M-053)

Cette unité de production a pour but de purifier la charge d'hydrogène pour la chambre de réduction à 99 % H<sub>2</sub> (minimum). Cette unité reçoit la charge d'hydrogène des adsorbants de chlorure de gaz riche en hydrogène. Cette unité est essentiellement constituée d'une membrane de type séparateur, dans laquelle le perméat H<sub>2</sub> est utilisé pour la réduction du catalyseur et le produit rejeté, c'est-à-dire le dégagement de gaz, est envoyé au circuit de fuel gas. [14]

## Conclusion

Les unités de reformage régénératives sont aujourd'hui **plus compétitives** que les unités semi-régénératives car elles permettant **une régénération et un remplacement du catalyseur en continu**.

Cependant, elles sont plus difficiles à opérer de par les contraintes sur les pertes de charge notamment.

Le reformage régénérative fonctionne à plus basse pression, ce qui favorise la transformation des naphthènes et des paraffines, **d'où un meilleur rendement final**. Cependant, Cette basse pression favorise également la formation de coke, d'où la nécessité **de régénérer le catalyseur en continu**.

Les équipements installés sur l'unité régénérative doivent être dimensionnés avec pour but principal la **limitation des pertes de charge**. De sorte à minimiser le taux de compression du compresseur d'hydrogène.

Le catalyseur est transporté au travers de l'unité par **fluidisation**, entraîné par un gaz vecteur (de l'azote pour la régénération et l'hydrogène pour la partie réactionnelle).

Une **bonne étanchéité** doit être assurée entre ces zones afin d'éviter une entrée de la charge dans le circuit du catalyseur, et inversement.

Le régénérateur est en charge des différentes étapes de régénération du catalyseur :

- **Brulage** de coke à faible teneur en O<sub>2</sub>,
- **oxychloration et calcination** du catalyseur à forte teneur en O<sub>2</sub>,
- **réduction** du catalyseur à très forte teneur en O<sub>2</sub>.

# **Partie pratique**

## **Chapitre IV**

### **Calcul de l'unité et interprétation des résultats.**

## IV.1 Données de calcul

Cas design	Propriétés	ASSAY 48/99
	<del>Distillation ASTM D86 estimé (°C)</del>	<del></del>
	<b>10%</b>	<b>108</b>
	<b>50%</b>	<b>126</b>
	<b>70%</b>	<b>138</b>
	<b>Masse volumique à 15 °C (kg/l)</b>	<b>0,7394</b>
	<b>Masse moléculaire (kg/kmol)</b>	<b>114,58</b>
	<b>Teneur en paraffines % masse</b>	<b>68,25</b>
	<b>Teneur en naphènes % masse</b>	<b>25,62</b>
	<b>Teneur en aromatiques % masse</b>	<b>6,15</b>
Cas réel	Propriétés	ASSAY 48/99
	<del>Distillation ASTM D86 estimé (°C)</del>	<del></del>
	<b>Point initial d'ébullition</b>	<b>103,9</b>
	<b>10%</b>	<b>111</b>
	<b>50%</b>	<b>122,4</b>
	<b>70%</b>	<b>132,7</b>
	<b>90%</b>	<b>149,4</b>
	<b>Point final d'ébullition</b>	<b>176,6</b>
	<b>Masse volumique à 15 °C (kg/l)</b>	<b>0,7497</b>
	<b>Masse moléculaire (kg/kmol)</b>	<b>117,2</b>
	<b>Teneur en paraffines % masse</b>	<b>55,28</b>
<b>Teneur en naphènes % masse</b>	<b>37,34</b>	
<b>Teneur en aromatiques % masse</b>	<b>7,38</b>	

Tableau IV.1 : caractéristiques de la charge CCR.





		Cas design	Cas réel
<b>Charge</b>	<b>Débit massique (kg/h)</b>	82500	62975
	<b>Température (°C)</b>	526,7	525,24
<b>Reacteur520-R-001</b>	<b>Température d'entrée (°C)</b>	526,7	525,24
	<b>Température de sortie (°C)</b>	405,7	412,75
	<b>Pression (bar)</b>	4,75	4,66
<b>Reacteur 520-R-002</b>	<b>Température d'entrée (°C)</b>	526,7	525,24
	<b>Température de sortie (°C)</b>	444,6	445,19
	<b>Pression (bar)</b>	4,30	4,38
<b>Reacteur520-R-003</b>	<b>Température d'entrée (°C)</b>	526,7	525,24
	<b>Température de sortie (°C)</b>	463,1	455,15
	<b>Pression (bar)</b>	3,75	4,10
<b>Reacteur 520-R-004</b>	<b>Température d'entrée (°C)</b>	526,7	525,24
	<b>Température de sortie (°C)</b>	476,3	471,57
	<b>Pression (bar)</b>	3,30	3,77
<b>Reformat</b>	<b>Débit massique (kg/h)</b>	72352	49548

Tableau VI.3 : conditions opératoires

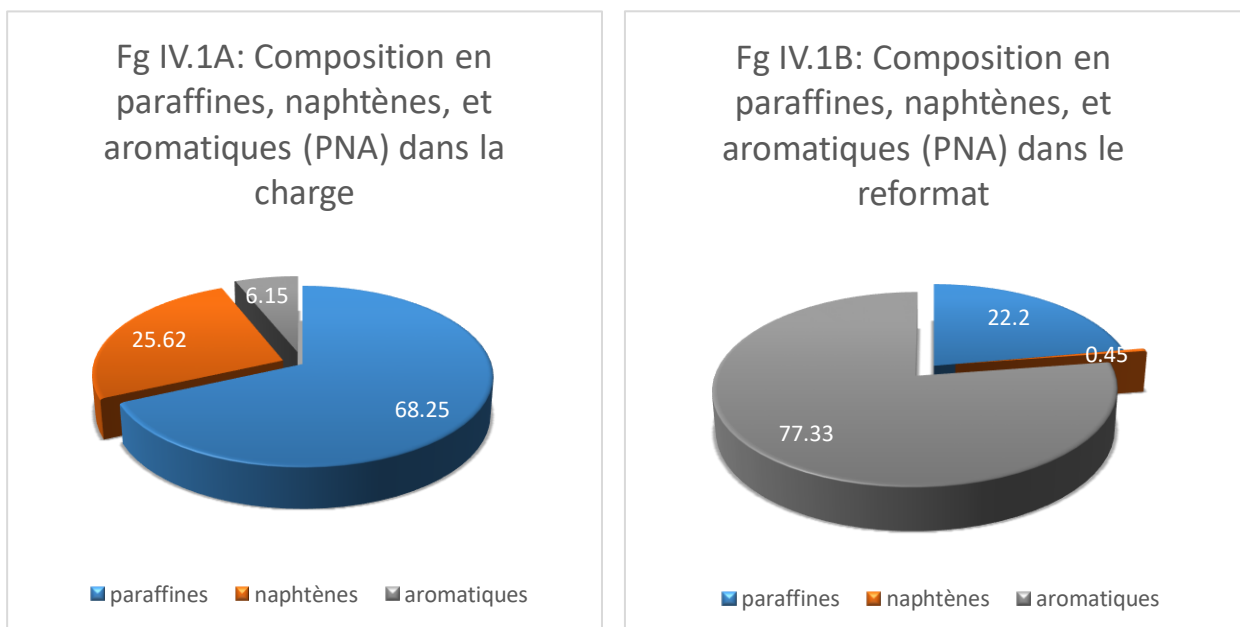
## IV.2 Bilan matière

### IV.2.1 Calcul des taux de conversion

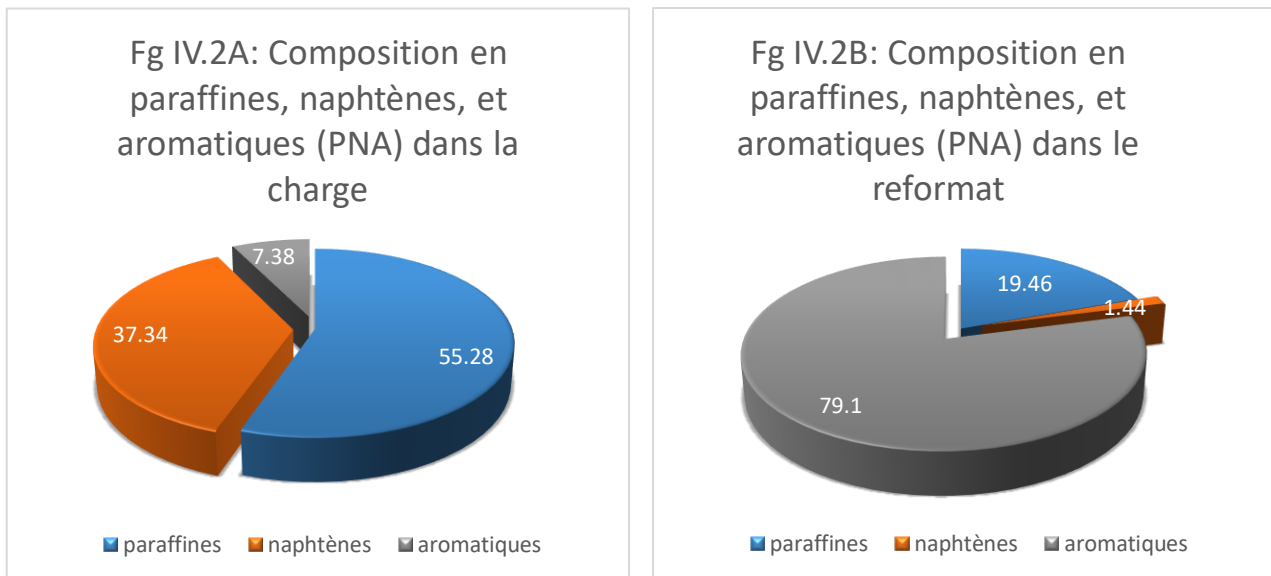
Pour effectuer le calcul, il est nécessaire de connaître le PONA de la charge et du reformat, cette composition est donnée dans le tableau IV.4

		% massique			Débit massique
		P	N	A	Kg/h
Cas Design	Charge	68.25	25.62	6.15	82500
	Reformat	22.2	0.45	77.33	72352
Cas Réel	Charge	55,28	37,34	7,38	62975
	Reformat	19,46	1,44	79,10	49548

**Tableau IV.4 :** Composition en paraffines, naphtènes, et aromatiques (PNA) dans la charge et dans le reformat



**Figures IV.1A et IV.1B :** représente la composition en paraffines, naphtènes et aromatiques dans la charge et dans le reformat (cas design).



