



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20 août 1955-SKIKDA

Faculté de
Technologie
Département de
Pétrochimie

Mémoire

Envue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière: Industries Pétrochimiques

Spécialité: Génie Pétrochimique

Thème :

**Evaluation des performances de l'unité Plaforming U103 au sein
de la raffinerie de Skikda (RA1K)**

Réalisé par :

- Sami Nidhal
- Kermani Hani

Encadré par:

Pr NASSIRA FERROUDJ

Année Universitaire 2023/2024

Résumé

Le processus de reformage catalytique est complexe et dépend de divers paramètres opératoires complexes à contrôler, tels que la nature de la charge, le débit d'hydrogène, le rapport H_2/HC , la température de chauffe, le taux de chlore dans le catalyseur et la vitesse spatiale. Une étude théorique et pratique a été réalisée dans la raffinerie de Skikda en Algérie afin de saisir l'influence de ces paramètres sur la production d'aromatiques. Un catalyseur industriel Pt-Re/ Al_2O_3 a été utilisé pour étudier le reformage catalytique de la coupe naphta B. Un suivi attentif des performances de ce catalyseur a révélé les paramètres essentiels à améliorer afin d'améliorer les rendements en produits aromatiques.

Abstrat

Catalytic reforming is a complex process that depends on various complex operating parameters that are difficult to control, such as the nature of the feedstock, hydrogen flow rate, H₂/HC ratio, heating temperature, chlorine content in the catalyst, and space velocity. A theoretical and practical study was carried out at the Skikda refinery in Algeria to understand the influence of these parameters on the production of aromatics. An industrial Pt-Re/Al₂O₃ catalyst was used to study the catalytic reforming of the naphtha B cut close monitoring of the performance of this catalyst revealed the key parameters that needed to be improved in order to enhance the yields of aromatic products.

ملخص

عملية التحفيز الحفزي هي عملية معقدة تعتمد على العديد من المعلمات التشغيلية المعقدة التي يصعب السيطرة عليها، مثل طبيعة المادة المشحونة، ومعدل تدفق الهيدروجين، ونسبة H_2/HC ، ودرجة حرارة التسخين، ونسبة الكلور في العامل المساعد، والسرعة المكانية. أجريت دراسة نظرية وعملية في مصفاة سكيكدة في الجزائر لفهم تأثير هذه المعلمات على إنتاج المركبات العطرية. تم استخدام عامل حفاز صناعي $Pt-Re/Al_2O_3$ لدراسة عملية التحفيز الحفزي لقطاع الناقتا B. كشف الرصد الدقيق لأداء هذا العامل المساعد عن المعلمات الأساسية التي يجب تحسينها لتحسين مردود منتجات المركبات العطرية

Remerciements

Avant tout, nous tenons à exprimer nos remerciements et notre profonde gratitude à Dieu qui nous à guidé tout au long de notre vie, qui nous à donné le courage, la volonté et la patience pour passer tous les moments difficiles, pour que nous puissions d'accomplir ce modeste travail.

Nous tenons à adresser nos respectueux remerciements à notre promoteur NASSIRA FERROUDJ, qui n'a pas hésité à nous encadrer et nous suivre dans ce travail, de nous avoir permis de travailler sur un sujet très intéressant, qui nous a accordé de son temps malgré ses responsabilités. On le remercie pour la confiance qu'elle nous a témoignée, pour ses efforts, ses précieux conseils et aussi pour ses remarques successives qui nous ont permis d'améliorer les différentes versions de ce travail.

Nos remerciements s'adressent aux membres de jury pour l'aide qu'il a porté à notre travail, ainsi pour avoir accepté d'examiner ce mémoire et de faire partie de ce jury.

Nous tenons à remercier l'ingénieur Djamel Boutine pour l'aide qu'il nous a apporté au sein de process .

Enfin, nous remercions tous ceux qui nous ont aidé de près ou de loin, que ce soit par leur amitié, leurs conseils et leur soutien moral, qu'ils trouvent dans ces quelques lignes l'expression de nos remerciements les plus vifs.

Dédicace

Au nom d'Allah, le Tout Miséricordieux, le Très Miséricordieux

Tout d'abord je tiens à remercier le tout puissant de m'avoir donné le courage et la patience pour arriver à ce stade afin de réaliser ce modeste travail que je dédie

:

A la lumière de mes yeux, l'ombre de mes pas et le bonheur de ma vie ma mère, qui m'a appris à aimer le travail et le comportement pour son amour infini et sa bienveillance jour et nuit, qui m'a apporté son appui durant toutes mes années d'étude, pour son sacrifice et soutien qui m'ont donné confiance, courage et sécurité.

Merci maman

A mon Adorable père faouzi, qui m'a appris le sens de la persévérance tout au long de mes études, pour son sacrifice ses conseils et ses encouragements.

<< Que dieu les garde et les protège>>>

Nidhal

Dédicace

Les études sont avant tout
Notre unique et seul atout
Souhaitant que le fruit de nos efforts fournis
Jour et nuit, nous mènera vers le bonheur fleuri
Je dédie ce travail à ...
A ma très chère mère
Ta prière et ta bénédiction m'ont été d'un grand secours pour
mener à bien mes études.
A mon père.
Ce travail est le fruit de tes sacrifices que tu as consentis pour
mon éducation et ma formation.
A mes chères frères.
A l'honorable famille .

Hani

Sommaire

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Notations et abréviations

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

I.1 Présentation de la raffinerie de Skikda RA1K.....	6
I.1.1 Situation géographique.....	6
I.2 Présentation des différentes unités de production.....	7
I.2.1 Unités 10-11 (Distillation atmosphérique).....	7
I.2.2 Unités 100 et 103 (Unités Magnaforming, Platforming)	8
I.2.3 Unités 30-31-104 (Séparation et Traitement des Gaz.....	8
I.2.4 Unité 200 (Extraction des Aromatiques).....	8
I.2.5 Unité 400 (Séparation du Paraxylène)	8
I.2.6 Unité 500 (Isomérisation du M-xylène).....	9
I.2.7 Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphta léger A).....	9
I.2.8 Unité 70 (Production de Bitume).....	10
I.2.9 Unité 600 (Unité Melexe)	10
I.2.10 Centrale thermoélectrique	10
I.2.11 Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)	11
I.3 Présentation des différentes sections de l'unité de platforming.....	11
I.3.1 Section d'hydrotraitement du naphta	11
I.3.2 Section réactionnelle	13
I.3.3 Section de fractionnement	15
I.3.3.1 Système de stabilisateur des Magnaformats (colonne 100-C-4).....	16
I.3.3.3 Système de splitteur du toluène des platformats (colonne 103-C-6).....	18
I.3.3.4 Système de splitteur de C4/C5 des platformats (colonne 103-C-7).....	18
I.3.4 Section d'absorption du gaz net de platforming.....	19

Sommaire

Chapitre II : Procédé de reformage catalytique

II.1 Introduction	24
II.2 Principe du procédé de reformage catalytique.....	24
II.3 Réactions élémentaires du reformage catalytique	26
II.3.1 Réactions chimiques de section prétraitement	26
II.3.1.1 Elimination du soufre	26
II.3.1.2 Elimination de l'azote	27
II.3.1.3 Elimination d'oxygène	29
II.3.1.4 Saturation des oléfines.....	29
II.3.1.5 Elimination des halogénures.....	30
II.3.1.6 Elimination des métaux	30
II.3.2 Réactions chimiques de section réactionnelle.....	31
II.3.2.1 Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques.....	31
II.3.2.2 Déshydrocyclisation des paraffines.....	32
II.3.2.3 Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes	32
II.3.2.4 Formation de coke.....	33
II.3.2.5 Hydrocraquage.....	33
II.4 Catalyseurs du reformage catalytique	33
II.4.1 Définition	33
II.4.2 Principaux types de catalyseurs.....	33
II.4.2.1 Catalyseurs massiques	34
II.4.2.2 Catalyseurs supportés	34
II.4.2.3 Catalyseurs « homogène »	34
II.4.3 Caractéristiques et propriétés du catalyseur	34
II.4.3.1 Caractéristiques catalytiques fondamentales (les performances des catalyseurs)	35
II.4.3.2 Caractéristiques intrinsèques	36

Sommaire

II.4.3.3 Caractéristiques non catalytiques	36
II.4.3.4 Propriétés physico-chimiques	37
II.5 Cycle catalytique.....	38
II.6 Causes de la désactivation des catalyseurs	40
II.6.1 Causes physiques.....	41
II.6.2 Empoisonnement par des impuretés	41
II.6.3 Empoisonnement par les réactifs ou par les produits de réaction	41
II.7 Remèdes contre les différentes formes de désactivation.....	42
II.8 Régénération des catalyseurs	42
II.9 Exemple : Cas du lit fixe semi-régénératif (SR).....	43
II.10 Conclusion	44

Chapitre III :Suivi des paramètres opératoires de l'unité 103

III.1 Introduction	46
III.2 Suivi des paramètres de l'unité 103	46
III.2.1 But de l'étude	46
III.2.2 Méthodologie de l'étude	46
III.2.3 Suivi des paramètres de fonctionnement	47
III.2.3.1 Point initial et point final de la distillation ASTM de la charge (PI / PF).....	47
III.2.3.2 Charge	48
III.2.3.3 Gaz de recyclage	50
III.2.3.4 Rapport hydrogène/hydrocarbure (H ₂ /HC)	51
III.2.3.5 Perte de charge le long du lit catalytique	53
III.2.3.6 Chute de température le long du lit catalytique	57
III.2.3.7 Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée -TEP-).....	60
III.2.3.8 Indice d'octane (NO)	62

Sommaire

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

IV.1 Introduction.....	65
IV.2 Calcul des performances du catalyseur R-98.....	65
IV.2.1 But de l'étude.....	65
IV.2.2 Méthodologie de l'étude.....	65
IV.2.3 Capacité et paramètres essentiels de marche.....	66
IV.2.4 Calcul des bilans matière et rendements des produits.....	66
IV.2.4.1 Débits massiques des constituants liquides.....	66
IV.2.4.2 Débits massiques des constituants gazeux.....	67
IV.2.4.3 Rendements des produits.....	68
IV.2.5 Calcul des paramètres de fonctionnement de l'unité.....	70
IV.2.5.1 Rapport hydrogène/charge.....	70
IV.2.5.2 Vitesse spatiale (VVH).....	72
IV.2.5.3 Rapport Eau/Chlore.....	73
IV.2.5.4 Teneur en chlore sur le catalyseur.....	75
IV.2.6 Calcul de la désactivation du catalyseur R-98.....	77
IV.2.6.1 Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT).....	77
IV.2.6.2 Calcul de Δ WAIT.....	80
IV.2.6.3 Chute de température le long du lit catalytique.....	81
IV.2.6.4 Perte de charge le long du lit catalytique.....	83

ANNEXE A

ANNEXE B

ANNEXE C

ANNEXE D

Liste des figures

Liste des figures :

Numéro	Titre de la figure	Page
Figure I-1	Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle de Skikda	05
Figure I-2	Schéma simplifié de procédé de prétraitement de l'unité U-103	11
Figure I-3	schéma simplifié de section réactionnelle de l'unité U-103	13
Figure I-4	Schéma simplifié de section de fractionnement de l'unité U-103	15
Figure I-5	Schéma simplifié de section d'absorption de l'unité U-103	21
Figure II.1	Principe de reformage catalytique	24
Figure II.2	exemple de réaction déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques	30
Figure II.3	exemple de la réaction déshydrocyclisation des paraffines	31
Figure II.4	exemple de la réaction isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes	31
Figure II.5	Le cycle catalytique	39
Figure II.6	Schéma du procédé semi-régénératif	43
Figure III.1	Suivi du point initial et point final ASTM de la charge	46
Figure III.2	suivi des composants de la charge PONA	48
Figure III.3	Suivi du pourcentage d'hydrogène %H ₂	50
Figure III.4	Suivi du rapport H ₂ /HC	51
Figure III.5	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R1	53
Figure III.6	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R31	53
Figure III.7	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R32	54
Figure III.8	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R33	54
Figure III.9	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R34	55
Figure III.10	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R1	56
Figure III.11	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R31	57
Figure III.12	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R32	57
Figure III.13	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R33	58
Figure III.14	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur	58

Liste des figures

	R34	
Figure III.15	Suivi de la température WAIT	60
Figure III.16	Suivi de l'indice d'octane NO	61
Figure IV.1	Evolution du rendement de reformat	66
Figure IV.2	Evolution du rapport H2/HC	69
Figure IV.3	Evolution du pourcentage % H2	70
Figure IV.4	Evolution de la vitesse spatiale	71
Figure IV.5	Evolution du rapport Eau /Chlore	73
Figure IV.6	Evolution de la teneur en Chlore sur le catalyseur R-98	75
Figure IV.7	Evolution de la température WAIT calculée	77
Figure IV.8	Evolution de la chute de température le long du lit catalytique	80
Figure IV.9	Evolution du Perte de charge le long du lit catalytique	81
Annexes		
Figure B.1	Schéma simplifié de l'unité Reforming II de la section prétraitement	
Figure B.2	Schéma simplifié de l'unité Reforming II de la section platforming	
Figure D.1	Correction de la température moyenne pondéré à VVH=1	
Figure D.2	température – octane	
Figure D.3	Correction selon la vitesse spatiale actuelle	

Liste des tableaux

Liste des tableaux :

Numéro	Titre des tableaux	Page
Tableau II.1	Propriétés catalytiques fondamentales	34
Tableau III.1	Suivi du point initial et du point final de la distillation ASTM de la charge	46
Tableau III.2	Suivi de la charge	47
Tableau III.3	Les données du gaz de recyclage	49
Tableau III.4	Suivi du rapport H ₂ /HC	51
Tableau III.5	Suivi de la perte de charge le long des lits catalytiques	52
Tableau III.6	Suivi de la chute de la température le long des lits catalytiques	56
Tableau III.7	Suivi de la température WAIT	60
Tableau III.8	Suivi de l'indice d'octane NO	61
Tableau IV.1	Capacité et paramètres essentiels de marche cas design	64
Tableau IV.2	Données de base et les résultats des constituants liquides et gazeux	67
Tableau IV.3	Résultats de rapport hydrogène/charge	69
Tableau IV.4	Résultats de calcul de Vitesse spatiale (VVH)	71
Tableau IV.5	Résultats de calcul du rapport (Eau/Chlore)	73
Tableau IV.6	Résultats de calcul de la teneur en chlore sur le catalyseur	75
Tableau IV.7	Résultats de calcul de WAIT _{calculée}	77
Tableau IV.8	Résultats de calcul de WAIT _{actuelle}	78
Tableau IV.9	Résultats de calcul de Δ WAIT	79
Tableau IV.10	Résultats de calcul de Chute de température le long du lit catalytique	80
Tableau IV.11	Résultats de calcul de Perte de charge le long du lit catalytique	81
Annexes		
Tableau A.1	Historique succinct des procédés de raffinage	
Tableau B.1	Les propriétés physiques du naphta "B" et "C"	
Tableau B.2	Données design de la section prétraitement	
Tableau B.3	Propriétés physiques du catalyseur UOP S-120	
Tableau B.4	Identification et repérage des équipements	
Tableau B.5	Données design de la section platforming	
Tableau B.6	les propriétés physiques du catalyseur UOP R 98 Platforming	
Tableau C.1	Indice d'octane recherché des hydrocarbures purs	

Notations et abréviations

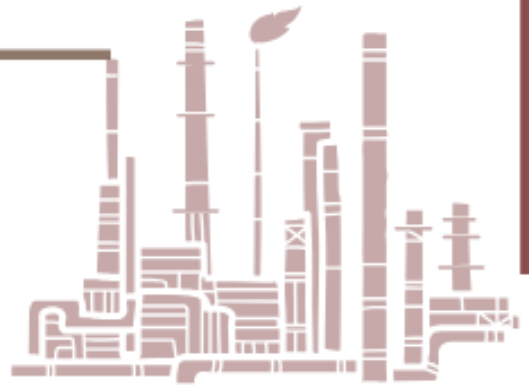
Notations et abréviations :

ASTM	American Society for Testing Materials
BRI	Brut réduit importé
BTS	Basse teneur en soufre
BTX	Benzène, Toluène, Xylène
CTE	La centrale thermoélectrique
DCP	Dichloropropane
EA	Aéroréfrigérants
GPL	Gaz de pétrole liquéfié HC : Hydrocarbures
HDS	Hydrodésulfuration
HTS	Haute teneur en soufre
PM	Le poids moléculaire d'un gaz recyclage (g/mole)
NAFTAL	Société nationale de distribution et de commercialisation des produits pétroliers
NAFTEC	Société nationale de production des produits pétroliers
NHT	Unité d'hydrotraitement de naphta
NO	Nombre d'octane
PF	Point final de la distillation
PI	Point initial de la distillation
P.O.N.A	Paraffine, Oléfine, Naphtène, Aromatique
Ppm	Partie par million
RA1/K	Raffinerie de Skikda
RHM	Raffinerie de Hassi-Messaoud
R-98	Platforming catalytique du fournisseur UOP (Pt/Re à base d'alumine)
SONATRACH	Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures
Spa	Société par actions
Te	Température d'entrée d'un réacteur i (°C)
TEP	Température d'Entrée Pondérée
TMP	Température moyenne pondérée
Ts	Température de la sortie d'un réacteur i (°C)
UOP	Universal oil Product
VVH	Vitesse spatiale de la charge (h ⁻¹)

Notations et abréviations

- WABT** Weight Average Bed Temperature (°C)
- WAIT** Weighted Average Inlet Température (°C)
- ΔH** Chaleur de la réaction en Kcal/mol
- ΔP** Perte de charge le long du lit catalytique (Kg/cm²)
- ΔT** Chute de température le long du lit catalytique (°C)

Introduction Générale



Introduction Générale

Introduction Générale :

En 1859, « EDWIN. Drake » découvrit du pétrole à « Titusville », dans le nord-est de la Pennsylvanie (Etat –Unis), alors qu’il procédait, avec un Derrick au ferrage d’un puits, la réussite du forage de « Drack » marquer le début de l’industrie pétrolière. La part du pétrole dans la production mondiale d’énergie était à cette époque négligeable, mais cette nouvelle source d’énergie prit. Un essor rapide et important, et son rôle ne cesse de croître. Le pétrole et le gaz naturel ont perturbés les structures industrielles, les techniques modernes, et même les cadres de la vie courante. [1].

Carburants (essence ,supercarburant ,gas-oil) ,combustible (fuel – mazout) ,gaz (butane – propane),solvants ,huiles lubrifiantes ,bitumes ,tel sont les principaux emplois du pétrole , qui est aussi une source de produits chimiques tels que les plastiques , les fibres synthétique , les engrais , les détergents , les pesticides ;

L’entreprise hasardeuse de « Drack » ne fut toutefois pas la première .Noé s’était servi de bitume pour calfater son arche, pratique utilisée encore aujourd’hui par les constructeurs de bateaux .Déjà 1000 ans avant notre ère.

les chinois utilisaient le gaz naturel, et 600 ans avant notre ère, les rues de « Babylone » étaient recouvertes d’asphalte . Les anciens utilisaient également le pétrole comme médicament ou comme matière graisseuse. [2]

Les réserves prouvées de pétrole dans le monde sont 90 milliards de tonnes .En se référant à la consommation de 1972, on les évalue à 30 ans de production le pétrole est une ressource limitée , même si des champs pétroliers restent à découvrir et si les techniques d’extraction s’améliorent. Le pétrole, par son importance économique et son inégale répartition, est devenue un problème clé de la politique mondial [3].