**Figures IV.2A et IV.2B :** représente la composition en paraffines, naphènes et aromatiques dans la charge et dans le reformat (cas réel).

#### IV.2.1.1 Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans les quatre réacteurs de l'unité CCR

##### IV.2.1.1.a) Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures lors du reformage de la charge en reformat ( $T_{total}$ )

Le taux de conversion total des familles d'hydrocarbure est donné par les formules suivantes :

$$T_{total\ p} = (\Delta P / P_{charge}) * 100$$

$$T_{total\ N} = (\Delta N / N_{charge}) * 100$$

$$T_{total\ A} = (\Delta A / A_{reformat}) * 100$$

Avec :

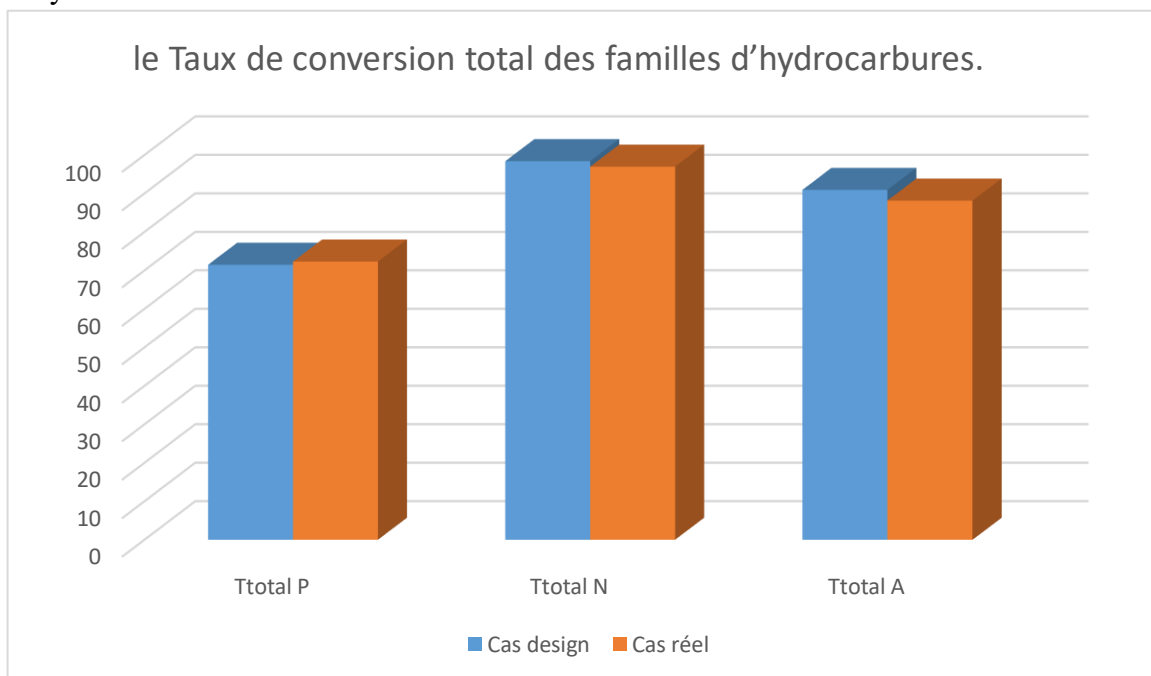
- $\Delta P$  : le débit massique des paraffines transformées
- $\Delta N$  : le débit massique des naphènes transformées.
- $\Delta A$  : le débit massique des aromatiques transformés.
- $P_{charge}$ ,  $N_{charge}$ ,  $A_{charge}$  : les débits massiques des familles d'hydrocarbures dans la charge.
- $P_{reformat}$ ,  $N_{reformat}$ ,  $A_{reformat}$  : les débits massiques d'hydrocarbures dans le reformat.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.5 :

	Débit massique (kg/h)			Taux de conversion total (%)		
	$\Delta P$	$\Delta N$	$\Delta A$	Ttotal P	Ttotal N	Ttotal A
Cas design	40244,11	20796,45	50876,05	71,47	98,39	90,93
Cas réel	25170,54	22801,37	34544,91	72,30	96,97	88,14

**Tableau IV.5 :** Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures

La Figure IV.3 représente le Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.



**Figure IV.3 :** le Taux de conversion total des familles d'hydrocarbures.

#### IV.2.1.1b) Taux de conversion des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur

##### ➤ Taux de conversion des paraffines dans chaque réacteur :

Le taux de conversion en paraffines dans chaque réacteur est donné par les formules suivantes :

$$T_{p1} = \left( \frac{\Delta T1}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL P}$$

$$T_{p2} = \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL P}$$

$$T_{p3} = \left( \frac{\Delta T_3}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL P}$$

$$T_{p4} = \left( \frac{\Delta T_4}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL P}$$

Avec :

- $T_{P1}, T_{P2}, T_{P3}, T_{P4}$  : taux de conversion en paraffines dans chaque réacteur.
- $\Delta T_1, \Delta T_2, \Delta T_3, \Delta T_4$  : la différence de température entre chaque entrée et sortie du réacteur.
- $\Delta T_{TOTAL}$  : la somme des différences de température dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.6 :

	°C					% massique			
	$\Delta T_1$	$\Delta T_2$	$\Delta T_3$	$\Delta T_4$	$\Delta T_{total}$	T P1	T P2	T P3	T P4
Cas design	121	82,1	63,6	50,4	317,1	27,27	18,5	14,33	11,35
Cas réel	112,49	80,05	70,09	53,67	316,3	25,71	18,29	16,02	12,27

**Tableau IV6** : Taux de conversion en paraffines dans chaque réacteur.

➤ **Taux de conversion des naphènes dans chaque réacteur**

Le taux de conversion en naphènes dans chaque réacteur est donné par les formules suivantes :

$$T_{N1} = \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL N}$$

$$T_{N2} = \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL N}$$

$$T_{N3} = \left( \frac{\Delta T_3}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL N}$$

$$T_{N4} = \left( \frac{\Delta T_4}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL N}$$

Avec :

- $T_{N1}, T_{N2}, T_{N3}, T_{N4}$  : taux de conversion en naphthènes dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.7 :

	°C					% massique			
	$\Delta T1$	$\Delta T2$	$\Delta T3$	$\Delta T4$	$\Delta T_{total}$	$T_{N1}$	$T_{N2}$	$T_{N3}$	$T_{N4}$
Cas design	121	82,1	63,6	50,4	317,1	37,54	25,47	19,73	15,63
Cas réel	112,49	80,05	70,09	53,67	316,3	34,49	24,54	21,49	16,45

**Tableau IV.7** : Taux de conversion en naphthènes dans chaque réacteur.

➤ **Taux de conversion des aromatiques dans chaque réacteur**

Le taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur est donné par les formules suivantes :

$$T_{A1} = \left( \frac{\Delta T1}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL A}$$

$$T_{A2} = \left( \frac{\Delta T2}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL A}$$

$$T_{A3} = \left( \frac{\Delta T3}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL A}$$

$$T_{A4} = \left( \frac{\Delta T4}{\Delta T_{TOTAL}} \right) * T_{TOTAL A}$$

Avec :

- $T_{A1}, T_{A2}, T_{A3}, T_{A4}$  : taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.8 :

	°C					% massique			
	$\Delta T_1$	$\Delta T_2$	$\Delta T_3$	$\Delta T_4$	$\Delta T_{total}$	T <sub>A1</sub>	T <sub>A2</sub>	T <sub>A3</sub>	T <sub>A4</sub>
Cas design	121	82,1	63,6	50,4	317,1	34,70	23,54	18,23	14,45
Cas réel	112,49	80,05	70,09	53,67	316,3	31,35	22,31	19,53	14,96

**Tableau IV.8 :** Taux de conversion en aromatiques dans chaque réacteur.

**IV.2.1.2 Matière première non transformée des familles d'hydrocarbures dans chaque réacteur**

**IV.2.1.2.a) Matière première non transformée des paraffines dans chaque réacteur**

La matière première non transformée des paraffines dans chaque réacteur est donnée par les formules suivantes :

$$P_{nontr\ 1} = P_{charge} \cdot (1 - T_{p1})$$

$$P_{nontr\ 2} = P_{charge} \cdot (1 - T_{p1} - T_{p2})$$

$$P_{nontr\ 3} = P_{charge} \cdot (1 - T_{p1} - T_{p2} - T_{p3})$$

$$P_{nontr\ 4} = P_{charge} \cdot (1 - T_{p1} - T_{p2} - T_{p3} - T_{p4})$$

Avec :

- $P_{nontr\ 1}$ ,  $P_{nontr\ 2}$ ,  $P_{nontr\ 3}$ ,  $P_{nontr\ 4}$  : Les débits massiques des matières premières non transformées des paraffines dans chaque réacteur.
- $P_{charge}$  : Le débit massique des paraffines dans la charge.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.9 :

	% massique				Débit massique (kg/h)				
	T <sub>P1</sub>	T <sub>P2</sub>	T <sub>P3</sub>	T <sub>P4</sub>	P <sub>nontr 1</sub>	P <sub>nontr 2</sub>	P <sub>nontr 3</sub>	P <sub>nontr 4</sub>	P <sub>charge</sub>
Cas design	27,27	18,5	14,33	11,35	40951,53	30534,87	22466,19	16075,43	56306,25
Cas réel	25,71	18,29	16,02	12,27	25862,27	19495,04	13918,07	9646,57	34812,58

**Tableau IV.9 :** Matière première non transformée des paraffines dans chaque réacteur.

**IV.2.1.2.b) Matière première non transformée des naphènes dans chaque réacteur**

La matière première non transformée des naphènes dans chaque réacteur est donnée par les formules suivantes :

$$N_{\text{nontr 1}} = N_{\text{charge}} \cdot (1 - T_{N1})$$

$$N_{\text{nontr 2}} = N_{\text{charge}} \cdot (1 - T_{N1} - T_{N2})$$

$$N_{\text{nontr 3}} = N_{\text{charge}} \cdot (1 - T_{N1} - T_{N2} - T_{N3})$$

$$N_{\text{nontr 4}} = N_{\text{charge}} \cdot (1 - T_{N1} - T_{N2} - T_{N3} - T_{N4})$$

Avec :

- N<sub>nontr 1</sub>, N<sub>nontr 2</sub>, N<sub>nontr 3</sub>, N<sub>nontr 4</sub> : Les débits massiques des matières premières non transformées des naphènes dans chaque réacteur.
- N<sub>charge</sub> : Le débit massique des naphènes dans la charge

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.10 :

	% mass				Débit massique (kg/h)				
	T <sub>N1</sub>	T <sub>N2</sub>	T <sub>N3</sub>	T <sub>N4</sub>	N <sub>nontr 1</sub>	N <sub>nontr 2</sub>	N <sub>nontr 3</sub>	N <sub>nontr 4</sub>	N <sub>charge</sub>
Cas design	37,54	25,47	19,73	15,63	13201,86	7818,39	3648,16	344,52	21136,5
Cas réel	34,49	24,54	21,49	16,45	15404,59	9634,04	4580,70	712,50	23514,87

**Tableau IV.10 :** Matière première non transformée des naphènes dans chaque réacteur.



### IV.2.1.2.c) Matière première non transformée des aromatiques dans chaque réacteur

La matière première non transformée des aromatiques dans chaque réacteur est donnée par les formules suivantes :

$$\text{Anontr 1} = \text{Acharge.} (1 - T_{A1})$$

$$\text{Anontr 2} = \text{Acharge.} (1 - T_{A1} - T_{A2})$$

$$\text{Anontr 3} = \text{Acharge.} (1 - T_{A1} - T_{A2} - T_{A3})$$

$$\text{Anontr 4} = \text{Acharge.} (1 - T_{A1} - T_{A2} - T_{A3} - T_{A4})$$

Avec :

- Anontr 1, Anontr 2, Anontr 3, Anontr 4 : Les débits massiques des matières premières non transformées des aromatiques dans chaque réacteur
- Acharge : Le débit massique des aromatiques dans la charge

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.11 :

	% massique				Débit massique (kg/h)				
	T A1	T A3	T A3	T A4	Anontr 1	Anontr 2	Anontr 3	Anontr 4	Acharge
Cas design	34,70	23,54	18,23	14,45	3313,16	2118,80	1193,85	460,70	5073,75
Cas réel	31,35	22,31	19,53	14,96	3209,08	2166,19	1253,25	553,93	4674,55

**Tableau IV.11** : Matière première non transformée des aromatiques dans chaque réacteur.

### IV.2.1.3 Matière première non transformée dans chaque réacteur

Elle est donnée par les formules suivantes :

$$\text{MP1} = \text{Pnontr1} + \text{Nnontr1} + \text{Anontr1}$$

$$\text{MP2} = \text{Pnontr2} + \text{Nnontr2} + \text{Anontr2}$$

$$\text{MP3} = \text{Pnontr3} + \text{Nnontr3} + \text{Anontr3}$$

$$\text{MP4} = \text{Pnontr4} + \text{Nnontr4} + \text{Anontr4}$$

Avec :

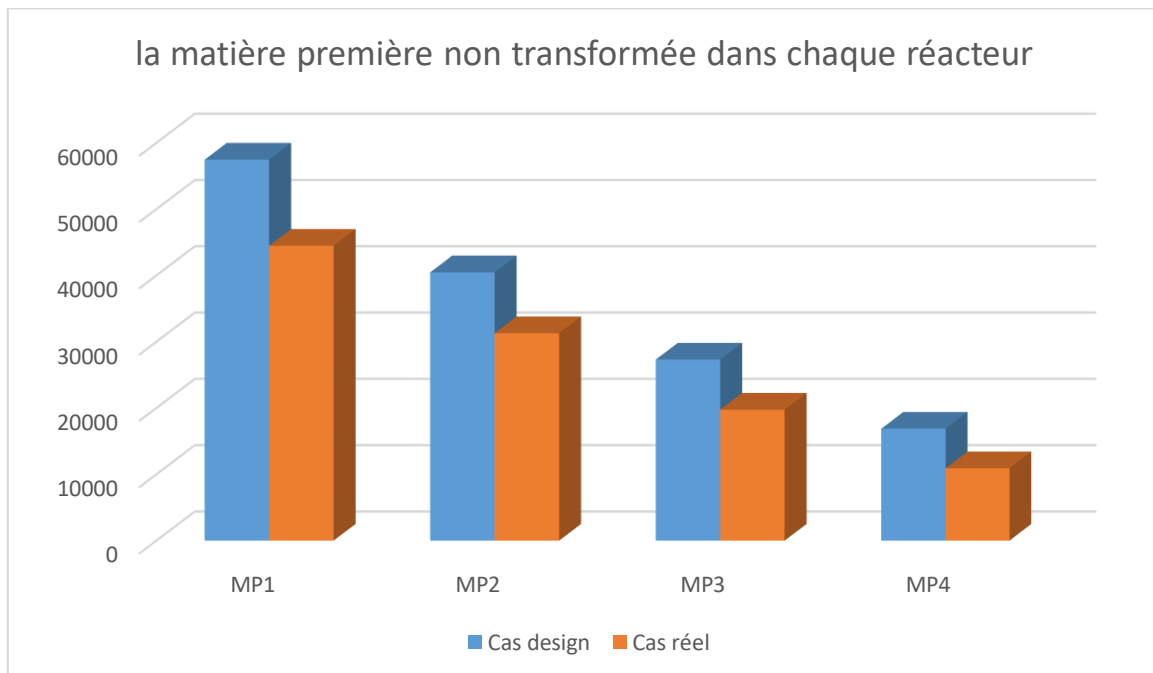
- MP1, MP2, MP3, MP4 : les débits massiques des matières premières non transformées dans chaque réacteur

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.12 :

	Débit massique (kg/h)			
	MP <sub>1</sub>	MP <sub>2</sub>	MP <sub>3</sub>	MP <sub>4</sub>
Cas design	57466,55	40472,06	27308,2	16880,65
Cas réel	44475,94	31295,27	19751,98	10913

**Tableau IV.12** : Matière première non transformée dans chaque réacteur.

La Figure IV.4 : représente la matière première non transformée dans chaque réacteur.



**Figure IV.4** : Matière première non transformée dans chaque réacteur.

#### IV.2.1.4 Taux de conversion dans chaque réacteur

Le taux de conversion dans chaque réacteur est donné par les formules suivantes :

$$TR1 = 1 - (MP1 / Gcharge)$$

$$TR2 = 1 - TR1 - (MP2 / Gcharge)$$

$$TR3 = 1 - TR1 - TR2 - (MP3 / Gcharge)$$

$$TR4 = 1 - TR1 - TR2 - TR3 - (MP4 / Gcharge)$$

Avec :