Les géologues considèrent le pétrole et gaz naturel comme des minéraux car comme le charbon ces deux produits font partie de la composition de la croûte terrestre On appelle ceux-ci des « Hydrocarbures » parce qu’ils sont constitués de molécules composés principalement d’hydrogène et de carbone .Le pétrole brut est un mélange complexe d’hydrocarbures associés en proportions très variables qui donnent de nombreux variétés de pétrole. Certains sont fluides, d’autre visqueux, les premiers sont en générale claire, les seconds sont foncé et vont du brun fonce au noir, en passant par le vert .Les hydrocarbures ont une origine organique. Ils sont issus du particulièrement

Introduction Générale

des mers peu profonds. Cette matière organique qui se dépose au fond des eaux est recouverte de sédiments et se transforme sous l'action de bactéries. De nouveau sédiment viennent s'accumuler sur les couches déposées, et la température et pression s'élèvent, les conditions thermiques qui complètent le processus bactérien sont alors réunies pour favoriser la formation des hydrocarbures.

Tous les pétroles bruts traités dans une raffinerie subissent une première séparation qui permet d'obtenir des coupes pétrolières telles que : coupes gaz, coupes essences, coupes produits intermédiaires, coupes de produits lourds. Cependant, Ces coupes ne répondent pas aux exigences du marché des produits pétroliers, ni en qualité, ni en quantité. Ce qui a ouvert les portes à de nombreux procédés de transformation engendrant des dérivés multiples utilisés aussi bien dans l'industrie qu'à des fins domestiques, parmi les procédés les plus importants notamment en termes de volume du charge traitée et du catalyseur consommé, on trouve le reforming catalytique.

Le reformage catalytique a pour but principal de transformer de coupes pétrolières à faible indice d'octane, couramment appelées naphthas, en bases pour carburant à haut indice d'octane. Cette amélioration de l'indice résultant essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatiques, on envisagea l'utilisation du procédé pour la production de ceux-ci. L'amélioration de l'indice d'octane se opérer dans des conditions particulières, sur une coupe d'essence sélectionnée, en vue de produire plus spécifiquement des hydrocarbures destinés à la chimie. Tous les procédés de reforming dépendent du catalyseur utilisé.

Le catalyseur de reformage du naphtha fourni par le constructeur Engelhard (Allemand), est un catalyseur bifonctionnel constitué d'une fonction métallique celle du platine, et d'une autre, celle du chlorure d'alumine, avec l'ajout de rhénium Re (métal) qui a été découvert par chevron oil company en 1968.

Le procédé de reforming catalytique dans l'unité Platforming (Reforming II) installée à la raffinerie de Skikda RA1K souffre d'un problème de cokage déposé sur la surface du catalyseur, qui désactive ce dernier et colmate ses sites actifs et qui rend l'exploitation très difficile, en raison d'application des conditions très sévères ce qui conduit de raccourci rapidement le cycle.

L'objectif de notre travail est suivi des performances du catalyseur R98 au sein del'unité Platforming U103, ainsi que les paramètres de fonctionnement.

Ce mémoire se construit en 4 chapitres :

Dans le premier chapitre, nous présenterons la raffinerie de Skikda et ses principales unités,

Introduction Générale

En deuxième chapitre, nous avons abordé le procédé de reformage catalytique, son principe, les réactions principales du procédé, les principaux types de catalyseurs ainsi que le processus de régénération du catalyseur,

En troisième chapitre est consacrée pour différentes méthodes utilisées en calcul de plusieurs paramètres opératoires tels que : le rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC), le rapport Eau/Chlore, teneur en chlore sur le support du catalyseur, vitesse spatiale V.V.H, chute de la température le long du lit catalytique.

Le dernier chapitre consacré pour l'évaluation des performances du catalyseur R-98 durant 09 mois.

Enfin nous terminerons par une conclusion générale.

Problématique

La deuxième unité de réformation dans la raffinerie de Skikda, l'unité de reforming catalytique, a une capacité de 200 m³/h. Elle manipule une coupe de naphta B avec un point initial de 86°C et un point final de 157°C, provenant du traitement du brut de Hassi-Messaoud. Son objectif est de produire le maximum de produits aromatiques à indice d'octane élevé (NO=99).

Il est extrêmement complexe d'utiliser ce procédé car il repose sur plusieurs paramètres opératoires qui ne sont pas simples à contrôler. La plupart du temps, ces paramètres se situent soit dans le fonctionnement des réacteurs, soit dans le catalyseur, à savoir leur activité, leur stabilité et leur sélectivité. Nous avons identifié les problèmes suivants dans notre situation : une faible chute de température qui démontre un fonctionnement incorrect des réacteurs ; des pertes de charge élevées dans ces réacteurs qui ont un impact négatif sur le rendement en aromatiques, ainsi qu'un indice d'octane non nécessaire, ainsi que des rapports H₂/HC, Cl/Cat et la vitesse spatiale mal exploités.

La baisse de ces performances a un impact négatif sur les réactions d'aromatisation, ce qui a entraîné une perte significative du prix de revient des BTX pour l'unité. Par conséquent, il est nécessaire d'effectuer une intervention afin d'améliorer ces performances en aromatiques. Les performances du catalyseur UOP R-98 sont un moyen de démontrer la fiabilité du protocole UOP. Depuis 2016, ce catalyseur est employé dans l'unité de plate-forme dans le but d'optimiser la production d'essences en augmentant le NO du reformat.

Dans cette optique, nous avons été chargés d'évaluer les performances de l'unité de platelage U103 de la raffinerie de Skikda RA1K, en particulier celle de la section réactionnelle, ainsi que celle du catalyseur R-98.

Chapitre I :

Présentation de la raffinerie de Skikda

RA1K



I.1 Présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

Le raffinage de pétrole est une industrie lourde qui transforme le pétrole brut, en produits finis ou semi finis tels que l'essence, le fuel, le naphta, ...

Le pétrole brut est un mélange hétérogène d'hydrocarbures divers (molécules composées d'atomes de carbone et d'hydrogène).

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (18 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM.

I.1.1 Situation géographique

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par le brut venant de Hassi Messaoud.

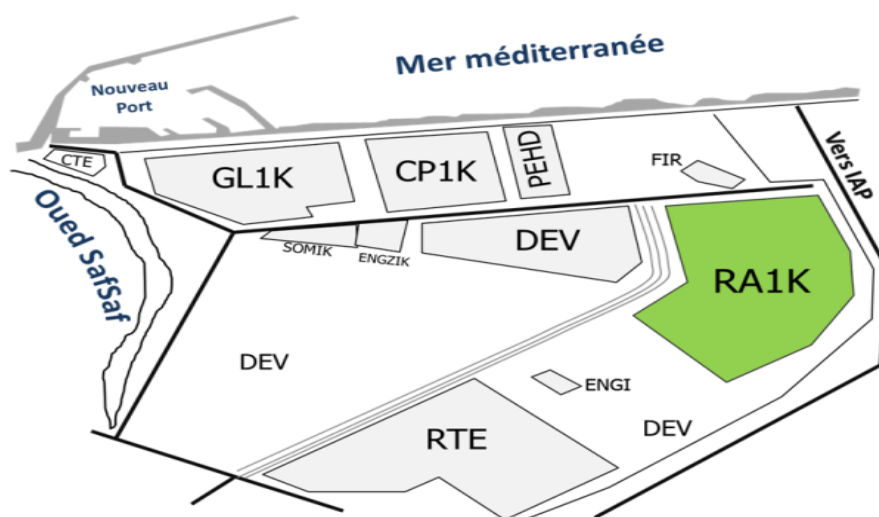


Figure I- 1: Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle de Skikda.

I.2 Présentation des différentes unités de production

La raffinerie est équipée des installations suivantes:

- ✓ Unité 10/11: distillation atmosphérique (TOPPING).
- ✓ Unité 100: prétraitement et reforming catalytique (MAGNAFORMING).
- ✓ Unité 101/103: prétraitement et reforming catalytique (PLATFORMING).
- ✓ Unité 30/31 et 104: traitement et séparation des gaz (GPL).
- ✓ Unité 200: extraction des aromatiques.
- ✓ Unité 400: cristallisation et séparation du paraxylène.
- ✓ Unité 500: isomérisation de m, ortho xylène en paraxylène.
- ✓ Unité 700/701/702/703: isomérisation du naphta léger A.
- ✓ Unité 70: distillation sous vide (Production des bitumes).

Les utilités sont:

- ✓ Unité 600: stockage, mélange et expédition (MELEX).
- ✓ Unité 62: déminéralisation des eaux.
- ✓ Unité 1050: centrale thermique électrique (C. T. E).
- ✓ Unité 900: purification de l'hydrogène.

I.2.1 Unités 10-11 (Distillation atmosphérique)

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Les unités U10-11 traitent le brut de Hassi Messaoud pour avoir les produits suivants: G.P.L, Iso-pentane, Naphta A, Naphta B (89.5°-155°), Naphta C (155°-180°), Kérosène (180°-225°), Gasoil léger (225°-320°), Gasoil lourd (320°-360°), et Résidu (>360°).

I.2.2 Unités 100 et 103 (Unités Magnaforming, Platforming)

La Magnaforming et le Platforming ont pour but de transformer la naphta moyenne et lourde obtenues du Topping en réformât utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

I.2.3 Unités 30-31-104 (Séparation et Traitement des Gaz)

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11, 100 et 103 dans l'ordre suivant:

Unité 30: traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C7 où les GPL sont séparés du pentane.

Unité 31: reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.

Unité 104: elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

I.2.4 Unité 200 (Extraction des Aromatiques)

L'installation d'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C5splitteur du réformât de l'unité 100.

I.2.5 Unité 400 (Séparation du Paraxylène)

Cette unité est conçue pour récupérer le para-xylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, permet par cristallisation de séparer le paraxylène des autres xylènes (métha-ortho) et l'éthyle-benzène. Le para-xylène est commercialisé tel qu'il est, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

I.2.6 Unité 500 (Isomérisation du M-xylène)

L'installation d'isomérisation des aromatiques a été projetée pour récupérer le filtrat des cristalliseurs de l'Unité 400 (unité de l'extraction du p-xylène) et l'isomérisation, après l'isomérisation obtenu sera séparé en deux fractions essentielles:

- ✓ Une fraction riche en benzène envoyée vers l'Unité 200.
- ✓ L'autre riche en p-xylène envoyée vers l'Unité 400.

Le but principal de cette unité est d'augmenter la production en p-xylène.

I.2.7 Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphta léger A)

Leur but est la conversion des paraffines normales en iso paraffines est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un indice d'octane élevé sans ajout des additifs. Les paraffines allant du butane à l'hexane peuvent être isomérisées en utilisant des catalyseurs modernes, très actifs à base de platine. L'isomérisation peut être poussée à l'extrême par l'utilisation de séparation par distillation et/ou par tamis moléculaire des paraffines normales non converties.

Les coupes C5-C6, peuvent également être totalement isomérisées en composants à haut indice d'octane très recherchés pour le pool essence.

Le procédé d'isomérisation est devenu pour le raffineur un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opérations et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence dureformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en terme de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important.

Dans la raffinerie de Skikda on a installé deux trains pour l'isomérisation de la fraction légère des essences produites aux topping (U10&U11) afin de fournir un additif sans aromatiques au pool des essences pour la fabrication des carburants.

I.2.8 Unité 70 (Production de Bitume)

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut. Cette unité se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé:

- ✓ Une partie vers le stockage.
- ✓ L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

I.2.9 Unité 600 (Unité Melexe)

Mélange, chargement et expédition, il s'occupe de:

- ✓ Bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- ✓ Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple: dépôt d'ElKheroub.
- ✓ Mélange des gasoils.
- ✓ Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda.

I.2.10 Centrale thermoélectrique

C'est le système nerveux de la raffinerie, La CTE se compose de 11 sections à savoir:

- ✓ La section 62: pour la production d'eau déminéralisée.
- ✓ La section 1020: pour tours de refroidissement de l'eau.
- ✓ La section 1030: pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable. La section 1040: pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie.
- ✓ La section 1050: pour la génération de la vapeur « chaudières ».
- ✓ La section 1060: pour la récupération et le traitement du condensât.
- ✓ La section 1070: ou système Fuel-gas.
- ✓ La section 1080: pour la production de l'air instrument et l'air service

La section 1100 pour le traitement des effluents.

- ✓ La section 1110: de production de l'azote (N₂).
- ✓ La section de production de l'électricité.

I.2.11 Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)

Elle a pour but l'augmentation de la pureté de l'hydrogène issu de l'unité 103, afin de l'envoyer vers les autres unités consommatrices de l'hydrogène (unité 500...).

I.3 Présentation des différentes sections de l'unité de platforming

I.3.1 Section d'hydrotraitement du naphta

Le but de cette section est d'éliminer les impuretés contenues dans les différentes fractions pétrolières sous forme d'azote, oxygène, souffres en plus des métaux. Les impuretés représentent un poison temporaire ou permanent pour le catalyseur de Magnaforming. En plus, elles sont nuisibles à la bonne qualité des produits obtenus pour des raisons de pollution et de corrosion. Le traitement de la charge se fait par absorption des métaux par le catalyseur, par contre l'élimination de l'azote, oxygène et soufre se fait par des réactions chimiques, telles que [4]:

- ✓ **Désazotation** $R - NH_2 + H_2 \rightleftharpoons RH + NH_3 \quad \Delta Q = + 13 \text{ kcal / mole}$
- ✓ **Désulfuration** $R - OH + H_2 \rightleftharpoons RH + H_2O \quad \Delta Q = + 24 \text{ kcal / mole}$
- ✓ **Désoxygénation** $R - RH + H_2 \rightleftharpoons RH + H_2S \quad \Delta Q = + 17 \text{ kcal / mole}$

La charge de cette unité le naphta « B » provenant des réservoirs de stockage 600-S20/21 alimente la section de prétraitement au moyen des pompes 103-P-2 A/B. Le flux de refoulement des pompes 103-P-2 A/B, avec le gaz de recyclage et le gaz d'appoint après le préchauffage dans les trains d'échange 103-E-1 A-D et le réchauffeur à combustion 103 F-1 arrive au réacteur 103-R-1.

Les effluents de réacteur sont refroidis dans les flux de retour avec la charge dans les trains d'échange 103-E-1 A-D, l'échangeur 103-E-2, les refroidisseur 103-E-3 A/B, et ensuite arrivent au séparateur 103-V-1.

Chapitre I : présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

A partir de la tête du séparateur 103-V-1, le gaz est aspiré par les compresseurs de recyclage 103-K-2 A/B, tandis que l'excès de gaz est envoyé au collecteur de gaz combustible. A partir du fond, le produit liquide, après le préchauffage dans 103-E-2 et 103-E-21, va comme charge au strippeur 103-C-1, la chaleur d'appoint de la colonne de strippeur 103-C-1 est fournie par le rebouilleur de réchauffeur à combustion 103-F-2.

Les fractions légères et l' H_2S refroidis dans le refroidisseur à air 103-EA-1 et par la suite dans le refroidisseur à eau 103-E-4 arrivent à l'accumulateur de tête 103-V-2. A partir de la tête de 103-V-2, l' H_2S et les vapeurs sont déchargés au F.G, et le liquide condensé est envoyé par les pompes de reflux 103-P-3 A/B sous le contrôle de niveau à la tête du strippeur 103-C-1.

Les produits de fond du strippeur qui constituent le naphta désulfuré après le transfert de la chaleur à la charge dans les flux de retour au strippeur 103-C-1 sont aspirés par les pompes de charge de magnaforming 103-MP-56 A/B à la section de magnaforming. [4]

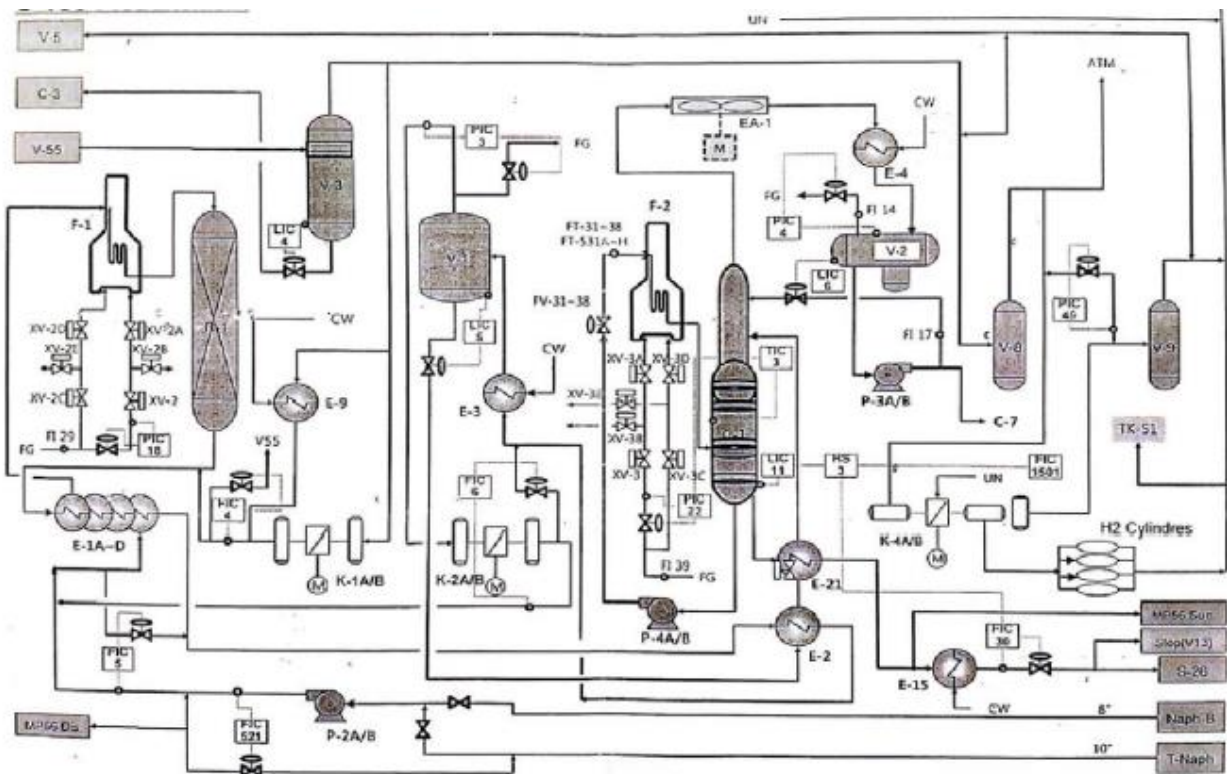


Figure I-2: Schéma simplifié de procédé de prétraitement de l'unité U-103. [4]

I.3.2 Section réactionnelle

L'unité de platforming emploie un procédé semi-régénératif de platforming catalytique à lit fixe qui utilise les 4 lits de réacteur fonctionnant avec un profil montant de la température d'entrée de réacteur. Les deux réacteurs d'avance (lead reactors) contiennent moins de catalyseur (hautes vitesses spatiales) que les deux réacteurs de retard (lagreactors) et demandent moins d'hydrogène (ratio H_2/HC plus bas) afin de promouvoir la déshydrogénation du naphta aux aromatiques. Les deux réacteurs de retard contiennent la plupart du catalyseur et demandent la plus haute teneur en hydrogène dans leur alimentation pour limiter les taux de cokéfaction du catalyseur à cause de basses vitesses spatiales. Les températures d'entrée du réacteur de retard sont ajustées pour répondre à une teneur cible en aromatiques ou à l'indice d'octane dans le flux des réformât. [4]

Le naphta est alimenté à l'unité à partir du strippeur hydrotraiteur du naphta 103-C-1 via les nouvelles pompes de charge 103-MP-56 A/B. L'alimentation des pompes de charge coule à travers les filtres 103-X-51 A/B et est alimentée à l'échangeur d'alimentation combinée 103-E-65. Les filtres enlèvent des particules/débris et évitent le bouchage des barres de pulvérisation de liquide dans le nouvel échangeur de Packinox. Les filtres fonctionnent avec l'un en service et l'autre en attente. [4]

L'alimentation liquide et le gaz de recyclage sont alimentés indépendamment par l'échangeur d'alimentation combinée 103-E-65 (buses séparées). L'alimentation combinée part de l'échangeur, et entre dans le réchauffeur d'alimentation 103-F-4. Le réchauffeur d'alimentation augmente la température de l'alimentation combinée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 103-R-2, les effluents du réacteur 103-R-2 sont alimentés au 1er réchauffeur 103-F-5, où la température de sortie est augmentée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 103-R-3, les effluents du réacteur 103-R-3 sont ensuite mélangés avec le gaz de recyclage du refoulement de 1er étage du compresseur de recyclage (103-TK-51) qui était réchauffé par 103-E-10 A/B, échangeur chaud I de gaz de recyclage/effluent de réacteur et 103-E-71 A/B, échangeur chaud II de gaz de recyclage/effluents de réacteur. Ensuite, le gaz mixte est alimenté au 2ème réchauffeur 103-F-6, ce 2ème réchauffeur réchauffe le flux combiné jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 103-R-4. [4]

Les effluent du réacteur 103-R-4 sont alimentés au 3ème réchauffeur ou la température de sortie augmente jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 103-R-5.