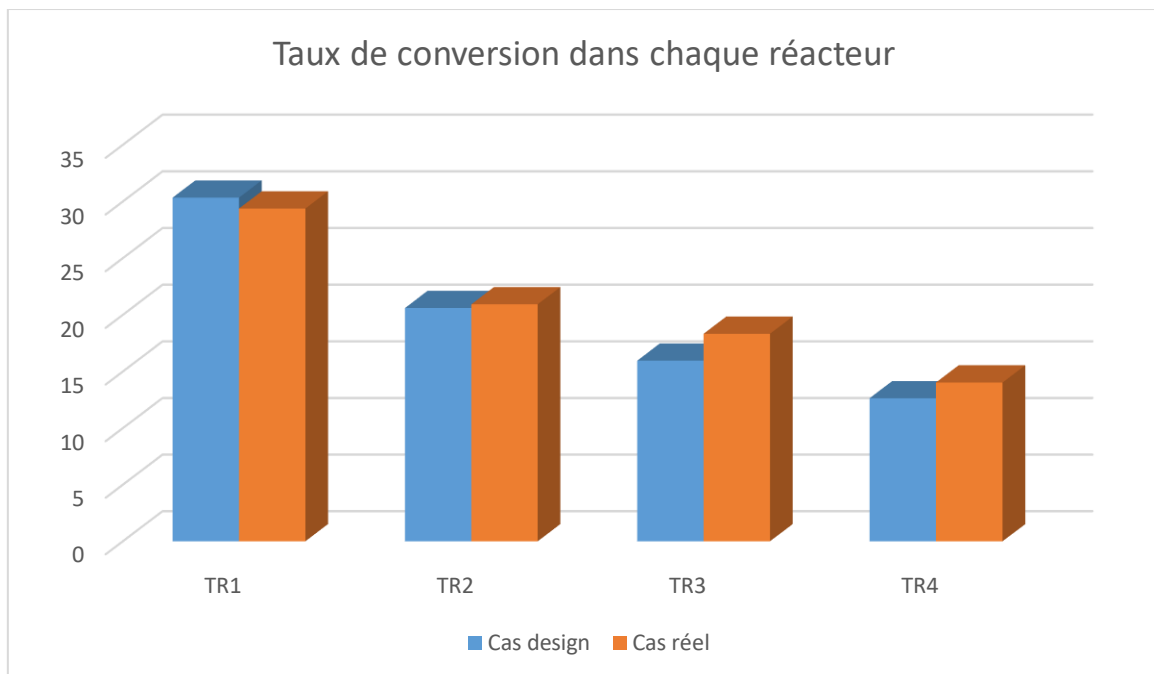
- TR1, TR2, TR3, TR4 : taux de conversion dans chaque réacteur.
- Gcharge : le débit massique de la charge

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.13 :

	% massique			
	TR1	TR2	TR3	TR4
Cas design	30,34	20,60	15,96	12,64
Cas réel	29,38	20,93	18,33	14,03

**Tableau IV.13** : Taux de conversion dans chaque réacteur

La Figure IV.5 : représente le taux de conversion dans chaque réacteur :



**Figure IV.5** : Taux de conversion dans chaque réacteur.

## IV.2.2 Quantité des produits sortants dans chaque réacteur

### IV.2.2.1 Quantité du reformat dans chaque réacteur

La quantité du reformat dans chaque réacteur est donnée par les formules suivantes :

$$R1 = TR1. G_{charge}$$

$$R2 = (TR2. MP1) + R1$$

$$R3 = (TR3. MP2) + R2$$

$$R4 = (TR4. MP3) + R3$$

Avec :

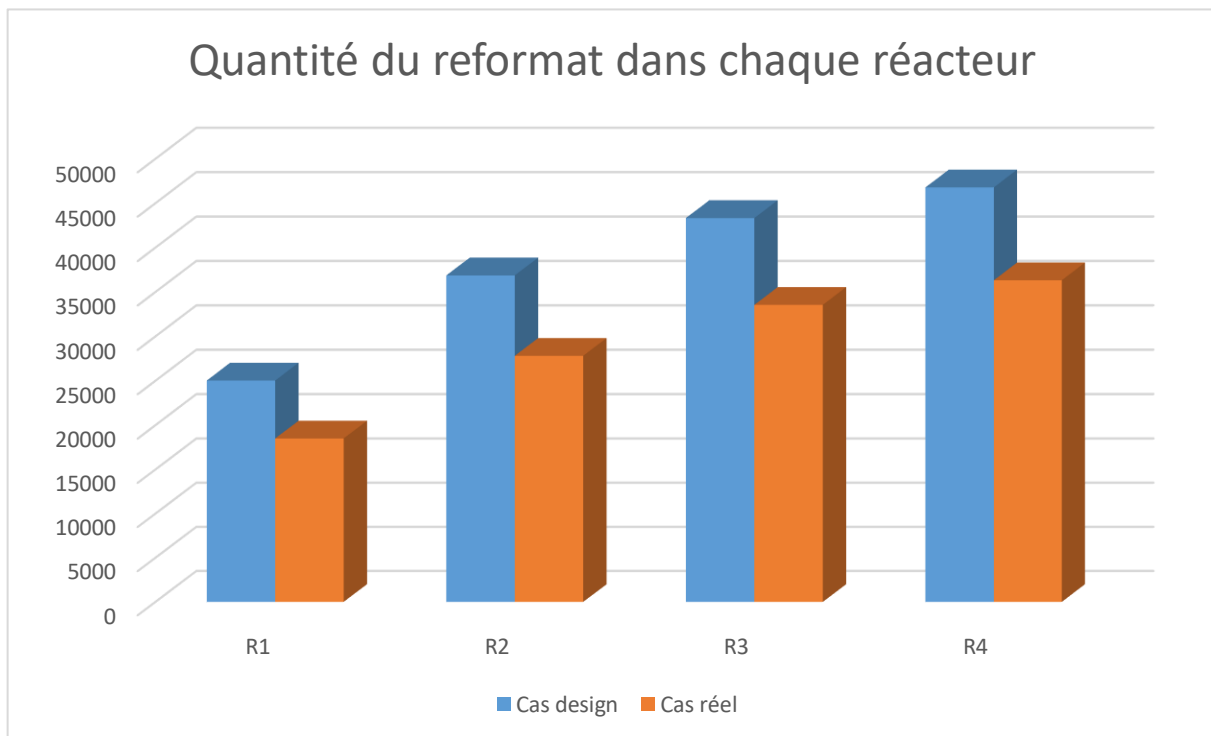
- R1, R2, R3, R4 : les débits massiques du reformat dans chaque réacteur.

Les résultats sont regroupés dans le Tableau IV.14 :

	Débit massique (kg/h)			
	R1	R2	R3	R4
Cas design	25030,5	36868,61	43327,95	46779,70
Cas réel	18502,06	27810,87	33547,29	36318,49

**Tableau IV.14 :** Quantité du reformat dans chaque réacteur.

La Figure IV.6 représente la quantité du reformat dans chaque réacteur.



**Figure IV.6 :** Quantité du reformat dans chaque réacteur.

#### IV.2.2.2 Quantité du gaz formé dans chaque réacteur

La quantité du gaz formé dans chaque réacteur est donnée par les formules suivantes :

$$g1 = G_{charge} - (MP1+R1)$$

$$g2 = G_{charge} - (MP2+R2)$$

$$g3 = G_{charge} - (MP3+R3)$$

$$g4 = G_{charge} - (MP4+R4)$$

Avec :

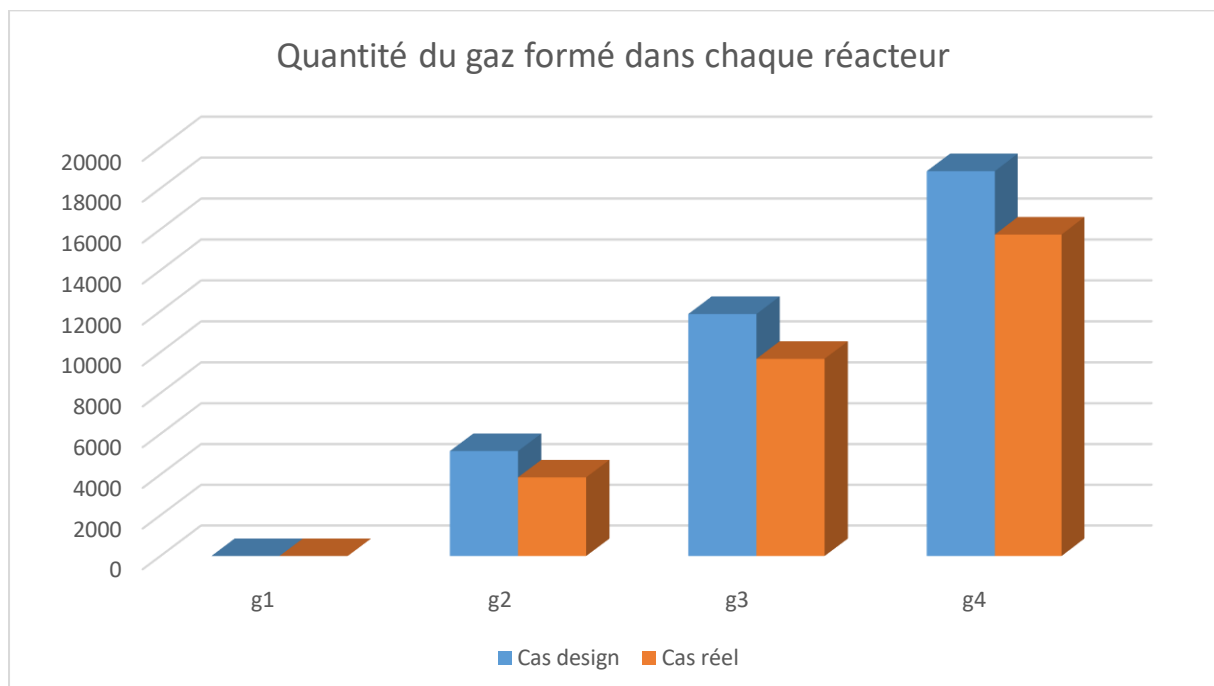
- $g1, g2, g3, g4$  : les débits massiques du gaz formé dans chaque réacteur

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.15 :

	Débit massique (kg/h)			
	g <sub>1</sub>	g <sub>2</sub>	g <sub>3</sub>	g <sub>4</sub>
Cas design	2,95	5159,33	11863,85	18839,65
Cas réel	3	3868,86	9675,73	15743,51

**Tableau IV.15** : Quantité du gaz formé dans chaque réacteur.

La Figure IV.7 : représente la quantité du gaz formé dans chaque réacteur :



**Figure IV.7** : Quantité du gaz formé dans chaque réacteur.

### IV.2.3 Bilan matière dans chaque réacteur

Les résultats finals sont regroupés dans les tableaux suivants (pour chaque réacteur) :

#### IV.2.3.1 Bilan matière du premier réacteur (520-R-001)

Cas Design	Entrée	Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Charge	82500	100
		Total	82500	100
	Sortie	Matière première non transformée	57466.55	69,65
		Reformat	25030.5	30,34
		Gaz formé	2.95	0,01
		Total	82500	100
Cas réel	Entrée	Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Charge	62975	100
		Total	62975	100
	Sortie	Matière première non transformée	44475,94	70,62
		Reformat	18502,06	29,37
		Gaz formé	3	0,01
		Total	62975	100

**Tableau IV.16** : Bilan matière du premier réacteur.

## IV.2.3.2 Bilan matière du 2ème réacteur (520-R-002)

		Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Cas Design	Entrée	Matière première non transformée
Reformat	25030,5			30,34
Gaz formé	2,95			0,01
Total	82500			100
Sortie	Matière première non transformée		40472,06	49,05
	Reformat		36868,61	44,69
	Gaz formé		5153,33	6,26
	Total		82500	100
Cas réel	Entrée	Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Matière première non transformée	44475,94	70,62
		Reformat	18502,06	29,37
		Gaz formé	3	0,01
	Total	62975	100	
	Sortie	Matière première non transformée	31295,27	49,70
		Reformat	27810,87	44,16
		Gaz formé	3868,86	6,14
Total		62975	100	

Tableau IV.17 : Bilan matière du 2ème réacteur.



## IV.2.3.3 Bilan matière du 3ème réacteur (520-R-003)

		Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Cas Design	Entrée	Matière première non transformée
Reformat	36868,61			44,69
Gaz formé	5159,33			6,26
Total	82500			100
Sortie	Matière première non transformée		27308,20	33,10
	Reformat		43327,95	52,51
	Gaz formé		11863,85	14,39
	Total		82500	100
		Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Cas réel	Entrée	Matière première non transformée
Reformat	27810,87			44,16
Gaz formé	3868,86			6,14
Total	62975			100
Sortie	Matière première non transformée		19751,98	31,37
	Reformat		33547,29	53,27
	Gaz formé		9675,73	15,36
	Total		62975	100

Tableau IV.18 : Bilan matière du 3ème réacteur.

## IV.2.3.4 Bilan matière du 4ème réacteur (520-R-004)

		Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Cas Design	Entrée	Matière première non transformée
Reformat	43327,95			52,51
Gaz formé	11863,85			14,39
Total	82500			100
Sortie	Matière première non transformée		16880,65	20,46
	Reformat		46779,70	56,70
	Gaz formé		18839,65	22,84
	Total		82500	100
Cas réel	Entrée	Produits	Débit massique (kg/h)	% masse
		Matière première non transformée	19751,98	31,37
		Reformat	33547,29	53,27
		Gaz formé	9675,73	15,36
	Total	62975	100	
	Sortie	Matière première non transformée	10913	17,33
		Reformat	36318,49	57,67
		Gaz formé	15743,51	25
Total		62975	100	

Tableau IV.19 : Bilan matière du 4ème réacteur.

## IV.3 Bilan thermique

### IV.3.1 Calcul des enthalpies

On calcul les enthalpies de l'ensemble des effluents de la section réactionnelle à savoir : la charge, la matière première non transformée le reformat.

#### IV.3.1.1 Enthalpie de la charge (phase vapeur)

Pour déterminer l'enthalpie de la charge, on doit calculer les paramètres critiques à savoir la température et la pression.

##### ➤ Température critique

La valeur de la température critique est déterminée par la formule suivante :

$$T_C = 1,05 T_m + 160$$

Avec :

- $T_m$  : température moyenne d'ébullition à 50% distillé d'après l'ASTM de la charge
- $T_C$  : température critique de la charge

##### ➤ Pression critique

La pression critique est déterminée d'après la relation :

$$P_c = C.T_c / M$$

Avec :

- $P_c$  : la pression critique de la charge
- $M$  : masse moléculaire moyenne de la charge
- $C$  : constante caractérisant le type d'hydrocarbures, à savoir que pour :
  - Les paraffines :  $C = 5 ; 5.5$
  - Les naphthènes :  $C = 6$

La constante  $C$  est déterminé par la relation suivante :

$$C = 5,33 + 0,855.(T_{70\%} - T_{10\%}) / 70 - 10$$

Avec :

- **T70%** : température d'ébullition à 70% distillé d'après l'ASTM de la charge
- **T10%** : température d'ébullition à 10% distillé d'après l'ASTM de la charge

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.20 :

	°C			°K	C	Kg/Kmol	Bar
	T <sub>m</sub>	T <sub>10%</sub>	T <sub>70%</sub>	T <sub>c</sub>		M	P <sub>c</sub>
Cas design	126	108	138	565,8	5,758	114,58	28,43
Cas réel	122,4	111	132,7	561,5	5,639	117,2	27,02

**Tableau IV.20** : Paramètres critique de la charge.

Connaissant les paramètres critiques, on peut connaître les paramètres réduits.

➤ **Température réduite**

$$T_r = T/T_c$$

Avec :

- T : la température de la charge.
- T<sub>r</sub> : la température réduite de la charge.

➤ **Pression réduite**

$$P_r = P/P_c$$

- P : la pression de service de l'unité.
- P<sub>r</sub> : la pression réduite de la charge.

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.21 :

	°C	°K		Bar		
	T	T <sub>c</sub>	T <sub>r</sub>	P	P <sub>c</sub>	P <sub>r</sub>
Cas design	526,7	565,8	1,41	4,75	28,43	0,17
Cas réel	525,24	561,5	1,42	4,66	27,02	0,17

**Tableau IV.21** : Paramètres réduits de la charge.

Pour déterminer l'enthalpie de la charge à l'état vapeur (cas design), on choisit deux températures :

a)  $T_1 = 526,7^\circ\text{C}$  et  $P = 1 \text{ atm}$

$$H_{1\text{atm}} = \alpha (4-d_{15}) - 73,8$$

$$\alpha = 50,2 + 0,109T_1 + 0,00014 (T_1)^2$$

$$\alpha = 50,2 + 0,109(526,7) + 0,00014 (526,7)^2$$

$$\alpha = 146,45$$

$$H_{1\text{atm}} = 146,45 (4-0,7394) - 73,8$$

$$\underline{H_{1\text{atm}} = 403,71 \text{ kcal/kg}}$$

- Pour :  $T_1 = 526,7^\circ\text{C}$  et  $P = 4,75 \text{ atm}$

$$H_{4,75\text{atm}} = H_{1\text{atm}} - |\Delta H|$$

$|\Delta H|$  : correction de l'enthalpie pour une pression élevée

$$|\Delta H| = (-4,4.T.Pr) / (M.Tr^3)$$

$$\Delta H = -4,4. (526,7+273,3). 0,17 / 114,58. (1,41)^3$$

$$\Delta H = 1,86 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{4,75\text{atm}} = 403,71 - 1,86$$

$$\underline{H_{4,75\text{atm}} = 401,85 \text{ kcal/kg}}$$

b)  $T_2 = 405,7^\circ\text{C}$  et  $P = 1 \text{ atm}$

$$H_{1\text{atm}} = \alpha (4-d_{15}) - 73,8$$

$$\alpha = 117,46$$

$$\underline{H_{1\text{atm}} = 309,19 \text{ kcal/kg}}$$

- Pour :  $T_2 = 405,7^\circ\text{C}$  et  $P = 4,75 \text{ atm}$

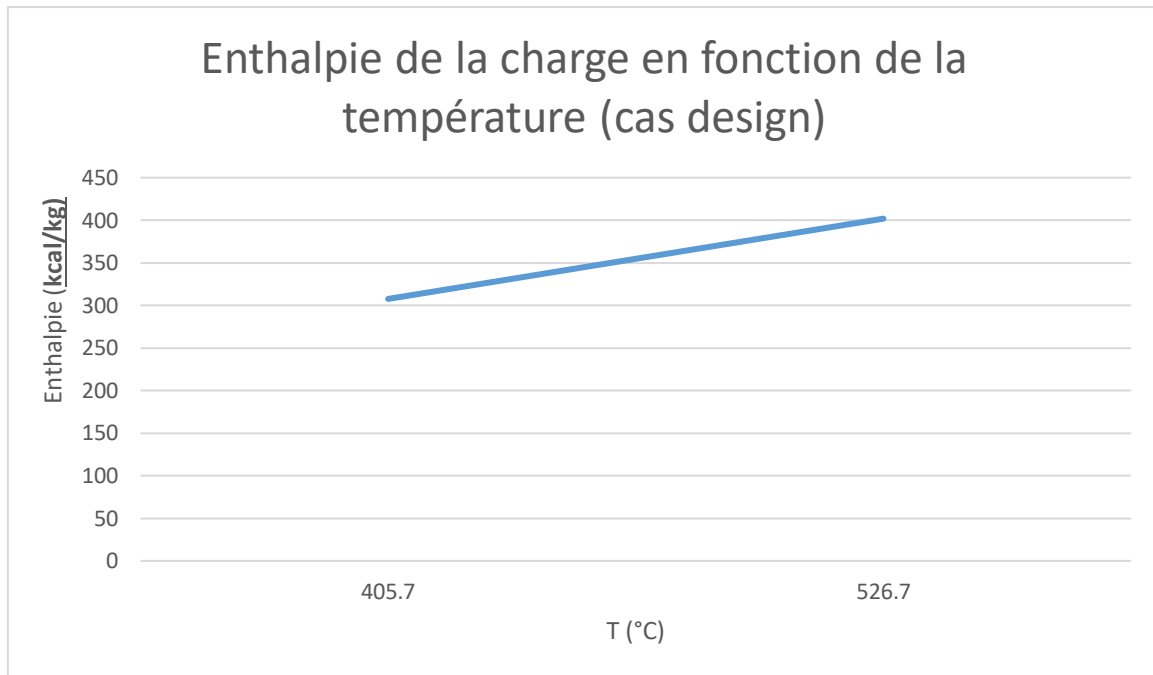
$$H_{4,75\text{atm}} = H_{1\text{atm}} - |\Delta H|$$

$$|\Delta H| = 1,58 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{4,75\text{atm}} = 309,19 - 1,58$$

$$\underline{H_{4,75\text{atm}} = 307,61 \text{ kcal/kg}}$$

A l'aide des deux températures de calcul et les enthalpies correspondantes, on trace le graphe  $H=f(T)$  :