I.3.3 Section de fractionnement

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

L'objectif de la section de post-fractionnement des magnaformats est de diviser les produits liquides de 103-V-5 (platformat) en coupe GPL, coupe C5, coupe C6, coupe C7 et coupe C8+ , respectivement. La coupe C6 sera acheminée vers l'unité de récupération des aromatiques (unité 200) comme charge d'alimentation aux fins de récupération des produits du benzène et du toluène à haute pureté. La coupe C8+ sera acheminée vers l'unité de récupération du para-xylène (unité 400) comme charge d'alimentation afin de produire des produits du para-xylène à haute pureté. [4]

La coupe GPL, la coupe C5 et la coupe C7 sont acheminées à la limite de batterie comme des produits finaux. Les produits de vapeur de 103-C-53 (gaz net de platforming) sont également purifiés dans la section de post-fractionnement. Le gaz net purifié est principalement envoyé à l'unité HPU comme charge d'alimentation pour la génération des produits d'hydrogène à haute pureté. Le gaz net purifié à son tour est acheminé à l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU) pour l'hydrotraitement du naphta de distillation directe. [4]

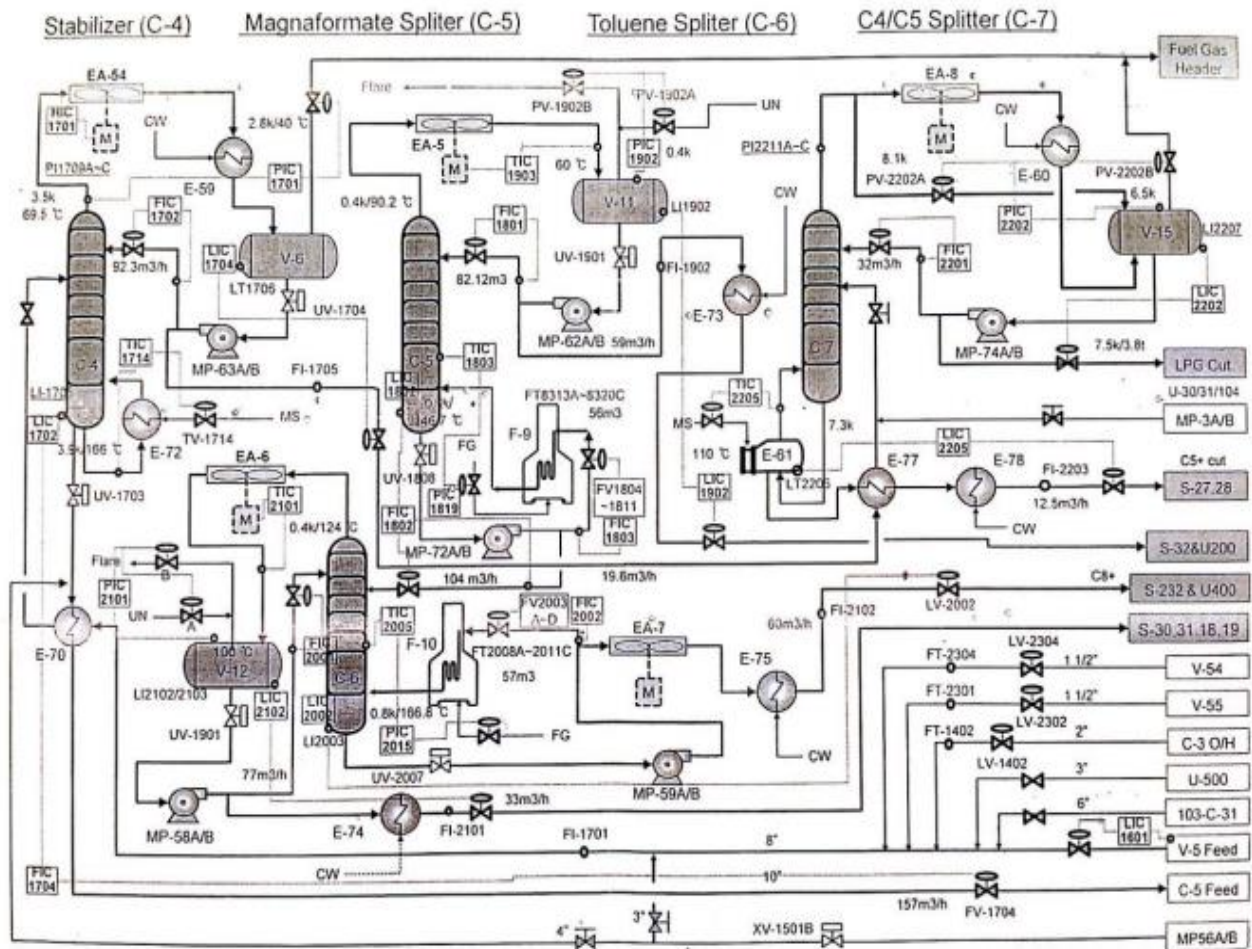


Figure I-4: Schéma simplifié de section de fractionnement de l'unité U-103. [4]

1.3.3.1 Système de stabilisateur des Magnaformats (colonne 100-C-4)

L'objectif du stabilisateur des platformats 103-C-4 est de séparer la coupe C5 des platformats, pour minimiser la coupe C5 - et maximiser la récupération du benzène dans les produits de fond. Le benzène dans le produit de tête net doit être minimisé. [4]

Le stabilisateur des platformats 103-C-4 contient les 39 plateaux de type de valve. Il y a trois différents emplacements d'alimentation disponibles pour adapter aux différentes compositions des platformats, au plateau #16, au plateau #20 et au plateau #24 respectivement. L'alimentation à la colonne combine les platformats de 103-V-5, le liquide du séparateur du gaz net de magnaforming 103-V-54, le liquide du séparateur du gaz net traité 103-V-55 et les produits liquides de tête du strippeur d'huile riche 103-C-3. Après le préchauffement dans l'échangeur d'alimentation/fond 103-E-70, l'alimentation combinée entre dans la colonne au plateau #20 sous opération normale. [4]

Chapitre I : présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de stabilisateur des platformats 103-E-72. La vapeur à MP est utilisée comme moyen de réchauffage pour donner le rendement exigé. Les vapeurs de tête de la colonne entrent dans le condenseur à air 103-EA-54 suivi d'un refroidisseur de réglage 103-E-59 au moyen d'eau. [3]

Les non-condensables sont séparés du liquide dans le récepteur 103-V-6, et le liquide de 100-V-6 est pompé, au moyen des pompes de reflux 103-MP-63 A/B, en arrière à 103-C-4 comme reflux, et au splitteur de C4/C5 des platformats comme produit de tête net.

Les résidus nets de 103-C-4 sont refroidis dans l'échangeur d'alimentation/résidu 103-E-70 et envoyés au splitteur des platformats 103-C-5 pour le traitement ultérieur [4].

1.3.3.2 Système de splitteur des platformats (colonne 103-C-5)

L'objectif du splitteur des Platformats 103-C-5 est de séparer la coupe C6 de l'alimentation, pour maximiser la récupération du benzène dans le produit liquide de tête net. Le benzène dans le produit de fond doit être minimisé.

Le splitteur des platformats 103-C-5 a 37 plateaux de type de valve installés et un plateau de cheminée de fond. L'alimentation (produit de fond net du 103-C-4) entre dans la colonne au plateau #15 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de splitteur des platformats 103-F-9. Les vapeurs de tête de la colonne sont complètement condensées dans le condenseur à air 103-EA-5. La température des condensats contrôle la vitesse variable pour 50% de moteur des ventilateurs de 103-EA-5. Les condensats entrent dans le récepteur 103-V-11.

Le liquide de 103-V-11 est pompé au moyen des pompes de reflux 103-MP-62 A/B en arrière à 103-C-5 comme reflux, et comme produit de tête net au refroidisseur de la coupe C6 des platformats 103-E-73, ou il est refroidi au moyen d'eau de refroidissement puis déchargé au réservoir S-32 comme alimentation à l'unité de récupération des aromatique (unité 200). Les résidus nets sont envoyés au splitteur du toluène des platformats 103-C-6 pour le traitement ultérieur. [4]

1.3.3.3 Système de splitteur du toluène des platformats (colonne 103-C-6)

L'objectif du splitteur du toluène 103-C-6 est de séparer la coupe C7 de l'alimentation pour maximiser la récupération du toluène dans le produit liquide de tête net et la récupération du xylène mixte dans le produit de fond soit maximisée.

Le splitteur du toluène 103-C-6 contient 49 plateaux de type de valve et un plateau de cheminée de fond. L'alimentation (produit net de 103-C-5) entre dans la colonne au plateau #33 sous opération normale. La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de splitteur du toluène 103-F-10.

Les vapeurs de tête de la colonne sont complètement condensées dans le condenseur à air 103-EA-6, la température des condensations contrôle la vitesse variable pour 50% de moteurs de ventilateurs de 103-EA-6.

Les condensats entrent dans le récepteur 100-V-12, le liquide de 103-V-12 est pompé au moyen des pompes de reflux 103-MP-58 A/B en arrière à 103-C-6 comme reflux, et comme produit de tête net au refroidisseur de la coupe du toluène des magnaformats 100-E-74, ou il est refroidi au moyen d'eau de refroidissement puis déchargé aux réservoirs de stockage 600-S-30/30 et 600-S-18/19 à OSBL.

Le résidu net (coupe de C₈⁺ des Platformat) est envoyé au réservoir d'alimentation 600-S-232 de l'unité de récupération du para-xylène (unité 400), après refroidissement jusqu'à la température ambiante dans le refroidisseur à air 103-EA-7, et le refroidisseur à eau 103-E-75. Un analyseur en ligne est installé sur la ligne de run-down (réseau entre l'unité de fabrication et le réservoir de recette) de la coupe C₈⁺ pour surveiller la concentration du toluène. [4]

1.3.3.4 Système de splitteur de C4/C5 des platformats (colonne 103-C-7)

L'objectif du splitteur de C4/C5 des Platformats 103-C-7 est de séparer la coupe C4 (GPL) du produit liquide de tête net du stabilisateur des magnaformats 103-C-4, pour minimiser la coupe C4 (GPL) dans le fond et maximiser la récupération de C5 dans le produit de fond. La coupe C5 dans le produit de tête net doit être minimisée.

Le splitteur de C4/C5 des platformats (103-C-7) contient 34 plateaux de type de valve, il y a deux différents emplacements d'alimentation disponibles pour adapter aux différentes compositions d'alimentation, au plateau #26 et au plateau #28 respectivement.

Chapitre I : présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

L'alimentation de la colonne est le produit liquide de tête net du stabilisateur des platformats 103-C-4. Après le préchauffage dans l'échangeur d'alimentation/fond 103-E77, l'alimentation entre dans la colonne au plateau #26 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur 103-E-61 de splitteur de C4/C5 des platformats. Une chicane à l'intérieur du rebouilleur sépare le liquide de fond du produit de fond net. La vapeur à MP est employée comme moyen de réchauffage pour donner le rendement nécessaire à la colonne.

Les vapeurs de tête de la colonne entrent dans le condenseur à air 103-EA-8 et en suite dans le condenseur de réglage 103-E-60. Le condensat est collecté dans le récepteur de tête 103-V-15, où les non-condensables sont séparés du liquide dans le récepteur, et le liquide est pompé au moyen des pompes de reflux 103-MP-74 A/B en arrière à 103-C-7 comme reflux, et à 30-V-1 et 104-V-3 comme charge d'alimentation de la coupe de GPL.

Le flux de reflux est sous contrôle automatique local, et le produit de tête net est contrôlé par la boucle de contrôle de niveau du récepteur 103-V-15.

Le produit de fond net part du rebouilleur 103-E-61 sous le contrôle de niveau du rebouilleur, puis il est refroidi dans l'échangeur d'alimentation/fond 103-E-77 et le refroidisseur à eau de la coupe C5 103-E-78 et envoyé aux réservoirs de stockage 600-S-27/28 de la coupe C5 à l'unité d'isomérisation. [4]

I.3.4 Section d'absorption du gaz net de platforming

Dans la section de réaction de platforming, le produit gazeux de 103-V-5 est envoyé au compresseur à gaz de recyclage de platforming 103-TK-51. Le gaz net de platforming est pris du refoulement du 1er étage de 103-TK-51 sous le contrôle de pression (103-PV-1604) et envoyé au système d'absorption du gaz net dans la section de postfractionnement pour purification.

L'objectif du système d'absorption du gaz net est de récupérer les hydrocarbures autant que possible du gaz net, ainsi que pour générer une charge d'alimentation plus pure pour l'unité HPU (unité 900) en termes de concentration d'hydrogène. Un flux d'huile pauvre est utilisé comme solvant pour extraire des hydrocarbures plus lourds du gaz net. Le gaz net du refoulement du 1er étage de 103-TK-51 est à température relativement élevée que celle ambiante, c'est pour cela qu'il est refroidi d'abord dans le refroidisseur à eau du gaz net 103-

Chapitre I : présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

E-63, ensuite envoyé au séparateur du gaz net des platformats 103-V-54. Un tamis contre les entraînements est installé au sommet de 103-V-54 pour démonter tout liquide entraîné éventuellement dans le flux de gaz.

Le condensat du 103-V-54 est envoyé à l'entrée de 103-C-4 pour récupération supplémentaire, et le flux de gaz de 103-V-54 est envoyé à la partie de fond de l'absorbeur du gaz net de Platforming 103-C-53. Il s'agit d'une colonne de 25 plateaux de type de valve. Le solvant pauvre est fourni au sommet de la colonne et le flux de gaz net entre dans la colonne au fond. L'huile pauvre absorbe les hydrocarbures les plus lourds jusqu'à la limite de la solubilité relative sous la pression et la température de traitement.

Le gaz net traité provenant du sommet de 103-C-53 sera probablement réchauffé un peu à cause de l'émission de la chaleur d'absorption. Pour assurer la concentration d'hydrogène dans le gaz net traité, ce dernier est refroidi à nouveau dans le refroidisseur à eau du gaz net traité 103-E-64 puis envoyé au séparateur du gaz net traité 103-V-55. Un tamis contre les entraînements est installé au sommet de 103-V-55 pour démonter tout liquide entraîné éventuellement dans le flux de gaz.

Le condensat du 103-V-55 est envoyé à 103-C-4 pour récupération supplémentaire sous contrôle de niveau de 103-V-55 (103-LV-2304), et le gaz net traité (purifié) est envoyé à OSBL sous le contrôle de contre-pression.

La plupart du gaz net purifié est envoyé à l'unité HPU (unité 900) pour produire des produits d'hydrogène à haute pureté. Une partie de ce gaz est acheminé au collecteur de gaz combustible ou à 103-V-3 dans l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHU) pour l'hydrotraitement du naphta de distillation directe.

L'huile riche (huile pauvre avec l'hydrocarbure absorbé du gaz net) est collectée au fond de 103-C-53, et envoyée au strippeur d'huile riche 103-C-3 sous contrôle de niveau (103-LV2306). Avant d'arriver à 103-C-3, elle est combinée avec l'huile pauvre d'appoint au refoulement des pompes d'appoint d'huile pauvre 103-MP-69 A/B.

L'huile pauvre d'appoint est un sillage retiré des produits de coupe latérale refroidie des splitteurs du xylène 400-C-51 A/B de l'unité de récupération du paraxylène (unité 400). Elle est pompée au moyen de 103-MP-69 A/B, le taux d'huile pauvre d'appoint est sous contrôle de flux (103-FV-2306) au refoulement de 103-MP-69 A/B.

Chapitre I : présentation de la raffinerie de Skikda RA1K

L'objectif du strippeur d'huile riche 103-C-3 est de séparer les hydrocarbures absorbés de l'huile riche et de générer de l'huile pauvre, qui est recyclé en arrière à la partie supérieure de 103-C-53, et cela pour établir le débit équilibré entre 103-C-53 et 103-C-3 avec ajustement de taux d'appoint d'huile pauvre. Normalement, cela est réalisé à travers la stabilisation du flux de fond net de 103-C-3.

Le strippeur d'huile riche 103-C-3 est une colonne avec 24 plateaux de type de valve, l'alimentation de cette colonne est l'huile riche combinée de l'absorbeur du gaz net 103-C-53. Après le préchauffage dans l'échangeur d'alimentation/fond 103-E-5, l'alimentation entre dans la colonne au plateau #10 sous opération normale.

La chaleur du fond de la colonne est fournie par le rebouilleur de strippeur d'huile riche 103-F-3. Les vapeurs de tête de la colonne sont partiellement condensées dans le condenseur à air 103-EA-2 et ensuite dans le condenseur à eau 103-E-62.