**Figure IV.8** : Enthalpie de la charge en fonction de la température (cas design)

Pour déterminer l'enthalpie de la charge à l'état vapeur (cas réel), on choisit deux températures :

a)  $T_1 = 525,24 \text{ °C}$  et  $P = 1 \text{ atm}$

$$H_{1\text{atm}} = \alpha (4-d_{15}) - 73,8$$

$$\alpha = 50,2 + 0,109T_1 + 0,00014 (T_1)^2$$

$$\alpha = 50,2 + 0,109(525,24) + 0,00014 (525,24)^2$$

$$\alpha = 146,07$$

$$H_{1\text{atm}} = 146,07 \cdot (4 - 0,7497) - 73,8$$

$$\underline{H_{1\text{atm}} = 400,97 \text{ kcal/kg}}$$

- Pour :  $T_1 = 525,24 \text{ }^\circ\text{C}$  et  $P = 4,66 \text{ atm}$

$$H_{4,75\text{atm}} = H_{1\text{atm}} - I\Delta H_I$$

$I\Delta H_I$  : correction de l'enthalpie pour une pression élevée  $\Delta H = 1,78 \text{ kcal/kg}$

$$H_{4,75\text{atm}} = 400,97 - 1,78$$

$$\mathbf{H_{4,75atm} = 399,19 \text{ kcal/kg}}$$

- b)  $T_2 = 412,75^\circ\text{C}$  et  $P = 1 \text{ atm}$

$$H_{1\text{atm}} = \alpha (4-d15) - 73,8$$

$$\alpha = 119,04$$

$$\mathbf{H_{1atm} = 313,12 \text{ kcal/kg}}$$

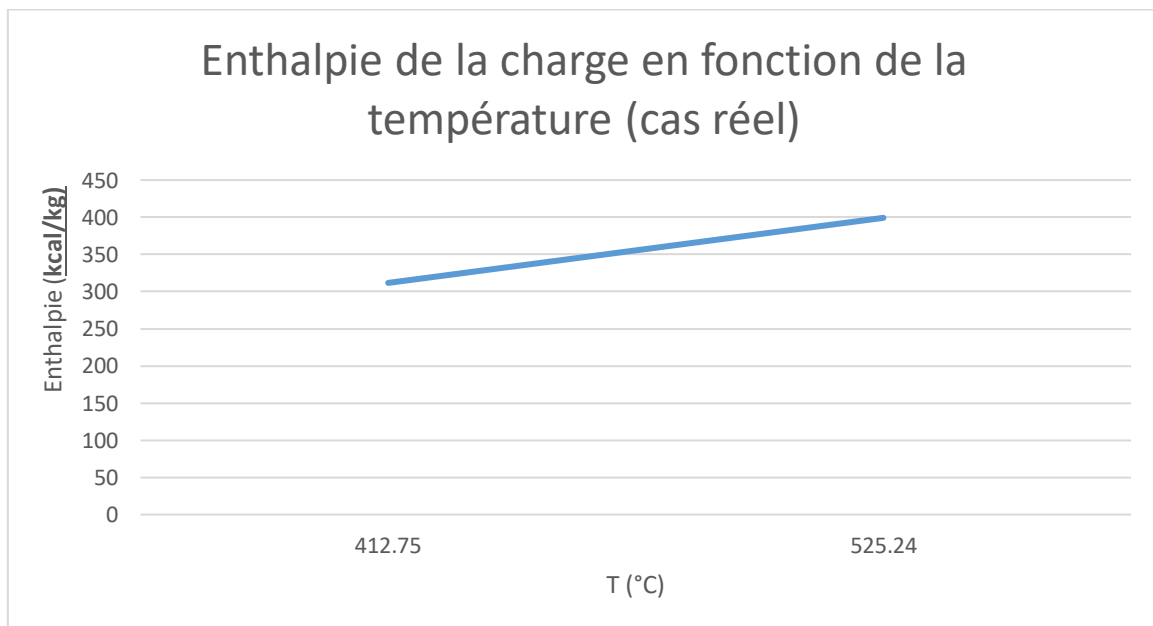
- Pour :  $T_2 = 412,75^\circ\text{C}$  et  $P = 4,66\text{atm}$

$$H_{4,66\text{atm}} = H_{1\text{atm}} - I\Delta H_I$$

$$\Delta H = 1,53 \text{ kcal/kg} \quad H_{4,66\text{atm}} = 313,12 - 1,53$$

$$\mathbf{H_{4,66atm} = 311,67 \text{ kcal/kg}}$$

A l'aide des deux températures de calcul et les enthalpies correspondantes, on trace le graphe  $H=f(T)$  :



**Figure IV.9 :** Enthalpie de la charge en fonction de la température (cas réel).

## IV.3.1.2 Enthalpie du reformat

On refait les mêmes opérations exercées sur la charge pour calculer les paramètres critiques du reformat :

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.22 :

	°C			°K	C	Kg/Kmol	Bar
	T <sub>m</sub>	T <sub>10%</sub>	T <sub>70%</sub>	T <sub>C</sub>		M	P <sub>c</sub>
Cas design	131,6	101,6	149	571,68	6,01	103,24	33,28
Cas réel	130,9	99,1	145,4	570,74	5,99	104,2	32,81

**Tableau IV.22** : Paramètres critiques du reformat.

Connaissant les paramètres critiques, on peut connaître les paramètres réduits :

Les résultats sont regroupés dans le tableau IV.23 :

	°C	°K		Bar		
	T	T <sub>c</sub>	T <sub>r</sub>	P	P <sub>c</sub>	P <sub>r</sub>
Cas design	526,7	571,68	1,39	4,75	33,28	0,14
Cas réel	525,24	570,74	1,39	4,66	32,81	0,14

**Tableau IV.23** : Paramètres réduits du reformat.

Pour déterminer l'enthalpie du reformat à l'état vapeur (cas design), on choisit deux températures :

**a) T<sub>1</sub> = 526,7°C et P = 1 atm**

$$H_{1atm} = \alpha (4-d15) - 73,8$$

$$\alpha = 50,2 + 0,109T_1 + 0,00014 (T_1)^2$$

$$\alpha = 50,2 + 0,109(526,7) + 0,00014 (526,7)^2$$

$$\alpha = 146,45$$



$$H_{1\text{atm}} = 146,45 (4-0,8205) -73,8$$

$$H_{1\text{atm}} = 391,83 \text{ kcal/kg}$$

- Pour :  $T_1 = 526,7^\circ\text{C}$  et  $P = 4,75 \text{ atm}$

$$H_{4,75\text{atm}} = H_{1\text{atm}} - I\Delta H_I$$

$I\Delta H_I$  : correction de l'enthalpie pour une pression élevée

$$I\Delta H_I = (-4,4 \cdot T \cdot Pr) / (M \cdot Tr^3)$$

$$\Delta H = -4,4 \cdot (526,7+273,3) \cdot 0,14 / 103,24 \cdot (1,39)^3$$

$$\Delta H = 1,78 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{4,75\text{atm}} = 391,83 - 1,78$$

$$H_{4,75\text{atm}} = 390,05 \text{ kcal/kg.}$$

- b)  $T_2 = 405,7^\circ\text{C}$  et  $P = 1 \text{ atm}$

$$H_{1\text{atm}} = \alpha (4-d15) -73,8$$

$$\alpha = 117,46$$

$$H_{1\text{atm}} = 299,66 \text{ kcal/kg}$$

- Pour :  $T_2 = 405,7^\circ\text{C}$  et  $P = 4,75 \text{ atm}$

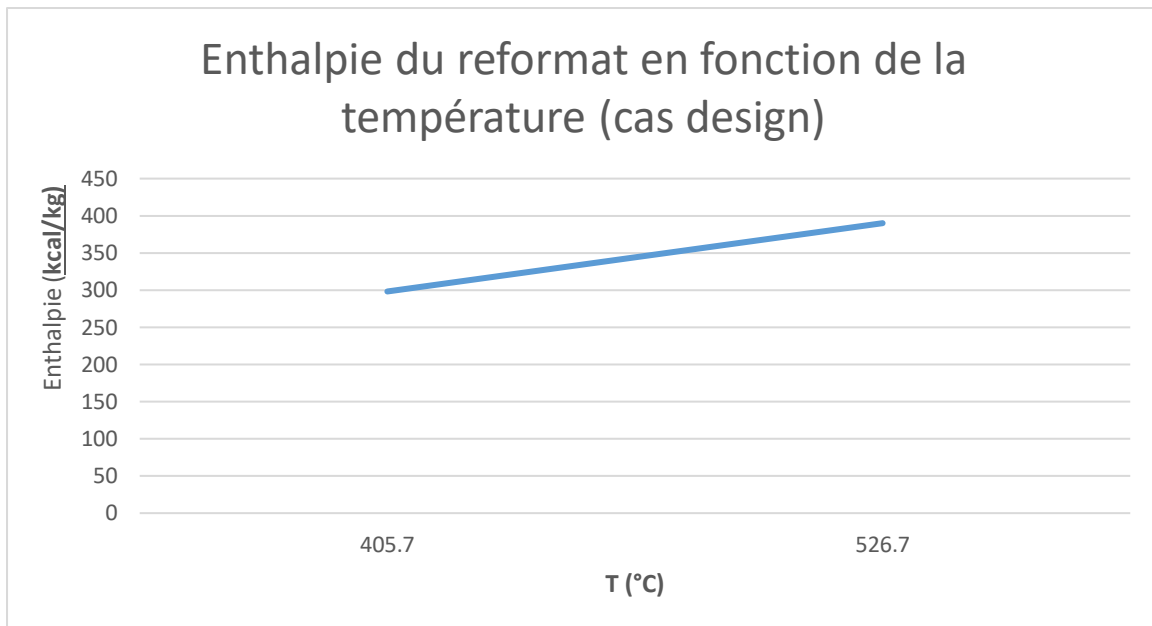
$$H_{4,75\text{atm}} = H_{1\text{atm}} - I\Delta H_I$$