Les non-condensables se séparent du liquide dans le récepteur de tête 103-V-4, et le liquide de 103-V-4 est pompé au moyen des pompes de reflux 103-MP-70 A/B en arrière à 103-C-3 comme reflux, et comme produit de tête net à 103-C-4 pour récupération supplémentaire. Le flux de reflux est sous contrôle automatique local, et le produit de tête net est contrôlé par la boucle de contrôle de niveau de 103-V-4. Le produit de fond net est envoyée à 103-C-53 comme huile pauvre, après refroidissement jusqu'à la température ambiante dans l'échangeur d'alimentation/fond 103-E-5 et ensuite dans le refroidisseur à eau 103-E-69 A/B. [4]

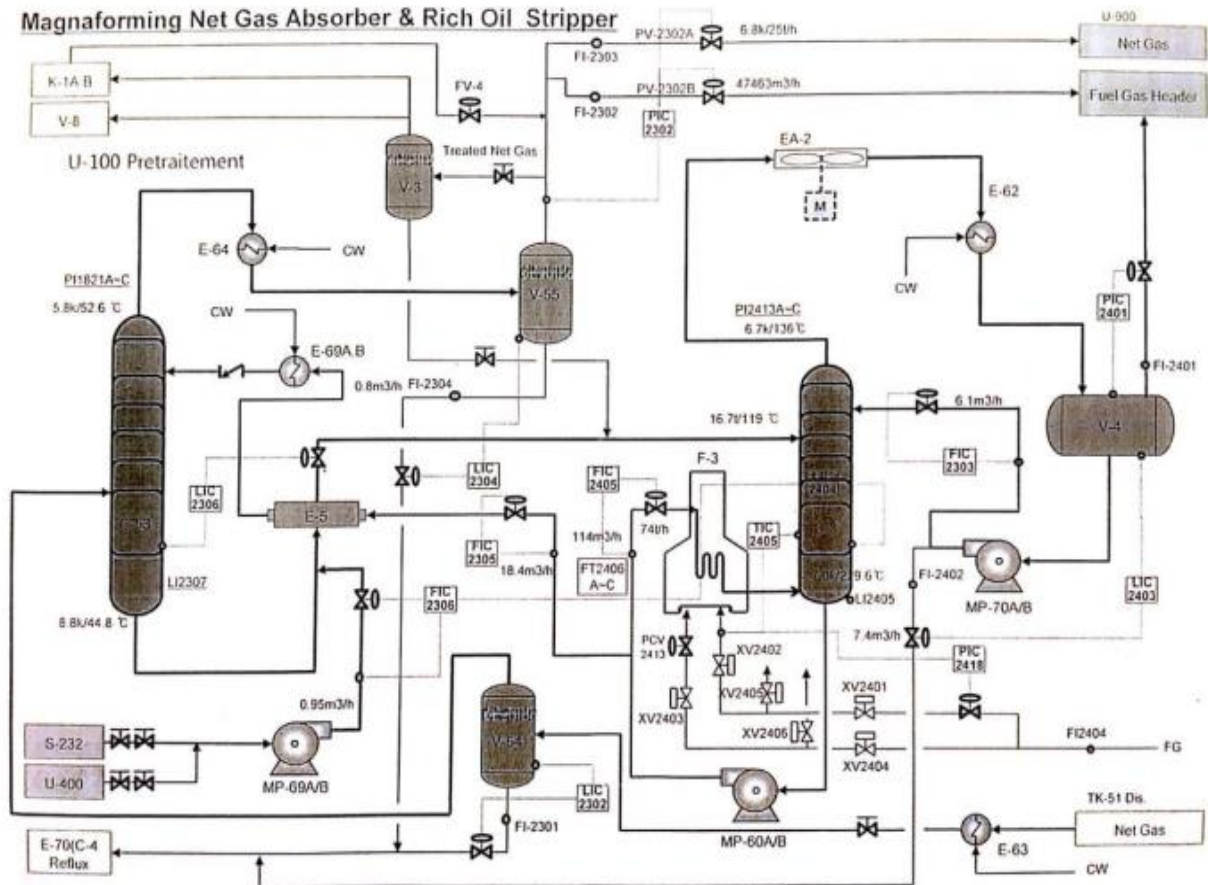


Figure I-5: Schéma simplifié de section d'absorption de l'unité U-103. [4]

Chapitre II :

Procédé de refrmage catalytique



II.1 Introduction

Le reformage catalytique est, depuis son origine en 1939 aux États-Unis, un procédé de raffinage des essences, mais il assure aussi une partie non négligeable de l'approvisionnement de la pétrochimie en hydrocarbures aromatiques.

Aujourd'hui, la plupart des raffineries sont équipées d'un reformage catalytique ; il sert à produire, à partir des coupes pétrolières, couramment appelées « naphtas » à faible indice d'octane (40 à 60), constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour les carburants à haut indice d'octane.

Le fractionnement initial du pétrole par distillation fournit des coupes essences à indice d'octane faible. Comme les essences lourdes ont des indices d'octane plus bas compris entre 30 et 45 le reformage catalytique est un procédé de raffinage qui permet à partir d'une essence de distillation directe d'obtenir un carburant à haut indice d'octane.

L'unité reformage catalytique RA1D est conçue pour traiter 116 000 tonnes par an de charge naphta pour but de convertir les essences provenant de la distillation atmosphérique en essences de qualité supérieure, à haut indice d'octane.

Cette unité est divisée en trois sections :

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

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

Section reformage : cette section a pour but d'améliorer l'indice d'octane en présence de catalyseur spécifique.

Les produits de l'unité sont essentiellement du carburant à haut indice d'octane, des L.P.G, du naphta léger (light naphta), naphta traité, des gaz incondensables et de l'hydrogène.

II.2 Principe du procédé de reformage catalytique

Le platforming représente un procédé reformage catalytique en utilisant un catalyseur spécial pour transformer l'essence lourde de mauvaise qualité ou l'essence directe, se trouvant

Chapitre II : procédé de reformage catalytique

en présence d'hydrogène en essence auto d'excellente qualité ou en constituants de mélange pour obtenir l'essence d'aviation. On utilise le platforming pour obtenir un rendement maximum en aromatiques qui peuvent être ensuite extraites de l'essence et donner du benzène, toluène, xylème, et des aromatiques lourds. La charge idéale destinée à l'unité de platforming ne doit contenir qu'un minimum de pentane et autres produits plus légers. On ne peut certes considérer ces produits légers comme nuisibles. Cependant ils occuperaient une partie de l'unité qu'il est plus profitable d'utiliser pour le reformage d'essences les plus lourdes. En effet la fraction légère de l'essence a normalement un bon indice d'octane et la réaction de platforming n'apporterait pas de modification à cet indice d'octane. Le principe de reformage catalytique est basé sur la température, la pression et la vitesse spatiale de catalyseur comme il montre dans la figure II.1.

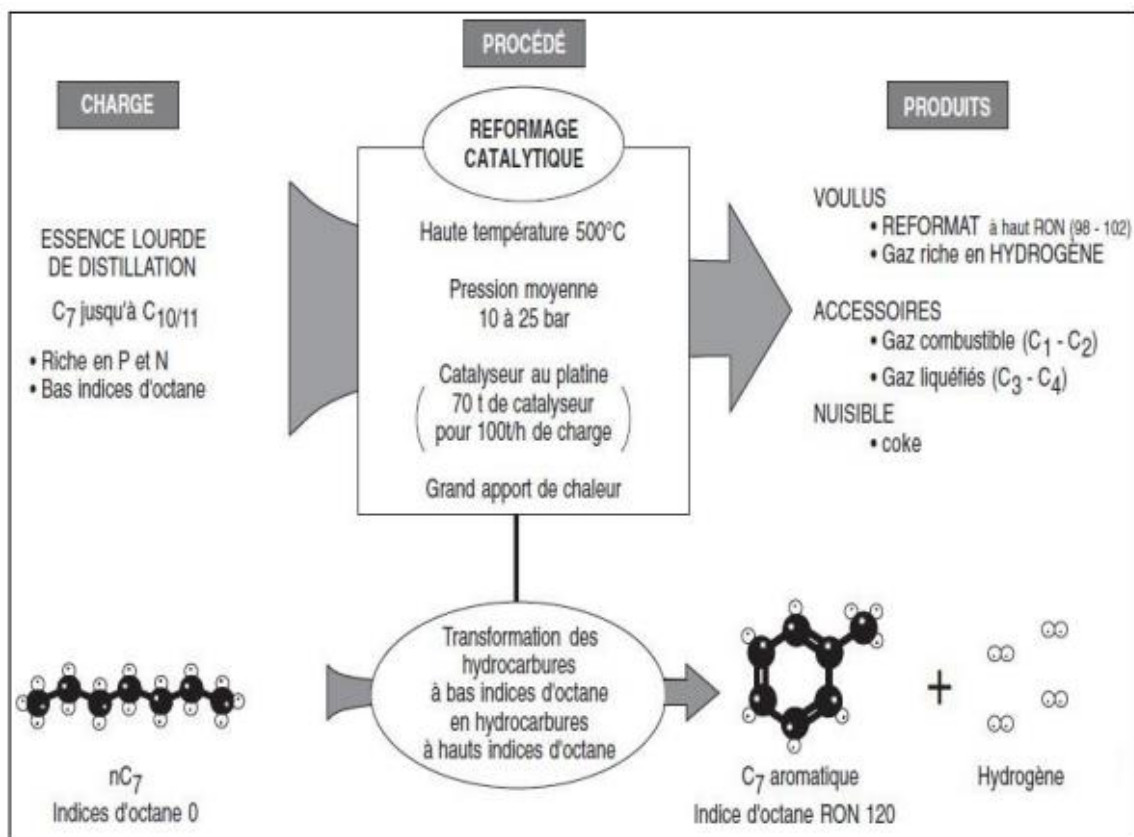


Figure II.1: Principe de reformage catalytique.

II.3 Réactions élémentaires du reformatage catalytique

II.3.1 Réactions chimiques de section prétraitement

L'objectif principal de l'unité de prétraitement de naphta (hydrotraiteur) consiste à épurer la fraction du naphta pour que celle-ci puisse être utilisée comme charge à l'unité de reformatage. Les plus importantes réactions chimiques sont :

- Conversion des composés de soufre organiques en sulfures d'hydrogène.
- Conversion des composés d'azote organique en ammoniac.
- Conversion des composés d'oxygène organique en eau.
- Saturation des oléfines.
- Conversion des halogénures organiques en halogénures d'hydrogène.
- Elimination des composés organométalliques.

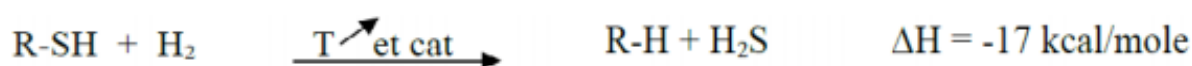
II.3.1.1 Elimination du soufre

Pour le catalyseur bimétallique du platforming, la charge de naphta doit contenir moins de 0.5 ppm en poids de soufre, pour optimiser les caractéristiques de sélectivité et de stabilité du catalyseur.

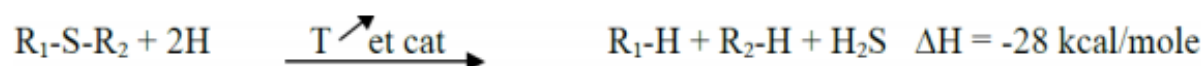
En générale, l'élimination du soufre dans le process d'hydrotraitement est relativement facile et pour une exploitation meilleure du platforming.

La teneur en soufre doit être maintenue largement au-dessous de 0.5 ppm en poids, l'exploitation commerciale de l'hydrotraiteur à 0.2 ppm en poids de soufre ou moins est courante. Les réactions typiques de l'élimination du soufre sont :

- *mercaptan*

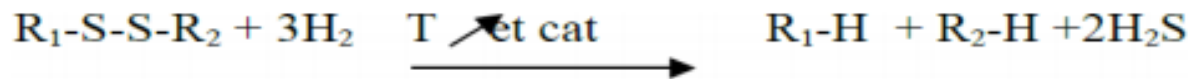


- *sulfure*

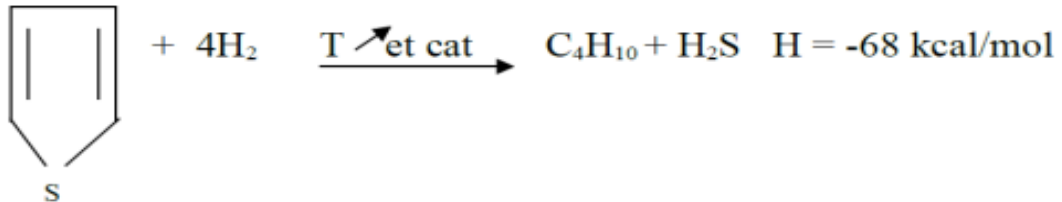


Chapitre II : procédé de reffinage catalytique

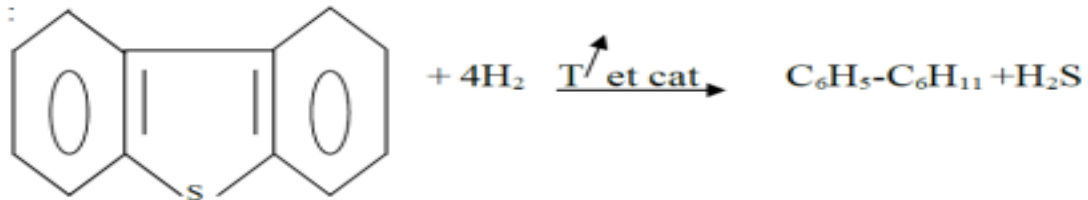
- *bisulfures*



- *Thiophène*



- *Dibenzothiophène*



Le dihydrogène de soufre H_2S est envoyée vers le réseau gaz process pour alimenter les fours et la torche.

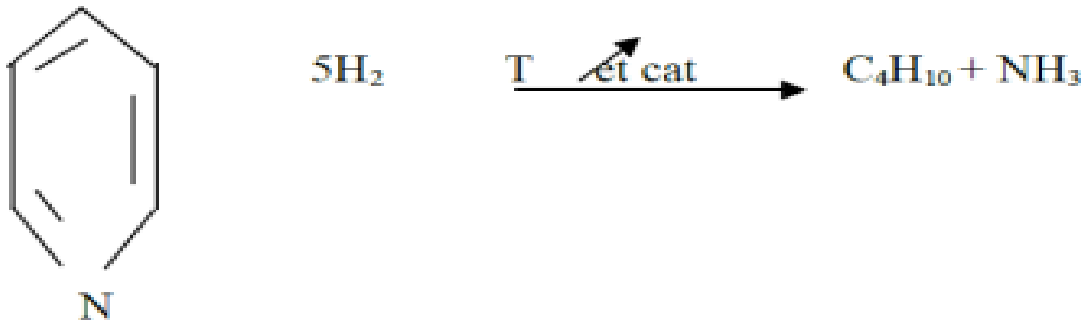
II.3.1.2 Elimination de l'azote

L'élimination de l'azote est bien plus difficile que l'élimination de soufre. Le naphta provenant de la colonne de distillation contient beaucoup moins d'azote que le soufre, mais il faut faire attention pour s'assurer que le naphta qui alimente le catalyseur bimétallique du platforming contient 0.5 ppm en poids et normalement bien moins.

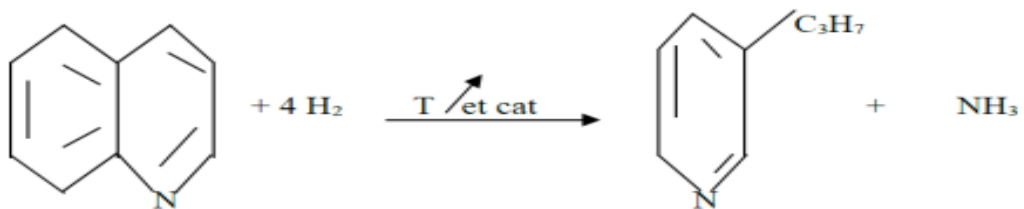
Tout azote organique qui entre dans le platforming se transforme en ammoniac et plus tard au contact avec le chlorure du gaz du recyclage, forme du chlorure d'ammoniac, ce dernier se dépose ensuite dans le circuit de gaz de recyclage ou dans le système de la tête du stabilisateur, on peut éviter ce problème ou le minimiser en éliminant au maximum l'azote chimique dans l'unité 101. Les réactions chimiques sont :

Chapitre II : procédé de reformation catalytique

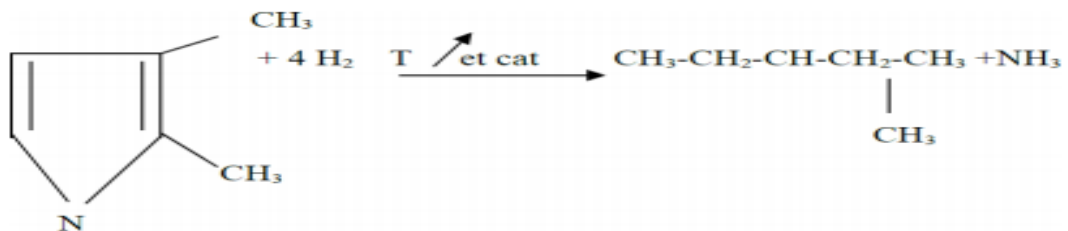
- *Pyridine*



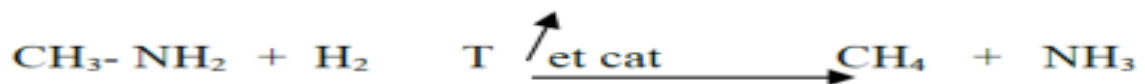
- *Quinoline*



- *Pyrrrole*



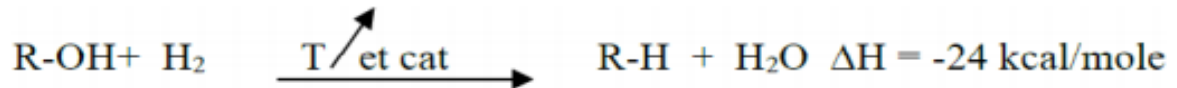
- *Méthylamine*



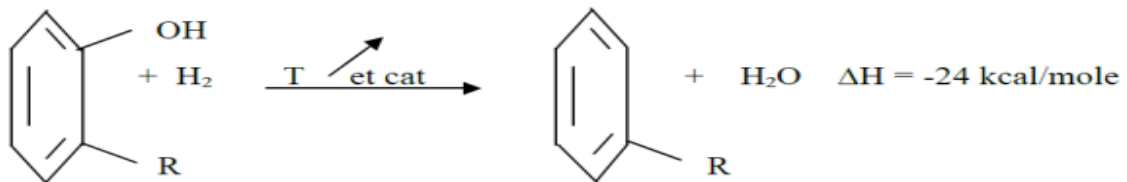
II.3.1.3 Elimination d'oxygène

L'oxygène organiquement combiné par exemple le phénol est éliminé dans l'unité d'hydrotraitement du naphta par hydrogénation du pont d'hydroxyl-carbone, formant de l'eau et les molécules aromatiques correspondantes. La réaction est détaillée comme suit :

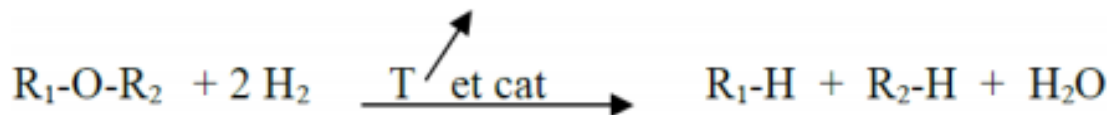
- *Alcool*



- *Phénol*



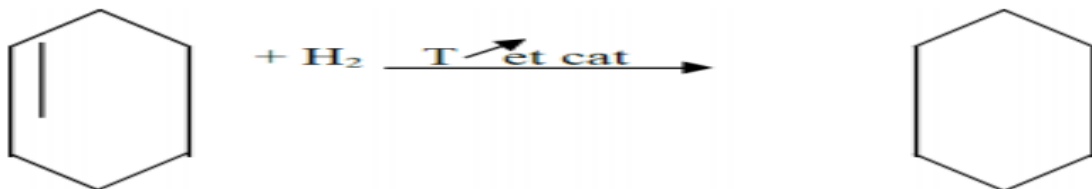
- *Ether*



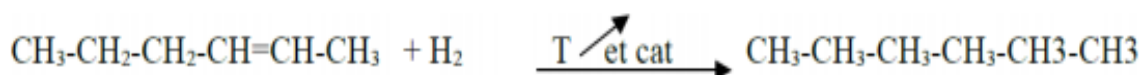
II.3.1.4 Saturation des oléfines

La saturation des oléfines est presque aussi rapide que la désulfuration le plus souvent, le naphta de la colonne de distillation ne contient que des traces d'oléfine :

- *Oléfines cycliques*



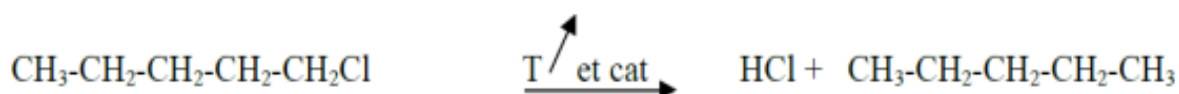
- *Oléfines linéaires*



II.3.1.5 Elimination des halogénures

Les halogénures organiques peuvent être décomposés dans l'unité d'hydrotraitement de naphta ,en halogénures d'hydrogène correspondants ,qui sont ensuite absorbés par l'eau de rinçage des effluents du réacteur ou évacué par le gaz du stripper ,la décomposition des halogénures organiques est beaucoup plus difficile que la désulfuration , l'élimination maximum des halogénures organiques est estimée à près de 90%.