$$\Delta H = 1,51 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{4,75\text{atm}} = 299,66 - 1,51$$

$$H_{4,75\text{atm}} = 298,15 \text{ kcal/kg}$$

A l'aide des deux températures de calcul et les enthalpies correspondantes, on trace le graphe  $H=f(T)$  :



**Figure IV.10 :** Enthalpie du reformat en fonction de la température (cas design)

Pour déterminer l'enthalpie du reformat à l'état vapeur (cas réel), on choisit deux températures :

a) **T1 = 525,24 °C et P = 1 atm**

$$H_{1atm} = \alpha (4-d15) - 73,8$$

$$\alpha = 146,07$$

$$H_{1atm} = 146,07 (4-0,8258) - 73,8$$

$$\mathbf{H_{1atm} = 389,86 \text{ kcal/kg}}$$

- Pour : **T1 = 525,24°C et P = 4,66 atm**

$$H_{4,66atm} = H_{1atm} - I\Delta H$$

$$\Delta H = 1,74 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{4,66atm} = 389,86 - 1,74$$

$$\mathbf{H_{4,66atm} = 388,12 \text{ kcal/kg}}$$

b) **T2 = 412,75°C et P = 1 atm**

$$H_{1atm} = \alpha (4-d15) - 73,8$$

$$\alpha = 119,04$$

$$H_{1\text{atm}} = 304,06 \text{ kcal/kg}$$

- Pour :  $T_2 = 412,75^\circ\text{C}$  et  $P = 4,66 \text{ atm}$

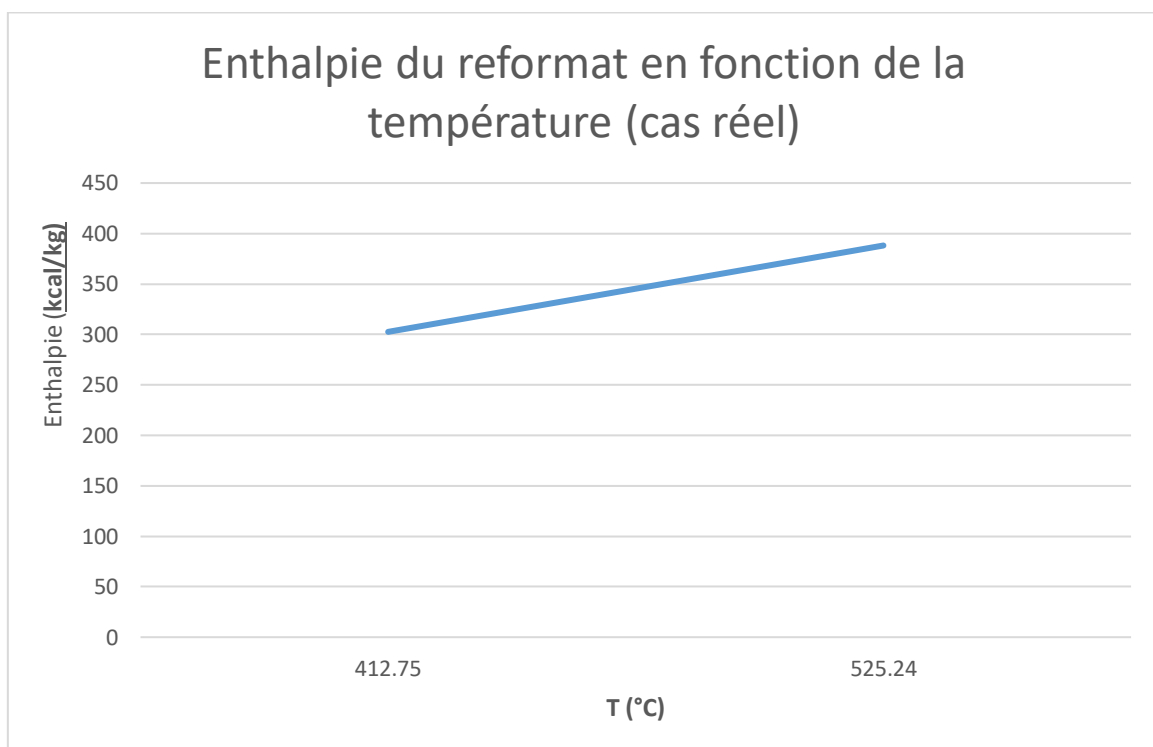
$$H_{4,66\text{atm}} = H_{1\text{atm}} - I\Delta H$$

$$\Delta H = 1,50 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{4,66\text{atm}} = 304,06 - 1,50$$

$$H_{4,66\text{atm}} = 302,56 \text{ kcal/kg.}$$

A l'aide des deux températures de calcul et les enthalpies correspondantes, on trace le graphe  $H=f(T)$  :



**Figure IV.11** : Enthalpie du reformat en fonction de la température (cas réel).

**IV.3.1.3 Enthalpie de la réaction dans chaque réacteur****➤ Premier réacteur (520-R-001)**

- Cas design

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 8794324.747 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 351,344 \text{ kcal/kg}$$

- Cas réel

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 5679190,76 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 306,949 \text{ kcal/kg}$$

Dans le premier réacteur, les principales réactions sont endothermiques (déshydrogénation des naphtènes)

**➤ Deuxième réacteur (520-R-002)**

- Cas design

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 130983322,36 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 355,27 \text{ kcal/kg}$$

- Cas réel

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 5770899,82 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 207,50 \text{ kcal/kg}$$

Dans le 2ème réacteur, les principales réactions sont endothermiques (déshydrogénation des naphtènes, isomérisation)

La diminution de l'enthalpie est due à la présence de la réaction exothermique (isomérisation)

**➤ Troisième réacteur (520-R-003)**

- Cas design

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 6368135,66 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 146,97 \text{ kcal/kg}$$

- Cas réel

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 5627315,20 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 167,74 \text{ kcal/kg}$$

Dans le troisième réacteur, les principales réactions sont endothermiques (déshydrocyclisation, craquage).

La diminution de l'enthalpie est due à la présence de la réaction exothermique (craquage)

➤ **Quatrième réacteur (520-R-004)**

- **Cas design**

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 5421503,2 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 115,89 \text{ kcal/kg}$$

- **Cas réel**

$$\Delta Q = Q_e - Q_s = 4770191,21 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H = 130,34 \text{ kcal/kg}$$

Dans le quatrième réacteur, les principales réactions sont endothermiques (déshydrocyclisation, craquage).

La diminution de l'enthalpie est due à la présence de la réaction exothermique (craquage).

## IV.3.2 Bilan thermique dans chaque réacteur

## IV.3.2.1 Bilan thermique du premier réacteur (520-R-001)

	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température(C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
		Charge	82500	526.7	401.85	33152625
	Total	82500	-	-	33152625	
Cas design	Sortie	Matière première non transformée	57466.55	405.7	306.41	17608325.59
		Reformat	25030.5	405.7	299.67	6749974.93
		Total	82500	-	-	24358300.53
Cas réel	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température(C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
		Charge	62975	525,24	399.19	25138990.25
		Total	62975	-	-	25138990.25
	Sortie	Matière première non transformée	44475.94	412,75	311.67	13861816.22
		Reformat	18502.06	412,75	302.56	5597983.27
		Total	62978	-	-	19459799.49

Tableau IV.24 : Bilan thermique du premier réacteur.

## IV.3.2.2 Bilan thermique du 2ème réacteur (520-R-002)

Cas design	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température (C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
		Matière première	57466.55	526.7	401.85	23092933.12
Reformat		25030.5	526.7	390.05	9763146.53	
Total		82497.05	-	-	32856079.65	
Sortie	Matière première non transformée	40472.06	444.6	337.91	13675913.79	
	Reformat	36868.61	444.6	327.70	12081843.5	
	Total	77340.67	-	-	25757757.29	
Cas reel	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température (C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
		Matière première non transformée	44475.94	525.24	399.19	17754350.49
		Reformat	18502.06	525.24	388.12	7181019.53
		Total	62978	-	-	24935370.02
	Sortie	Matière première non transformée	31295.27	445.19	328.52	10281122.1
		Reformat	27810.87	445.19	319.42	8883348.1
		Total	59106.14	-	-	19164470.2

Tableau IV.25 : Bilan thermique du 2ème réacteur.