Il faut faire des analyses périodiques du naphta hydrotraité, pour connaître sa teneur en chlorures car c'est en fonction de cette teneur qui doit être fait le dosage de chlorure à injecter dans l'unité 103. Une réaction de décomposition des chlorures organiques est montrée ci-dessous :



Les halogénures est envoyée avec la naphta sulfuré vers l'unité de craquage catalytique RFCC pour avoir un autre traitement

II.3.1.6 Elimination des métaux

La plupart des impuretés métalliques apparaît dans le naphta de l'ordre de parties par milliard (ppb), le catalyseur S-9 est capable d'éliminer ces éléments de haute concentration jusqu'à 5ppb poids ou plus. Dans les conditions normales d'exploitation la plupart part de ces impuretés en étant séparées du naphta, se trouvent déposées en permanence sur le catalyseur. Les métaux couramment détectés dans le naphta sont l'arsenic, le fer, le calcium le magnésium, le phosphore, le plomb et le silicium, le fer se trouve concentré en haut du lit du catalyseur sous forme de sulfure de fer.

L'arsenic est un poison puissant pour le platine, des concentrations de ce dernier de 3% en volume et plus, ont été détectées sur les catalyseurs utilisés, qui avaient conservées leur capacité pour l'élimination de soufre.

Chapitre II : procédé de reformatage catalytique

L'élimination des métaux pratiquement complète à une température supérieure à 315°C jusqu'à ce que ce catalyseur soit chargé de métaux à 2-3% en poids au-dessous de ce niveau, le catalyseur commence à approcher rapidement de niveau de saturation et il pourrait alors arriver une chute de performance.

II.3.2 Réactions chimiques de section réactionnelle

Comme dans le cas où l'on cherche à obtenir un nombre d'octane élevé à partir d'un mélange d'hydrocarbures, la production des aromatiques est issue de plusieurs réactions les plus importantes sont les suivantes:

- La déshydrogénation ;
- L'isomérisation ;
- La cyclisation ;

Diverses réactions parasites ont également lieu ; les plus importantes sont les suivantes :

- L'hydrocraquage ;
- La formation de coke.

II.3.2.1 Déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques

Un exemple de cette réaction est donné ci-dessous, celui de la déshydrogénation du cyclohexane en benzène :

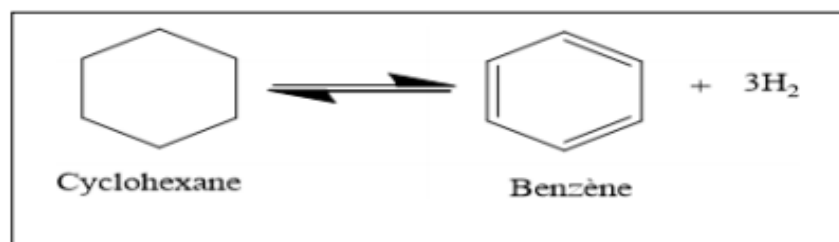


Figure II.2 : exemple de réaction déshydrogénation des cyclanes en hydrocarbures aromatiques

Cette réaction est très endothermique ($\Delta H = 210$ kJ/mol) et s'accompagne d'une augmentation du nombre de moles ; elle est donc favorisée par un accroissement de la température et un abaissement de la pression. Par ailleurs, la vitesse de la réaction

diminue avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone de la charge mais demeure notablement plus élevée que celles des autres réactions, qui augmentent, elles, avec le nombre d'atomes de carbone de la charge.

II.3.2.2 Déshydrocyclisation des paraffines

Un exemple de cette réaction est donné ci-dessous :

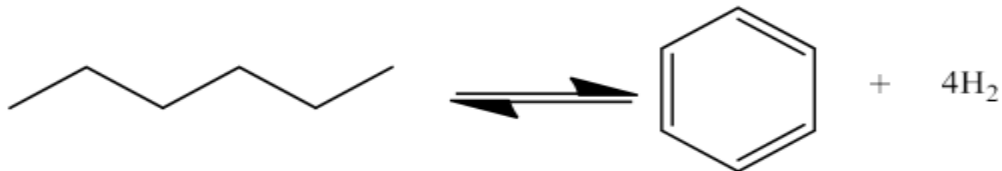


Figure II.3 : exemple de la réaction déshydrocyclisation des paraffines

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

II.3.2.3 Isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes

Un exemple de ces deux réactions est donné ci-dessous :

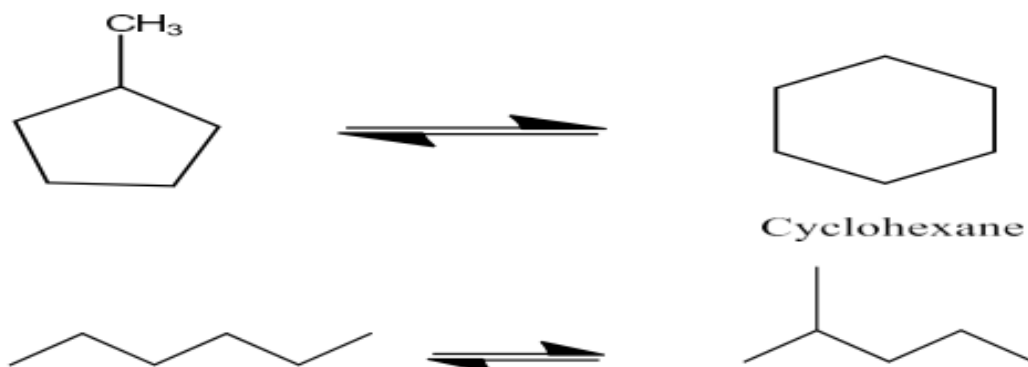


Figure II.4 : exemple de la réaction isomérisation des n-paraffines en isoparaffines et des alkylcyclopentanes en alkylcyclohexanes

Chapitre II : procédé de reformage catalytique

L'isomérisation, faiblement exothermique ($\Delta H = - 10$ à $- 20$ kJ/mol), est très rapide dans les conditions usuelles de fonctionnement. De ce fait, elle est peu sensible à une variation de température et insensible à la pression, mais elle est inhibée par les composés aromatiques formés dans la réaction globale de reformage. L'équilibre thermodynamique de l'isomérisation est constamment déplacé par les deux réactions précédemment décrites.

II.3.2.4 Formation de coke

Elle résulte d'un craquage poussé des hydrocarbures, favorisé par une haute température et une basse pression. Elle constitue l'une des réactions parasites les plus gênantes puisqu'elle entraîne une diminution de l'activité des catalyseurs. Elle est combattue en maintenant une pression d'hydrogène qui oriente vers l'hydrocraquage mais exerce un effet défavorable sur la thermodynamique de la déshydrogénation.

II.3.2.5 Hydrocraquage

C'est une réaction exothermique ($\Delta H = - 40$ kJ/mol), thermodynamiquement complète dans les conditions opératoires usuelles mais limitée par une vitesse de réaction lente. Lorsque la température s'élève, cette transformation peut devenir plus importante que l'isomérisation et la déshydrogénation. Elle devient d'autant plus importante que la concentration en composés aromatiques croît.

II.4 Catalyseurs du reformage catalytique

II.4.1 Définition

Un catalyseur est une substance qui accélère une réaction chimique sans subir elle-même de changement. Les catalyseurs peuvent modifier les voies de réaction, réduisant ainsi leur énergie d'activation et augmentant les taux de réaction. Cependant, le catalyseur ne modifie pas l'équilibre de la réaction. Cela signifie que le produit se forme plus rapidement, tandis que le rendement de la réaction reste le même. Le rendement de la réaction n'a pas été affecté. Le catalyseur subit des modifications chimiques réversibles et régénère sa forme précédente à la fin du cycle chimique [20].

II.4.2 Principaux types de catalyseurs

Les phases actives des catalyseurs de raffinage sont rarement massiques et, le plus souvent, dispersées sur un support oxyde.

II.4.2.1 Catalyseurs massiques

Ils sont exclusivement constitués de phase active. C'est le cas des catalyseurs Claus (Al_2O_3 et/ou oxyde de titane, des catalyseurs d'oligomérisation hétérogène (silice-alumine, zéolithes) et des supports de certains catalyseurs bifonctionnels, véritables Cocatalyseurs.

C'est le cas des aluminés γ ou γ chlorées, supports des catalyseurs de reformage ou d'isomérisation des paraffines légères.

II.4.2.2 Catalyseurs supportés

Sont composés d'une phase active dispersée sous contrôle sur un support oxyde préalablement mis en forme. C'est par exemple le cas des catalyseurs de reformage catalytique constitués d'environ 0.5% de platine et d'un promoteur dispersé sur un support d'alumine γ chlorée. à la différence des catalyseurs massiques, l'utilisation d'un support oxyde préformé permet d'en maîtriser la genèse et notamment l'optimisation des propriétés texturales, structurales, mécaniques et de la morphologie [13].

II.4.2.3 Catalyseurs « homogène »

Ils sont élaborés à partir de complexes organométalliques interagissant avec un milieu solvant approprié. Ils sont ajoutés à l'état de traces dans le milieu réactionnel. Ils interviennent notamment en oligomérisation d'oléfines légères pour la production de carburants, dans l'adoucissement des essences et des kérosènes.

II.4.3 Caractéristiques et propriétés du catalyseur

Les caractéristiques économiques des procédés catalytiques du raffinage sont étroitement dépendantes des propriétés et plus spécifiquement des caractéristiques du catalyseur.

L'utilisateur, le bailleur de procédé et le fabricant du catalyseur attachent beaucoup d'importance à leur contrôle et, pour les deux derniers, à leur reproductibilité par une maîtrise achevée des techniques de préparation et de caractérisation [13].

Chapitre II : procédé de reformatage catalytique

II.4.3.1 Caractéristiques catalytiques fondamentales (les performances des catalyseurs)

Trois grandeurs fondamentales caractérisent l'action du catalyseur : l'activité, la sélectivité et la stabilité. Le tableau ci-dessous présente les propriétés catalytiques fondamentales.

Tableau II.1: Propriétés catalytiques fondamentales. [13]

Propriétés	Définition
Propriétés	Capacité du catalyseur à activer la transformation d'une charge en produits. Elle s'exprime en : <ul style="list-style-type: none">- Kg de réactif converti par Kg (ou par litre) de catalyseur et par heure.- % du réactif converti.- Mole ou bien g de réactifs transformées par g de catalyseur et par seconde.- Mole ou bien g de réactifs transformés par m² de catalyseur et par seconde.- Molécules de réactifs transformées par site et par seconde.
Sélectivité	Capacité du catalyseur à activer la transformation vers le produit recherché, parmi tous ceux possibles. S'exprime en pour cent par rapport à la fraction de réactif transformé (ou aux produits formés).
Stabilité	S'exprime par la durée (minutes, heures, mois, années) pendant laquelle le catalyseur maintient l'activité et/ou la sélectivité visées.

L'activité : d'un catalyseur exprime la vitesse de transformation des réactifs dans des conditions opératoires données. Une bonne activité se traduit par une vitesse de réaction élevée permettant soit d'utiliser peu de catalyseurs, soit d'opérer dans des conditions peu sévères et notamment à une température relativement basse.

La sélectivité : caractérise l'aptitude d'un catalyseur à activer essentiellement la transformation des réactifs vers le produit recherché parmi tous ceux dont la formation est possible. Une sélectivité élevée permet d'obtenir de bons rendements dans le produit désiré, en rendant minimum les réactions parasites.

La stabilité : est définie par le temps pendant lequel l'activité et la sélectivité du catalyseur restent inchangées. En effet, ces propriétés évoluent plus ou moins vite dans le temps.

II.4.3.2 Caractéristiques intrinsèques

L'activité, la sélectivité et la stabilité du catalyseur résulte de deux grandes classes de caractéristiques intrinsèques.

a) Les propriétés structurales

La qualité de sites dispersés sur la surface active, dont dépend l'acte catalytique proprement dit, est déterminée par les caractéristiques de la phase active accessible (structure, composition chimique locale, défauts). Ces caractéristiques déterminent elles-mêmes les caractéristiques intrinsèques des sites accessibles (nature, force, densité, stabilité, etc.).

b) Les propriétés texturales :

Ces propriétés régissent les possibilités d'accès des réactifs (par diffusion) jusqu'aux sites précités, ainsi que symétriquement, les possibilités d'évacuation par diffusion des produits de réaction à l'extérieur. La texture du catalyseur est déterminée par la surface spécifique totale, la surface spécifique active (exprimée en pour cent d'accessibilité pour les métaux dispersés) le volume accessible des pores, les dimensions et la distribution en taille des pores, et enfin l'inter-connectivité du réseau poreux .

II.4.3.3 Caractéristiques non catalytiques

Il s'agit essentiellement de la morphologie du catalyseur, de ses propriétés mécaniques et de ses propriétés thermiques. Les caractéristiques morphologiques externes du catalyseur : Forme, et granulométrie, sont dictés par une commande de procédé catalytique qu'il emploie. La forme sphérique est recommandée pour les lits fluidisés. Dans un lit fixe, les catalyseurs sont constitués d'extrudés, de billes, de pastilles ou présentent des morphologies particulières (anneaux, monolithes) lorsque la perte de charge doit être minimum .

a) Les propriétés mécaniques

Au cours de son existence, le catalyseur est soumis à des contraintes mécaniques diverses (productions, transport, stockage, chargement dans le réacteur, démarrages et arrêts de l'unité, déchargement, régénération hors sites, rechargement, etc.) entraînant des

phénomènes de casse, d'abrasion et d'attrition. La marche de l'unité constitue parfois une période critique, notamment lorsque le catalyseur circule .

La résistance aux dégradations mécaniques est donc une propriété importante qu'il importe de contrôler.

b) Les propriétés thermiques

Dans le cas de réactions à forte thermicité (exo ou endo) une bonne conductivité thermique permet de limiter les gradients de température dans le grain et dans le lit de catalyseur en favorisant les transferts de chaleur .

II.4.3.4 Propriétés physico-chimiques

II.4.3.4.1 Propriétés texturales et leur détermination

Le grain de catalyseur quelque soit sa genèse est constitué d'un assemblage de micro-grains eux-mêmes formés par l'enchevêtrement de particules élémentaires (micro-cristallites, agrégats moléculaires) .

Les principales propriétés texturales mesurées sont les surfaces ou aires spécifiques (en m²par g de catalyseur).

Concernant l'aire spécifique, il faudra distinguer la surface totale accessible par une technique d'adsorption physique non sélective et la surface active accessible (métaux, sulfures) qui sera mesurée par une technique d'adsorption chimique sélective, suivie éventuellement d'une titration en retour des sites actifs.

a) L'aire spécifique globale

La méthode la plus courante est celle de BET (Brunauer, Emmet, Teller) fondée sur l'adsorption physique d'un gaz inerte (N₂, Kr) à température constante, on se place à proximité de la température de liquéfaction de l'adsorbat. Le principe de la mesure consiste à repérer le rapport p/p_0 correspondant à la formation d'une monocouche, à déduire de la transformée linéaire le volume V_m adsorbé puis à le rapporter au volume moléculaire V_M de l'adsorbat.

$$\text{On aura : } S = \frac{\sigma \cdot V_m}{V_M \cdot N}$$

σ : aire de la molécule adsorbée (16.2 Å² pour N₂) ;

V_m : Volume moléculaire de l'adsorbat ;

V_M : Volume adsorbé pour former une monocouche du gaz de volume molaire V_M ;

N : nombre d'Avogadro.

b) La surface active accessible

Les liaisons mises en jeu par adsorption chimiques sont beaucoup plus fortes que dans le cas d'adsorption physique ; les isothermes d'adsorption chimiques sont du type Langmuir.

Le palier horizontal correspond à la monocouche d'adsorbat d'où on calcule V_m (volume adsorbé). La stœchiométrie n de la réaction de chimisorption étant connue (nombre d'atomes métalliques nécessaire pour chimisorber une molécule d'adsorbat).

II.5 Cycle catalytique

Du moment que la réaction catalytique ne peut avoir lieu dans tout le volume de la phase fluide, mais à l'interface solide-fluide, la formation des espèces adsorbées actives ce qui résulte un transport des molécules vers la surface du site actif. La réaction de surface donne des produits qui doivent d'abord se détacher (désorption) du solide, puis migrer vers la phase fluide [14].

Le cycle catalytique passe par sept étapes essentielles :

1. Transfert des réactifs vers la surface du solide : la diffusion, processus physique, tend à égaliser les concentrations dans la phase fluide.

Un courant de diffusion s'établit donc au voisinage de l'interface solide/fluide, lorsque la consommation des réactifs sur la surface et la formation de produits provoquent dans cette région des gradients de concentrations.

En régime permanent, le flux J_i (en mole. S⁻¹.m⁻²) d'une substance (vers la surface du catalyseur) est proportionnel au gradient de concentration C_i de cette substance. Le facteur de proportionnalité, appelé coefficient de diffusion est beaucoup plus faible dans les liquides que dans les gaz ;

Chapitre II : procédé de reformage catalytique

2. Adsorption des réactifs sur le catalyseur : l'adsorption se traduit par des ruptures de liaisons intramoléculaires et il y a formation de liaisons avec la surface. Ces espèces adsorbées constituent des intermédiaires actifs qui, réagissant entre eux, permettront à la réaction de se dérouler suivant un mécanisme différent de l'activation thermique ;

3. Interaction entre réactifs adsorbés à la surface : il est difficile de connaître les réactions qui se produisent à la surface du catalyseur. En effet, les réactions sont généralement trop rapides malgré les progrès des méthodes analytiques. D'autre part, on n'est jamais certain d'avoir identifié toutes les espèces adsorbées intervenant réellement dans une transformation ;

4. Désorption des produits de la surface catalytique : une réaction catalytique est une suite de réactions élémentaires et les sites actifs doivent être régénérés après désorption des produits ;

5. Transfert des produits quittant la surface du catalyseur vers le milieu fluide.

Les étapes 1 et 5 correspondent à des processus physiques de transfert de matière vers le grain du catalyseur et à l'intérieur de ce grain généralement poreux, les trois autres étapes sont des phénomènes chimiques dont l'ensemble constitue la transformation chimique proprement dite.

Si on considère la couche laminaire immobile entourant le grain catalytique on doit ajouter les deux étapes suivantes au cycle catalytique cité ;

6. Diffusion externe des réactifs à travers la couche limite qui entoure le grain ;

7. Diffusion externe des produits à travers la couche limite vers la phase homogène[15].

Le cycle catalytique avec la phase fluide est représenté sur la figure II.5.

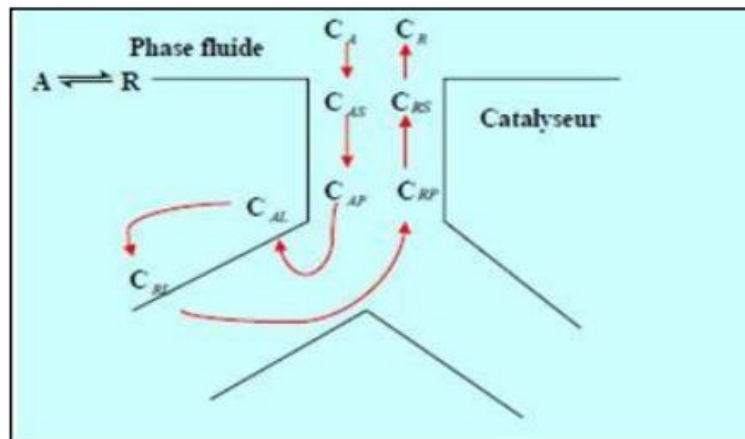


Figure II.5: Le cycle catalytique.

C_A, C_R : concentrations de A (réactif) et R (produit) dans la phase fluide ;

C_{AS}, C_{RS} : concentrations de A et R à la surface du catalyseur ;

C_{AP}, C_{RP} : concentrations de A et R à l'intérieur du catalyseur (pores) ;

C_{AL}, C_{RL} : concentrations de A et R sur le site actif L du catalyseur ;

II.6 Causes de la désactivation des catalyseurs

Une perte significative d'activité et/ou de sélectivité entraîne généralement la décharge ou la régénération du catalyseur. Dans tous les cas, cette diminution des performances correspond à une diminution du nombre de sites accessibles pour l'acte catalytique. Cette diminution peut être irréversible ou réversible [14].

La perte d'activité pourra être compensée par une élévation de la température opératoire. À titre d'exemple une augmentation de 10°C de la température opératoire ($300\text{-}310^\circ\text{C}$) compense une perte d'activité de 25% si l'incrément thermique apparent est de 84 KJ/mole . Indépendamment du caractère réversible ou irréversible, la désactivation recense trois causes principales :

- Les causes physiques ;
- L'empoisonnement par des impuretés ;
- L'empoisonnement par les réactifs ou les produits de réaction ;

II.6.1 Causes physiques

L'agglomération des cristallites par frittage constitue la principale cause physique du vieillissement des catalyseurs : le frittage entraîne une diminution sensible de la surface active (métaux, sulfures) et parfois de l'aire spécifique totale (supports oxydes) [13].

La fracturation des grains de catalyseur, leur attrition ou leur abrasion entraînent une augmentation de la perte de charge (lit fixe) ou une production de « fines » (lit mobile, lit fluide) incompatible avec la poursuite de l'opération industrielle.

Le bouchage de la macroporosité externe par des impuretés de la charge est une des causes de la désactivation des catalyseurs.

Plus généralement, un dysfonctionnement de l'unité industrielle est souvent à l'origine de désactivations physiques (marche hors conditions opératoires, excursions thermiques, etc.).

II.6.2 Empoisonnement par des impuretés

L'empoisonnement modifiant les sites actifs, il peut soit affecter l'activité (nombre de sites) soit la sélectivité (certains sites) soit les deux.

L'effet d'empoisonnement est spécifique d'une formulation catalytique. Ainsi, en catalyse bi-fonctionnelle métal-acide (reformage, isomérisation). Le chlore est un promoteur d'acidité (il rend aussi le platine thiorésistant) ; mais il est un poison pour d'autres métaux (Ni en vapo-reformage, Cu en conversion basse température de l'oxyde de carbone).

La distribution du poison dans la particule de catalyseur et dans le lit catalytique (cas du lit fixe) est déterminée à la fois par la cinétique d'empoisonnement et par la mobilité du poison [13].

II.6.3 Empoisonnement par les réactifs ou par les produits de réaction

La désactivation par dépôt de coke est l'exemple le plus commun de cette catégorie ; il a fait l'objet de nombreux travaux. Cette désactivation, réversible pour les catalyseurs de craquage catalytique, de reformage catalytique, est limitée dans les autres procédés par ajustement des propriétés acides du support, des propriétés intrinsèques de la phase active et par ajustement des conditions opératoires.

Un composé organométallique présent dans un résidu, chargé d'hydrotraitement, peut réagir avec H₂S pour former un sulfure qui modifie les propriétés du catalyseur.

II.7 Remèdes contre les différentes formes de désactivation

Le dépôt de goudrons, ou de coke, est justiciable d'une régénération par combustion au moyen d'un courant de gaz contenant de l'oxygène. On observe que, fort heureusement, une telle procédure parvient à restaurer l'activité du catalyseur partiellement coké. Un catalyseur de craquage de coupes pétrolières, par exemple, peut supporter ainsi des milliers de cycles réaction-régénération par combustion.

Pour combattre l'empoisonnement, il faut d'abord découvrir la (ou les) substance(s) responsable(s) de l'empoisonnement puis, soit traiter la charge pour en éliminer les composés indésirables, soit mettre en œuvre, si possible, un catalyseur résistant mieux aux poisons, soit encore sacrifier une portion de lit catalytique disposé avant le lit proprement dit.

Les causes physiques doivent être combattues à la racine, car c'est au cours de la mise au point des formules catalytiques que sont testés les différents moyens d'empêcher ces transformations de phase cristallines ou recristallisations.

II.8 Régénération des catalyseurs

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

- Les unes semi-régénératives, avec traitement in situ du catalyseur, lors d'arrêts périodiques tous les 6 mois à 1 an.
- Les autres régénératives cycliques, avec utilisation d'un réacteur supplémentaire dit «swing» à même, lors des régénérations, de remplacer successivement chacun des autres réacteurs et d'assurer ainsi une production ininterrompue.

Avec le développement des systèmes catalytiques multi-métalliques est apparue une nouvelle génération de procédés, dits régénératifs. Ils opèrent par soutirage et régénération en continu du catalyseur qui est ensuite recyclé aux réacteurs. Cette technologie s'applique à la production d'essence et spécifiquement celle d'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'hydro-désalkylation des composés les plus lourds.

Au terme d'un premier cycle de fonctionnement, un nombre important de catalyseurs industriels sont justiciables d'une régénération. Dans quelques procédés industriels : craquage catalytique, reformage catalytique à régénération continue, la régénération est l'une des étapes du procédé, et n'entraîne aucune intervention spécifique. Dans la majorité des autres cas, le problème se pose de régénérer le catalyseur soit sur le site, c'est-à-dire sans décharger le catalyseur, soit hors site, en faisant appel à des entreprises spécialisées .

II.9 Exemple : Cas du lit fixe semi-régénératif (SR)

On nomme ainsi ce type de procédé, car la régénération du catalyseur entraîne l'arrêt de l'installation à la fin du cycle.

Les unités annexes sont destinées à permettre une utilisation optimale des catalyseurs, et à compenser certains défauts :

Le catalyseur est sensible aux impuretés, composés azotés, oxygénés et soufrés, et métaux, il faut donc prévoir une section de purification de la charge. Cette dernière se fait par un hydrotraitement qui bloque les métaux et produit de l'ammoniac, de l'hydrogène sulfuré et de l'eau qui sont éliminés dans la section de purification (figure III.2). La charge, de plus, peut être traitée sur tamis moléculaire pour retenir les quelques ppm d'eau résiduelle et éventuellement sur une masse de captation des composés sulfurés.

Le catalyseur se désactive rapidement en l'absence d'hydrogène ; cette désactivation est notablement réduite par la présence d'hydrogène ; on impose donc une pression partielle d'hydrogène élevée ($H_2/HC > 8$ pour un monométallique) par compression et recyclage d'une partie de l'hydrogène produit lors de la réaction. Cet hydrogène peut contenir quelques impuretés, eau, acide chlorhydrique et parfois H_2S et doit être séché, déshydrochloré, et désulfuré sur des masses d'adsorption spécifiques.

Enfin, le catalyseur produit, à côté de l'hydrogène, des hydrocarbures légers C1 à C4 qui sont séparés du reformat dans une section de stabilisation. Suivant la pression opératoire et pour obtenir un hydrogène relativement pur et une bonne récupération de l'essence, on sera amené à mettre en œuvre des systèmes de séparation plus ou moins complexes : simple ballon séparateur, systèmes de purification par recontactage, refroidissement poussé, etc .

Le schéma ci-dessous montre le procédé semi- régénératif du catalyseur .

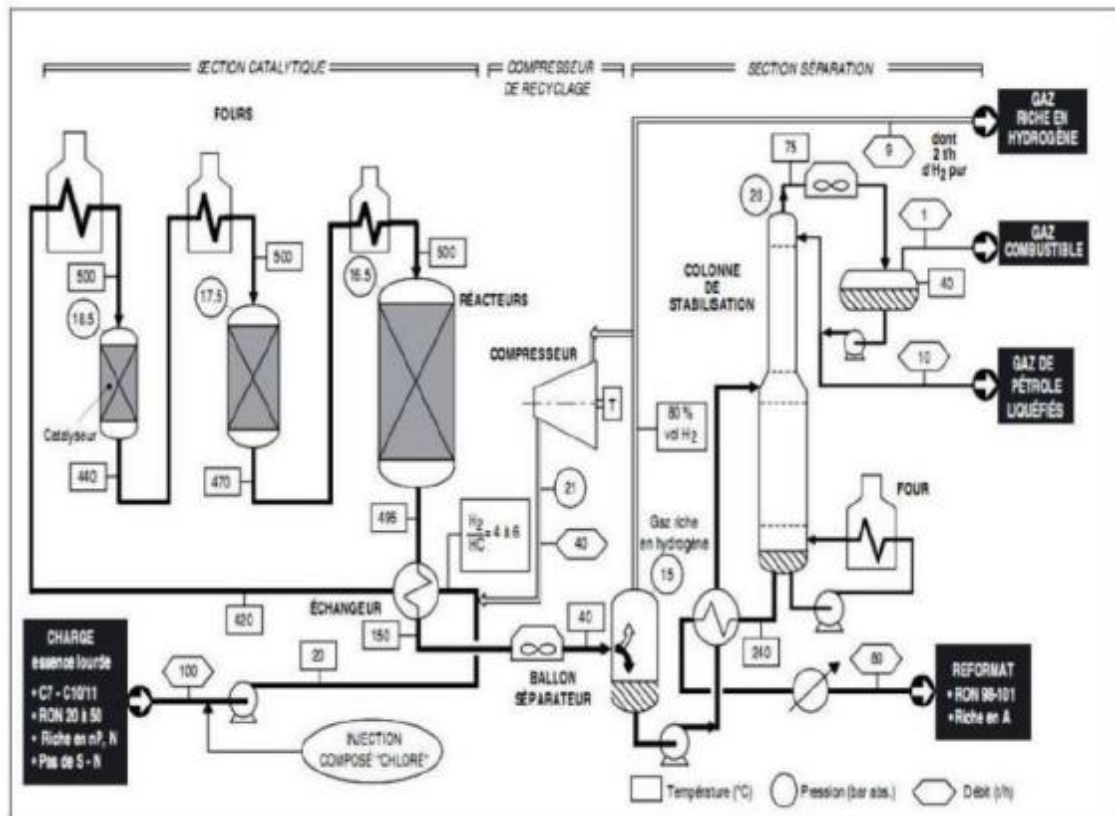


Figure II.6 : Schéma du procédé semi-régénératif.

II.10 Conclusion

Les Essences qui proviennent de la distillation primaire contiennent des éléments nocifs ou indésirables (soufre, azote, oxygène, etc...). De plus à cause de faible indice d'octane, elles ne peuvent pas servir pour les moteurs à combustion interne et surtout pas pour ceux qui travaillent dans des conditions encore plus sévères.

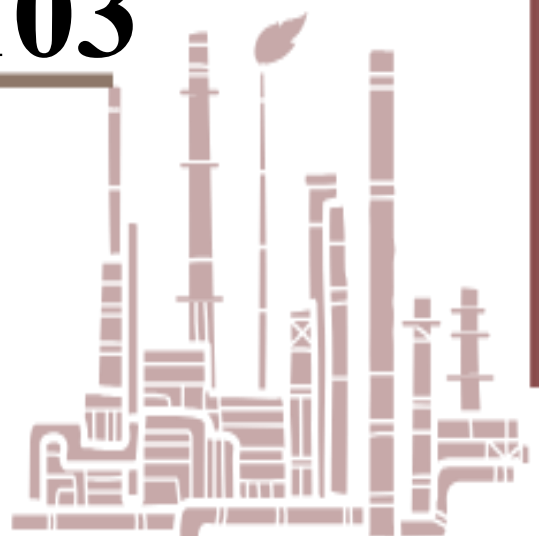
Le reformatage est employé surtout pour obtenir du reformant à haut indice d'octane, mais étant donné que la raffinerie de SKIKDA est prévue pour la production des produits aromatiques, en plus de celle des carburants, les conditions fonctionnelles du reformatage catalytique (magna-forming) sont telles pour améliorer au maximum la production des hydrocarbures aromatiques.

Chapitre III :

Suivi des paramètres

du marche de

l'unité 103



III.1 Introduction

Le reforming catalytique utilisé à la raffinerie de Skikda vise à maximiser la production d'aromatiques à partir d'une charge initialement pauvre en aromatiques, en employant un catalyseur bifonctionnel, à la fois actif et sélectif.

Dans ce chapitre, nous présenterons et analyserons les résultats d'une étude réalisée au sein de l'unité de reformage catalytique platforming U103.

III.2 Suivi des paramètres de l'unité 103

III.2.1 But de l'étude

Dans cette section, notre étude se concentrera sur le calcul et le suivi des paramètres influençant directement ou indirectement les performances de l'unité 103 de reformage catalytique (Platforming), afin de fournir une vision précise de la situation opérationnelle de l'unité.

III.2.2 Méthodologie de l'étude

Notre travail consistera en le calcul et le suivi des paramètres suivants :

- Point initial et point final de ASTM de la charge (PI / PF).
- Caractéristiques de la charge.
- Composition du gaz de recyclage.
- Rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC).
- Perte de charge le long du lit catalytique.
- Chute de température le long du lit catalytique.
- Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée -TEP-).
- Indice d'octane (NO).

III.2.3 Suivi des paramètres de fonctionnement

III.2.3.1 Point initial et point final de la distillation ASTM de la charge (PI / PF)

La volatilité de la charge influence les performances de l'unité. Ainsi, le point initial est fixé de manière à respecter les spécifications actuelles limitant la teneur en benzène dans les essences commerciales, en évitant d'incorporer des précurseurs de benzène. Quant au point final, il est déterminé en fonction de la demande du marché en essence et gasoil, tout en tenant compte du fait que son augmentation accélérera le cokage du catalyseur.

Par ailleurs, la transformation d'hydrocarbures à bas indice d'octane en composés à haut indice d'octane (Tableau III.1), recherchée dans l'unité, n'est efficacement obtenue qu'à partir d'hydrocarbures susceptibles de se convertir en aromatiques.

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

ASTM	Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 août 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	13 novembre 2024	11 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024
PI	87	74	73	72	73	71	71	80	80	81	81
PF	158	161	168	162	162	159	161	168	166	174	171

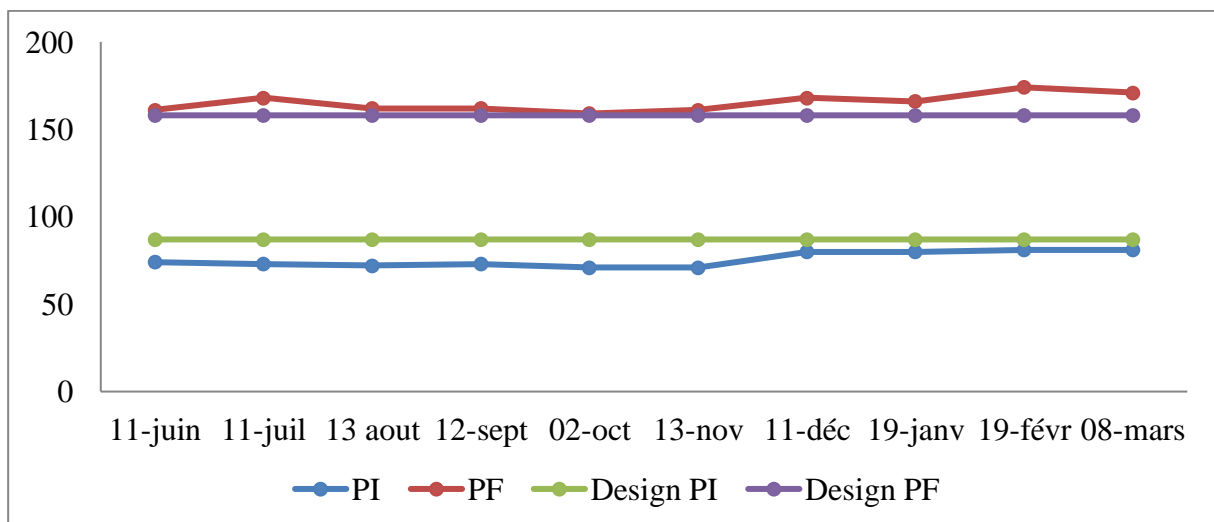


Figure III.1 : Suivi du point initial et point final ASTM de la charge

Interprétation des résultats :

D'après les courbes de suivi des points initial et final ASTM représentées sur la figure IV.1, on remarque que le point initial de la charge est inférieur à celui du design. Une charge avec un point initial inférieur à 70°C contient généralement une quantité significative de C5 et C6, dont les C5 ne peuvent pas être convertis en aromatiques et leur isomérisation est négligeable dans les conditions de reformage, tandis que les C6 sont difficilement convertis en aromatiques.

Le point final de la charge est généralement supérieur à celui du design, ce qui entraîne la production d'aromatiques lourds. De plus, la vitesse de cokage du catalyseur augmente rapidement avec l'élévation du point final de la charge.

III.2.3.2 Charge

La charge n'est pas modifiable en termes opérationnels, mais comprendre ses propriétés et sa composition chimique (Tableau III.2) permet d'ajuster les paramètres opérationnels en conséquence.

Tableau III.2 : Suivi de la charge.

	Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 août 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	13 novembre 2024	11 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024
Débit m³/h	200	190	190	190	190	190	190	190	180	180	180
Densité 15 °C	0,7390	0,7350	0,7374	0,7357	0,7379	0,7378	0,7370	0,7396	0,7399	0,7409	0,7406
Soufre ppm	<0,5	0,5	0,4	0,5	0,5	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5
ASTM											
PI	86	73	72	71	72	70	70	79	79	80	80
10%		89	93	89	92	85	87	96	94	98	99
50%		114	118	114	116	109	116	120	116	125	123

Chapitre III : Suivi des paramètres du marche de l'unité 103

90%		143	150	145	145	140	144	153	150	160	156
95%		152	159	153	154	148	152	162	157	169	163
PF	157	160	167	161	161	158	160	167	165	173	170
PONA											
%Vol											
P	67,5								62,5	64,78	63,81
O	0								0	0	0
N	27,2	/	/	/	/	/	/	/	31,64	29,4	30,32
A	7,9								8,91	8,32	8,52
Σ100%											

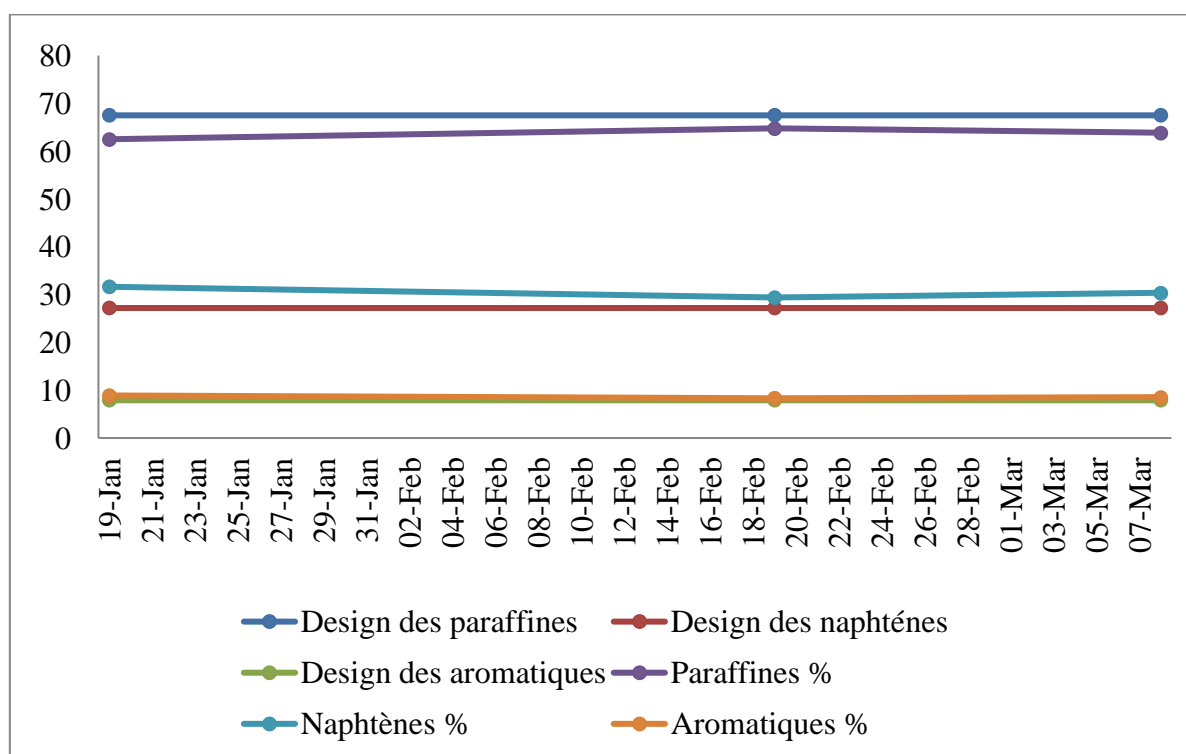


Figure III.2 : suivi des composants de la charge PONA.

Interprétation des résultats

Selon les données du tableau III.2, on constate que la charge respecte les normes en termes de teneurs en impuretés et de densité à 15°C, mais ce n'est pas le cas pour la composition chimique. En effet, comme indiqué dans les figures III.1 et III.2, plus précisément dans les PONA et les distillations ASTM, la charge présente un léger déficit en

Chapitre III : Suivi des paramètres du marche de l'unité 103

naphtènes, qui sont les précurseurs directs des aromatiques. Cela affecte les indices de reformabilité de la charge. Les naphtènes seront convertis en composés à indice d'octane élevé sous des conditions de faible sévérité, tandis que la teneur légèrement réduite en paraffines nécessitera une transformation par craquage ou cyclisation pour atteindre un indice d'octane élevé.

III.2.3.3 Gaz de recyclage

La composition du gaz de recyclage joue un rôle crucial dans le fonctionnement d'une unité de reforming. La concentration en H₂ dans le gaz de recyclage reflète l'importance relative des deux réactions principales : l'aromatisation (qui produit de l'H₂) et l'hydrocraquage (qui consomme de l'H₂).

Pour un rapport H₂/HC donné, une plus grande pureté en H₂ entraîne une réduction du débit de gaz recyclé et une diminution de la puissance requise par le compresseur de recyclage. Les données relatives au gaz de recyclage sont répertoriées dans le tableau III.3.

Tableau III.3 : Les données du gaz de recyclage.

Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 aout 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	13 novembre 2024	11 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024	
%H ₂	76	82,5	83,21	84,06	83,81	83,78	74,91	74,16	74,95	75,23	69,91
PM	8-10	7,16	6,84	6,25	6,51	6,56	10,18	10,27	10,05	9,95	11,24
NO	96-99	95,4	95,3	94,8	93,9	94,0	93,6	94,0	93,2	92,0	91,6
H ₂ O ppm	10-18	13	14	13	13	13	14	13	12	7	9
Cl ppm	0,2-0,8	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,2	0,1	0,1

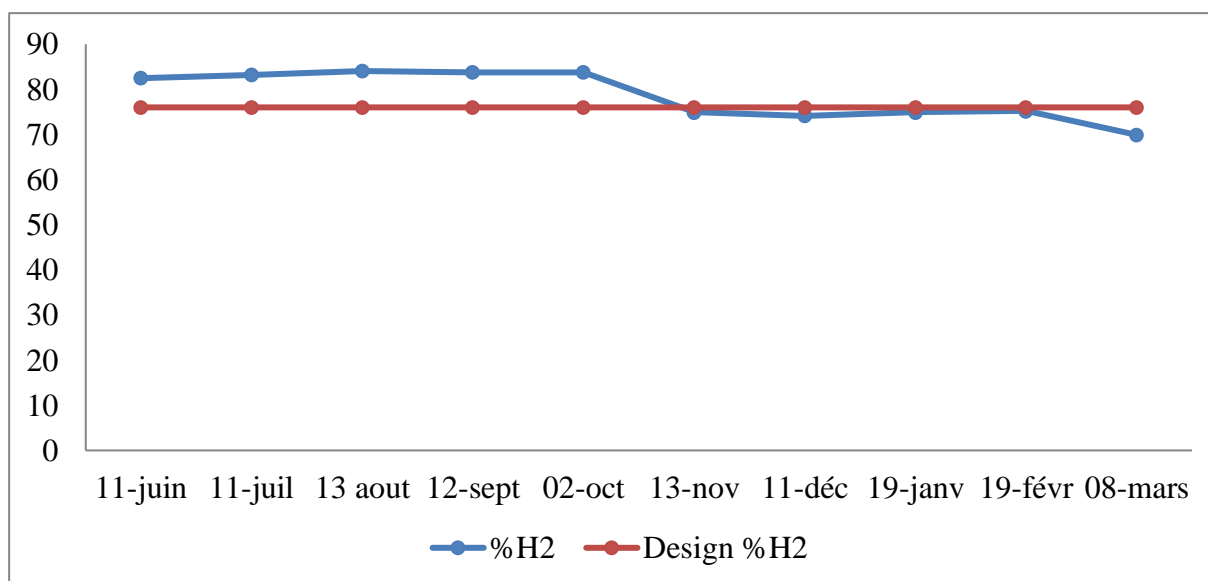


Figure III.3 : Suivi du pourcentage d'hydrogène %H₂.

Interprétation des résultats

Selon la représentation graphique du pourcentage d'H₂ durant la période d'étude (Figure III.3), on constate que la quantité d'H₂ est nettement supérieure à celle prévue pour un taux de marche de 75 % molaire, du début juin jusqu'au mois d'octobre, indiquant un excès de production d'H₂. La diminution de l'H₂ commence en février, ce qui se répercute sur le poids moléculaire du gaz, qui devient plus élevé. Les bonnes valeurs de l'indice d'octane obtenues sont dues à la forte activité de la fonction acide, qui transforme les paraffines normales en homologues très ramifiés avec d'excellents indices d'octane, grâce aux réactions d'isomérisation et de craquage catalysées par cette fonction.

III.2.3.4 Rapport hydrogène/hydrocarbure (H₂/HC)

Le rapport H₂/HC indique le nombre de molécules d'hydrogène pur entourant chaque molécule d'hydrocarbures présente dans la charge à l'entrée de la section réactionnelle. Ce rapport vise à protéger le catalyseur contre les réactions chimiques entraînant la formation de coke sur sa surface. La variation de ce rapport au cours de dix mois est présentée dans le tableau III.4.

Tableau III.4 : Suivi du rapport H₂/HC.

	Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 aout 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	13 novembre 2024	11 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024
H ₂ /HC	7-9	9,52	9,71	10,21	9,93	10,07	7,73	7,56	8,25	7,92	7,18

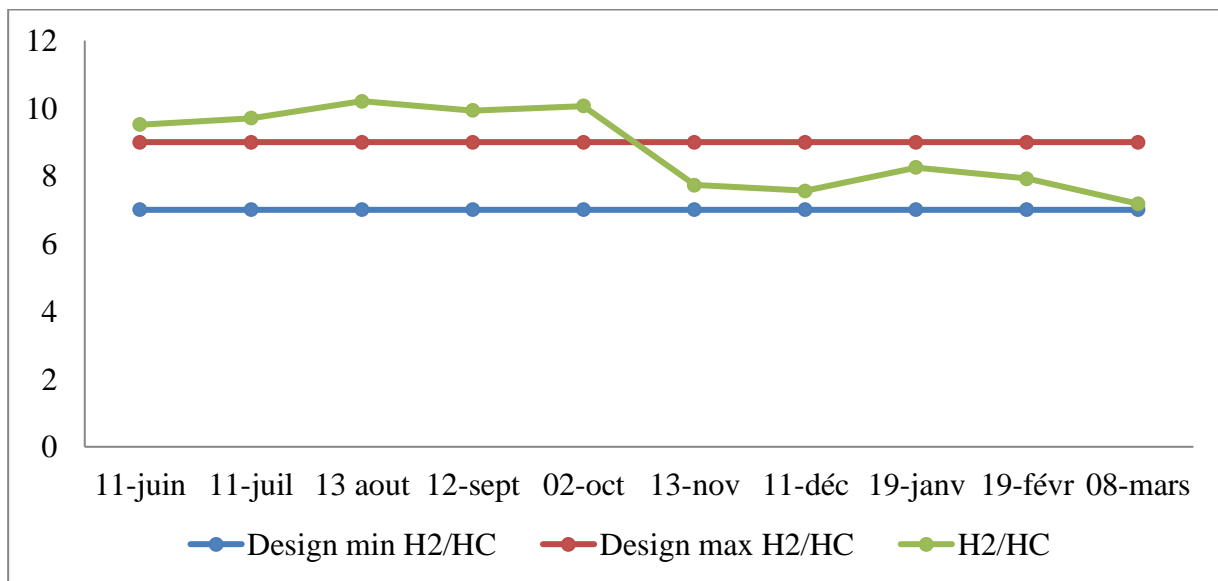


Figure III.4 : Suivi du rapport H₂/HC.

Interprétation des résultats

Dans les premiers mois (Figure III.4), on observe que le rapport H₂/HC est supérieur à celui prévu pour un début de cycle (7-9). Cela est dû à certaines conditions opérationnelles (ou au faible taux de marche pour protéger le catalyseur) qui influencent ce rapport, notamment :

- La diminution de la pureté de l'H₂ dans le gaz de recyclage (cette diminution n'est pas présente dans les premiers mois et cela est évident sur la courbe d'H₂).
- Le faible débit de recyclage.
- Le mauvais fonctionnement du compresseur de recyclage.
- L'augmentation de la perte de charge dans la section réactionnelle.

Chapitre III : Suivi des paramètres du marche de l'unité 103

Après le mois d'octobre, la courbe commence à diminuer vers le rapport recommandé (6-8), suivant la même tendance que la courbe de l'H₂ dans le gaz de recyclage.

III.2.3.5 Perte de charge le long du lit catalytique

La pression n'est pas une variable contrôlable dans une unité existante, mais elle reste un paramètre crucial dans l'évolution du procédé de reformage catalytique.

En théorie, une pression basse favorise un rendement élevé en reformat. Cela souligne l'importance de minimiser les pertes de charge. Cependant, une pression basse favorise également la formation de coke sur le catalyseur, entraînant une réduction de son activité. Les données relatives aux pertes de charge le long des lits catalytiques pendant la période d'étude sont présentées dans le tableau III.5.

Tableau III.5 : Suivi de la perte de charge le long des lits catalytiques.

	Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 août 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	11 novembre 2024	13 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024
$\Delta P R1$ Kg/cm ²	0,86	1,10	1,24	1,21	1,17	1,16	1,17	1,38	1,31	1,33	1,27
$\Delta P R31$ Kg/cm ²	0,25	0,29	0,29	0,29	0,30	0,30	0,29	0,30	0,29	0,29	0,30
$\Delta P R32$ Kg/cm ²	0,38	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23
$\Delta P R33$ Kg/cm ²	0,27	0,18	0,18	0,18	0,18	0,18	0,18	0,19	0,18	0,19	0,19
$\Delta P R34$ Kg/cm ²	0,27	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,20	0,21	0,20	0,20	0,20

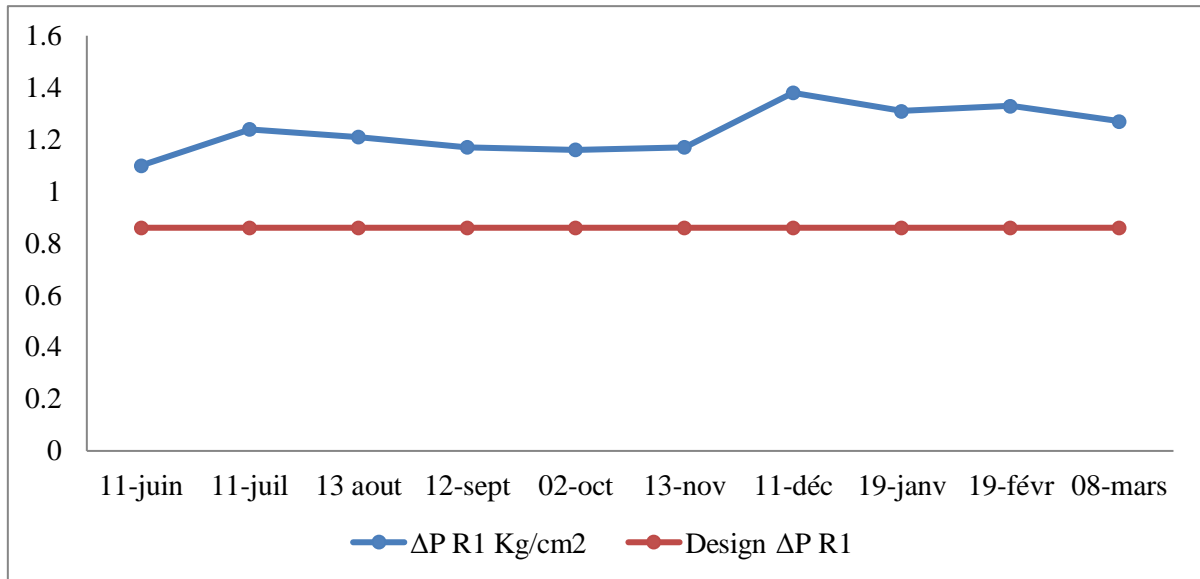


Figure III.5 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R1.

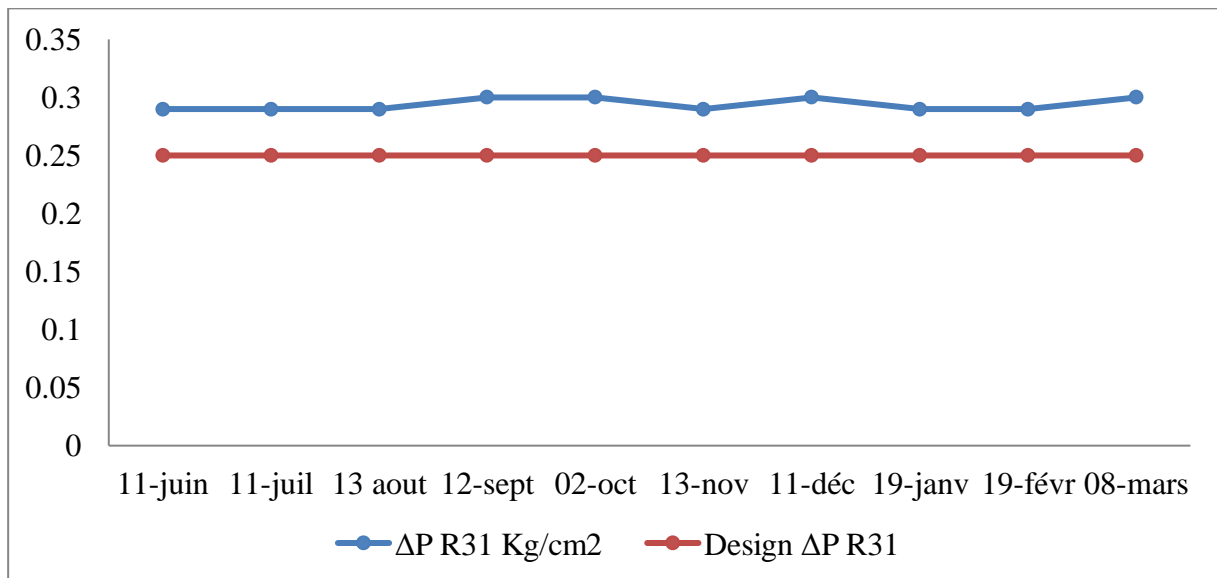


Figure III.6 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R31.

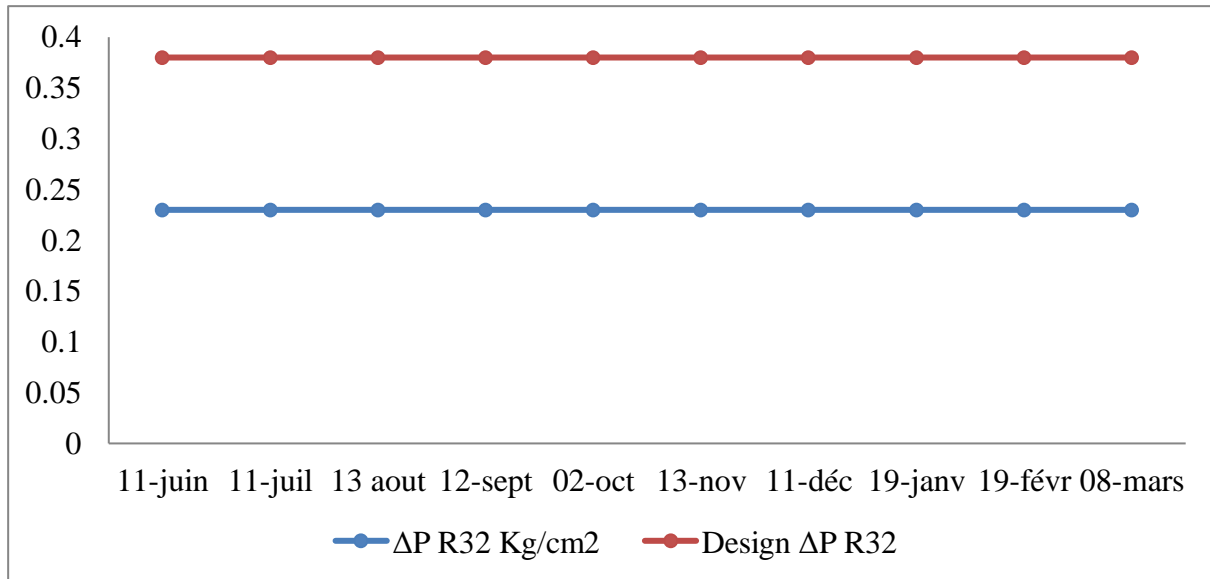


Figure III.7 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R32.