## IV.3.2.3 Bilan thermique du 3ème réacteur (520-R-003)

Cas design	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température (C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
		Matière première	40472.06	526.7	401.85	16263697.31
Reformat		36868.61	526.7	390.05	14380601.33	
Total		77340.67	-		30644298.64	
Cas design	Sortie	Matière première non transformée	27308.20	463.1	349.31	9539027.342
		Reformat	43327.95	463.1	340.13	14737135.63
		Total	70636.15	-	-	24276162.98
	Cas réel	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température (C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)
Matière première non transformée			31295.27	525.24	399.19	12492758.83
Reformat			27810.87	525.24	388.12	10793954.86
Total			59106.14	-	-	23286713.69
Sortie		Matière première non transformée	19751.98	455.15	337.16	6659577.57
		Reformat	33547.29	455.15	327.89	10999820.92
		Total	53299.27	-	-	17659398.49

Tableau IV.26 : Bilan thermique du 3ème réacteur.



## IV.3.2.4 Bilan thermique du 4ème réacteur (520-R-004)

Cas design	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température (C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
		Matière Première non transformée	27308.20	526.7	401.85	10973800.17
	Reformat	43327.95	526.7	390.05	16900066.9	
	Total	70636.15	-	-	27873867.07	
	Sortie	Matière première non transformée	16880.65	476.3	359.59	6070112.93
		Reformat	46779.70	476.3	350.02	16382250.94
		Total	63660.35	-	-	22452363.87
Cas réel	Entrée	Produits	Débit massique (Kg/h)	Température (C°)	Enthalpie (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
		Matière première non transformée	19751.98	525.24	399.19	7884792.9
		Reformat	33547.29	525.24	388.12	13020374.19
		Total	53299.27	-	-	20905167.09
	Sortie	Matière première non transformée	10913	471.57	342.62	3739012.06
		Reformat	36318.49	471.57	341.31	12395863.82
		Total	47231.49	-	-	16134875.88

Tableau IV.27 : Bilan thermique du 4ème réacteur.

## IV.4 Interprétation des résultats

### IV.4.1 Taux de conversion dans chaque réacteur

En observant **la Figure IV.5**, il est possible de noter une légère supériorité du taux de conversion dans chaque réacteur pour le cas design par rapport au cas réel. Cette différence peut s'expliquer par la conversion des différentes familles d'hydrocarbures dans tous les réacteurs, à l'exception du premier. En effet, la conversion des paraffines dans le premier réacteur constitue une exception à cette tendance.

### IV.4.2 Quantité du reformat dans chaque réacteur

La confirmation de la supériorité du débit massique du reformat dans chaque réacteur pour le cas design par rapport au cas réel est évidente dans **la Figure IV.6**. Cette différence dans les débits massiques peut être attribuée à la conversion constante des différentes familles d'hydrocarbures. En effet, la déshydrogénation des naphthènes en aromatiques et la déshydrocyclisation des paraffines contribuent à l'augmentation du débit massique du reformat.

### IV.4.3 Quantité du gaz formé

**La Figure IV.7** met en évidence une augmentation du débit massique du gaz formé dans chaque réacteur. Cette augmentation peut être attribuée aux réactions qui génèrent du gaz, telles que la déshydrogénation des naphthènes, la déshydrocyclisation des paraffines et l'hydrocraquage. Ces réactions contribuent à la production accrue de gaz dans le système.

### IV.4.4 Bilan matière

Les bilans matières dans chaque réacteur pour chaque cas, ont été effectués selon l'équation suivante :

**Débit d'entrée = Débit de sortie**

$$\sum mie = \sum mis$$

### IV.4.5 Bilan thermique

Les bilans thermiques dans chaque réacteur pour chaque cas, ont été effectués selon les équations suivantes :

- La quantité de chaleur pour chaque constituant est calculée par la formule suivante :

$$Q_i = m_i \cdot H_i$$

- La quantité de chaleur à l'entrée de chaque réacteur est calculée par la formule suivante :

$$Q_e = \sum Q_{ie}$$

- La quantité de chaleur à la sortie de chaque réacteur est calculée par la formule suivante :

$$Q_s = \sum Q_{is}$$

- L'enthalpie de la réaction dans chaque réacteur est calculée comme suit :

$$\Delta H = \Delta Q / mp = (Q_e - Q_s) / mp$$

# Conclusion générale

Pour satisfaire les besoins en carburants (échelle nationale) et en hydrogène dans la raffinerie d'Alger, il nous a été confié la tâche d'étudier l'évaluation de performance de l'unité reformage catalytique à régénération continu CCR au niveau de la raffinerie d'Alger, Pendant l'élaboration de ce travail, nous avons pu suivre la production d'un reformat à haut indice d'octane ainsi qu'un gaz riche en hydrogène. Nous avons pu relever :

- Les différents paramètres de marche des sections de production du reformat.
- L'acheminement des produits fabriqués à partir du traitement de la charge (Naphta lourd) jusqu'à l'obtention de reformat.

La **première partie** du travail « **la partie théorique** » nous a donné une présentation de l'entreprise et généralité sur les essences puis une base théorique sur le procédé de reformage catalytique à régénération continu.

La **deuxième partie** «**la partie technologique**» s'attache à expliquer la description complète de l'unité de reformage CCR (Unité-520).

La **partie pratique** : est consacrée au calcul des bilans de matière et thermique de l'unité CCR (Unité-520) avec des données prises à partir de la raffinerie durant le stage pratique, ainsi que l'amélioration des performances de cette unité d'après des comparaisons des résultats obtenus (cas réel) et les données de design, cette étude est menée aux résultats suivants :

- Pour un indice d'octane égal 102 nous avons obtenu de rendement en reformat de 87.70 % dans le cas design et 78.68 % pour le cas réel, ce petit écart est dû aux conditions de fonctionnement de sévérité élevée (haute température et faible pression), car dans ces conditions l'indice d'octane augmente mais la production de reformat diminue légèrement.
- Le rendement en gaz pour le cas design est de 12.41% et pour le cas réel est de 16.48%.
- Les résultats obtenus du cas design et du cas réel sont très similaires donc on peut déduire que l'unité a une bonne performance.

D'après les résultats obtenus suite aux différents calculs effectués, nous permet de conclure que les hautes performances de l'unité de reformage à régénération catalytique en continu sont essentiellement dues aux fonctionnement à basse pression associé aux températures élevées, ce qui permet de produire un reformat à haut niveau de qualité et de rendement.

# **Références bibliographiques**

- [1] Sonatrach compagnie algérienne du secteur pétrolier, activités, Wikipédia. URL : <https://fr.m.wikipedia.org/wiki/Sonatrach>
- [2] Raffinerie d'Alger, caractéristiques techniques « capacité de production », Wikipédia. URL : [https://fr.m.wikipedia.org/wiki/Raffinerie\\_d%27Alger](https://fr.m.wikipedia.org/wiki/Raffinerie_d%27Alger)
- [3] Plan de construction de la raffinerie d'Alger RA1G, Fooster Wheeler, 1964.
- [4] Descriptif du Ms block, Sonatrach/Activité Aval/Division raffinage, Raffinerie d'Alger.
- [5] Richard Kraus, Le Raffinage du pétrole partie industrielles chimiques et parachmiques, chapitre 78 collections encyclopédie du BIT.
- [6] Ministère du travail, de l'emploi et de l'insertion, Industrie pétrochimique, prétraitement du pétrole, dessalage, publié le 21 mars 2011.
- [7] René DAUDIN, Encyclopædia Universalis [en ligne], « PÉTROLE - Le raffinage », les procédés de séparation, la distillation atmosphérique.
- [8] Planète énergies, dossier « les techniques du raffinage », les trois étapes du raffinage, publié le 25 août 2014.
- [9] J.P-WAUQUIER, 1998, le raffinage du pétrole : procédés de séparation. Tome2, technip 27 rue genoux 75737 paris cedex 15 Ed : Michel Verwoerd, page 4-5.
- [10] J.P-WAUQUIER, 1994, le raffinage du pétrole, pétrole brut, produits pétroliers, schéma de fabrication, Tome1, technip 27 rue genoux 75737 paris cedex 15, page 375-378-379.
- [11] RAOUFOU BADAROU, CATHERNIE SEDDOR, raffinage de pétrole et spécificités technique de l'essence, évolution des consommations actuelles d'essence.
- [12] PIERRE WUITHIER, 1972, le Pétrole : raffinage et génie chimie tome1, technip 27 rue genoux 75737 paris cedex 15, Ed : ANDRE GIRAUD. Page775.
- [13] Total, 2020, Tout savoir sur l'indice d'octane Totale Guinée « totale.com » disponible sur <<https://www.gn.total.com/nos-produits/nos-carburants/en-savoir-plus-sur-les-carburants-total-excellium/octane>>
- [14] Manuel d'exploitation de l'unité de reformage catalytique de la raffinerie d'Alger.
- [15] Jean-Pierre Favennec, le raffinage du pétrole Tome 5, exploitation et gestion de la raffinerie, édition technip ,163.
- [16] Christine Travers et Olivier Clause, le raffinage du pétrole brut, Produire de l'essence grâce au reformage catalytique (article). D'après G. Martino, « Reformage catalytique ». Procédés de transformation, P. Leprince, Edition Technip, 1998.

[17] Boultif Walid, mémoire, Étude théorique du reformage catalytique : application à l'échelle industrielle, université Ferhat Abbas – Setif.

[18] Formation professionnalisant pro/rcp1 - groupe 1. Traitement des coupes légères et -Des distillats moyens, Hassi messaoud - CENTRE IAP - 6-11 juin 2015. M. Daniel DUMAS

[19] Gille FOURNIER et Jean-François JOLY, « Reformage catalytique », Edition Technique de l'ingénieur, paris (1978).