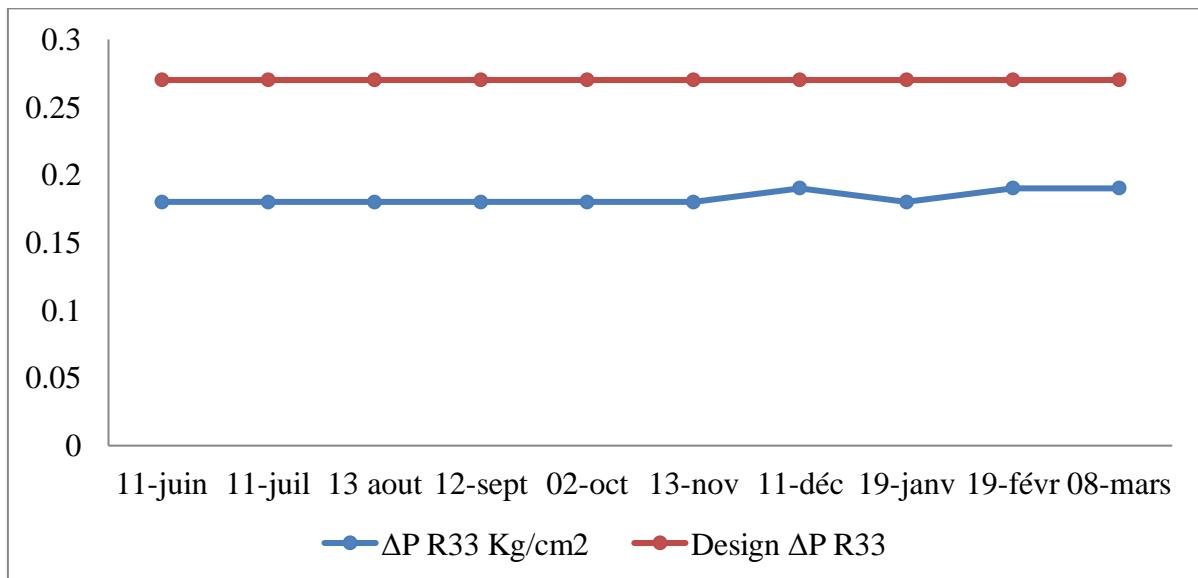


Figure III.8 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R33.

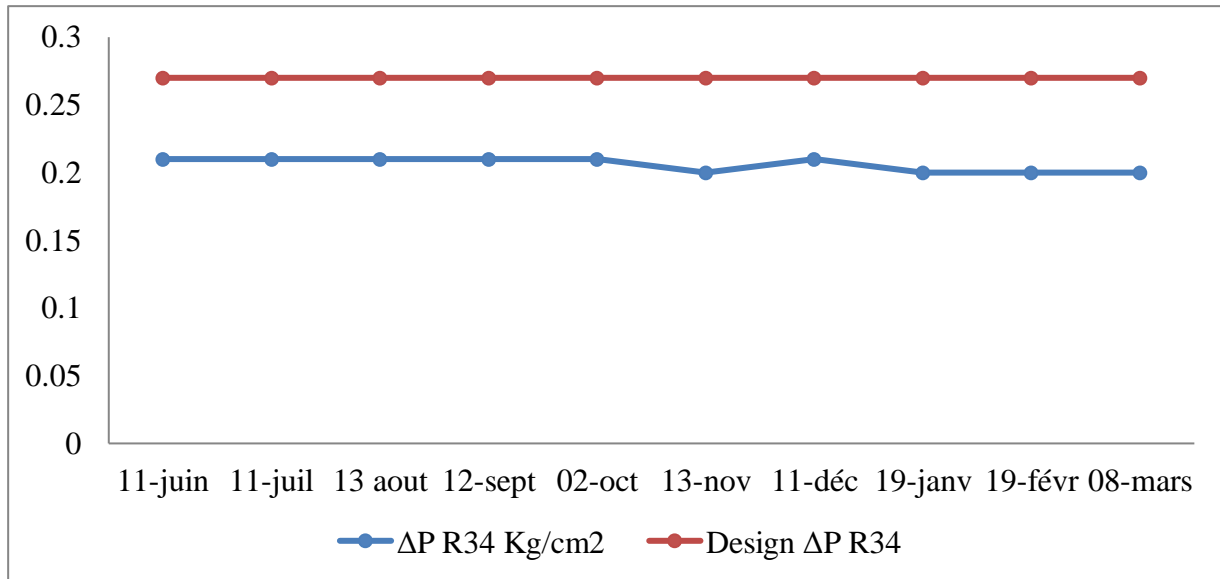


Figure III.9 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R34.

Interprétation des résultats

Les pertes de charge dans le circuit du premier refoulement sont nettement supérieures à celles prévues par la conception (Figure III.5), ce qui affecte le fonctionnement du compresseur. En pratique, ce problème est le principal obstacle limitant le taux de marche de l'unité. Pour le réacteur R31 (Figure III.6), la perte de charge est supérieure à celle prévue par le design, probablement en raison des facteurs suivants :

- Bouchage au niveau du lit catalytique à cause d'un excès de cokage dans le premier réacteur, causé par une série d'arrêts d'urgence et de blocages répétitifs du compresseur de recyclage, ainsi que par un rapport H₂/HC moins élevé dans les deux premiers réacteurs, favorisant la conversion des hydrocarbures en aromatiques.
- Grains résultants du frittage du catalyseur.
- Poussières de catalyseur issues des régénérations précédentes.

Cette augmentation de la perte de charge entraîne une hausse de la pression dans les réacteurs, ce qui nuit à l'aromatation (qui est favorisée par des basses pressions) et provoque le craquage, responsable de la surproduction de produits légers (GPL, C1, C2). Cela affecte directement le rendement en produits aromatiques, qui sont l'objectif principal de l'unité.

Pour les trois derniers réacteurs (Figures III.7, III.8 et III.9), la perte de charge est inférieure à celle prévue par le design, permettant de bonnes performances en rendement de

Chapitre III : Suivi des paramètres du marche de l'unité 103

reformat, une augmentation de la conversion en hydrocarbures aromatiques (NO), ainsi qu'une hausse de la production d'hydrogène. Par conséquent, il y a une diminution de la production de légers, résultant en une réduction des réactions d'hydrocraquage.

III.2.3.6 Chute de température le long du lit catalytique

La diminution de la température à travers chaque réacteur est causée par l'aspect endothermique des réactions chimiques de reformage. Ainsi, les variations de température entre les réacteurs (comme indiqué dans le tableau III.6) offrent une indication claire de la contribution de chaque réacteur au gain d'octane, ainsi que de l'importance des réactions spécifiques dans chacun des réacteurs.

Tableau III.6 : Suivi de la chute de la température le long des lits catalytiques.

	Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 aout 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	13 novembre 2024	11 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024
$\Delta T R1$ (°C)	+6	+2	+2	+2	+2	+2	+3	+3	+2,5	+2	+3
$\Delta T R31$ (°C)	-50	-56	-54	-54	-52	-52	-53	-47	-44	-43	-41
$\Delta T R32$ (°C)	-23	-22	-22	-21	-21	-21	-20	-19	-17	-17	-16
$\Delta T R33$ (°C)	-20	-12	-12	-11	-11	-11	-11	-11	-9	-10	-9
$\Delta T R34$ (°C)	-13	-4	-5	-4	-5	-5	-4	-4	-4	-4	-3

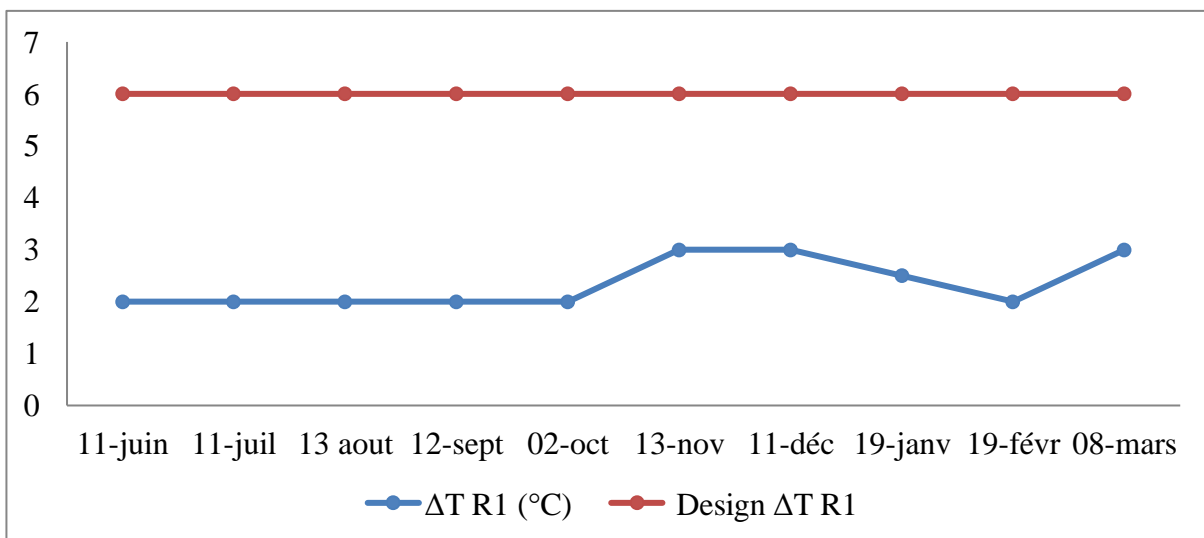


Figure III.10 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R1.

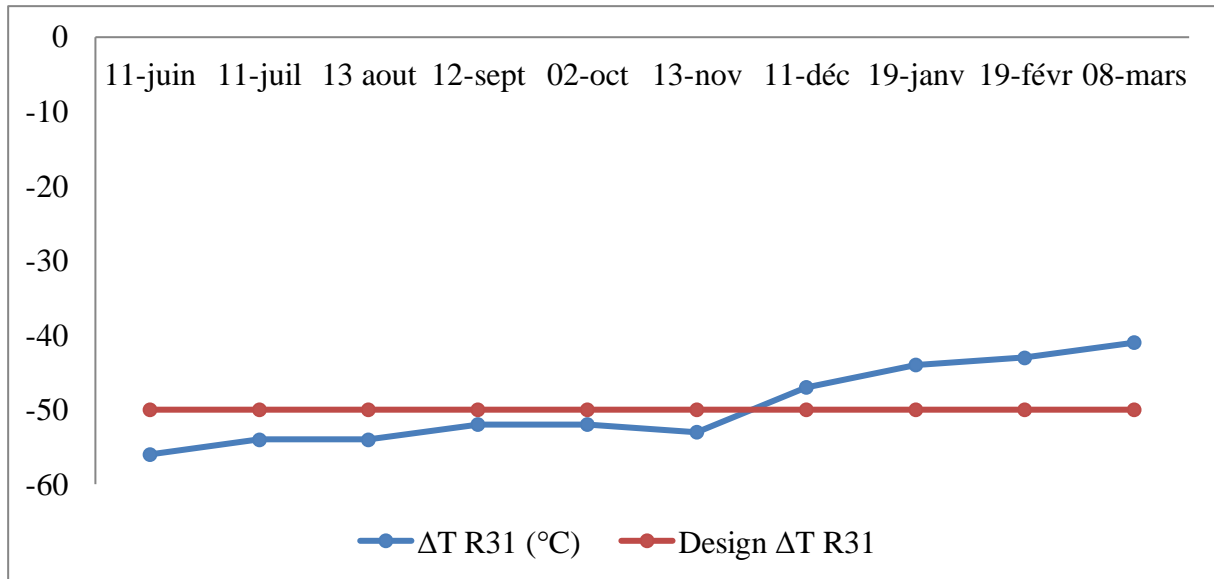


Figure III.11 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R31.

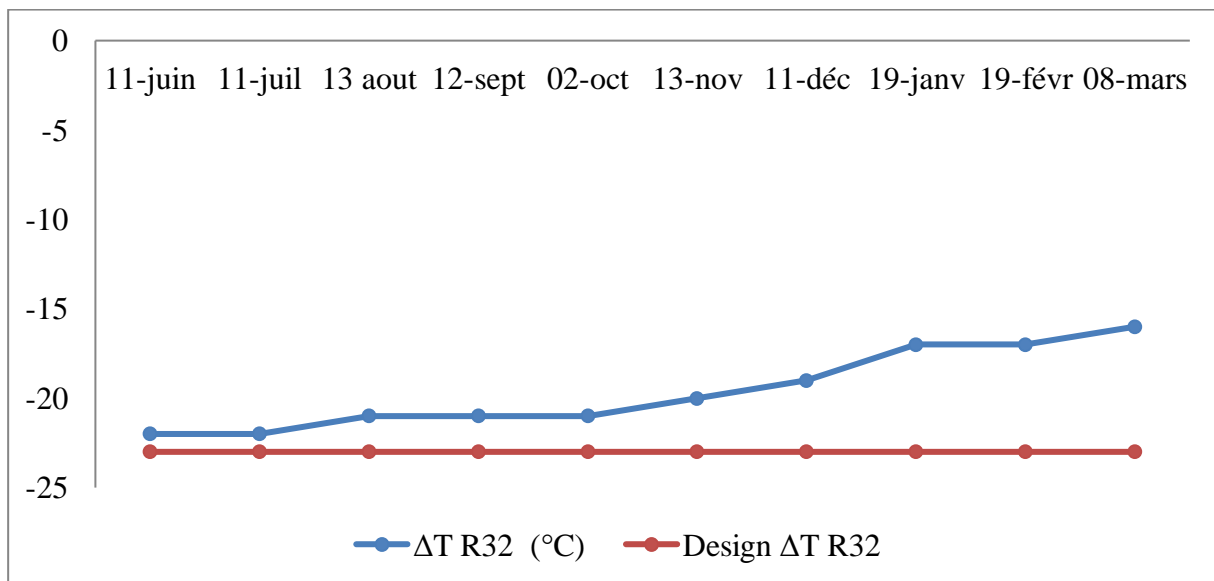


Figure III.12 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R32.

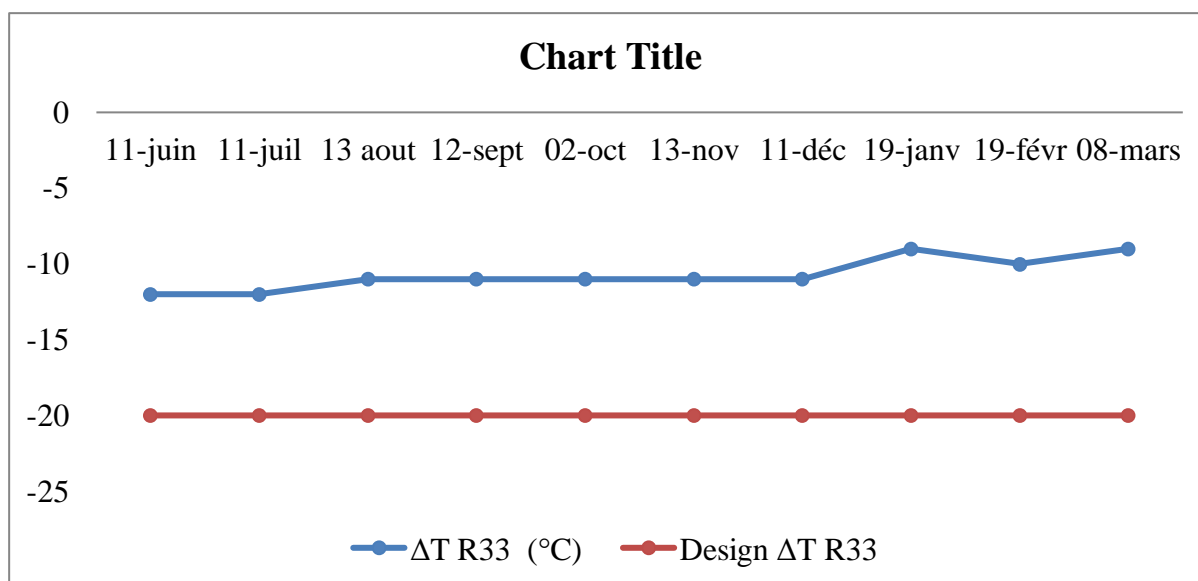


Figure III.13 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R33.

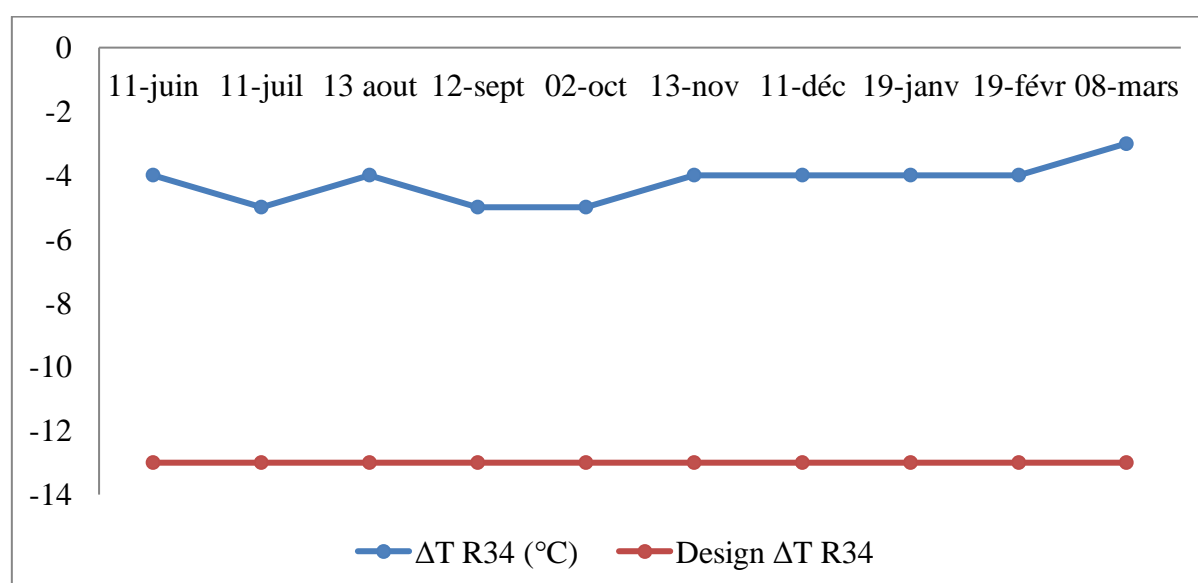


Figure III.14 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R34.

Interprétation des résultats

En analysant les variations de température (ΔT) du réacteur R31 (Figure III.11), on constate un rendement relativement faible pour les réactions de déshydrogénation des naphènes, qui sont à la fois très rapides et très endothermiques ($\Delta H = +210$ kcal/mole). Cette inefficacité peut être attribuée à une température d'entrée relativement basse dans le réacteur.

Le produit du premier réacteur R31 est préchauffé avant d'être introduit dans le second réacteur R32. Dans le R31, les naphènes achèvent leur déshydrogénation pour former des aromatiques (Figure III.12). La température dans le R32 est plus élevée et la quantité de catalyseur est supérieure à celle du premier réacteur (Figure III.13). Par conséquent, il y a une certaine conversion des paraffines C6+ en aromatiques par déshydrocyclisation (une réaction lente) et en paraffines légères C5- par hydrocraquage (une autre réaction lente).

Après avoir été réchauffés à 514 °C, la déshydrocyclisation et l'hydrocraquage des paraffines se produisent dans les réacteurs R33 et R34 (Figures III.14 et III.15). Étant donné que la déshydrocyclisation est endothermique et l'hydrocraquage est exothermique, ces deux réactions sont très lentes. Même avec une température élevée, les concentrations ne parviennent pas à atteindre l'équilibre thermodynamique.

III.2.3.7 Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée -TEP-)

La température d'entrée dans les réacteurs (Tableau III.7) représente le principal paramètre opérationnel permettant d'influer sur la sévérité du processus de reformage. En effet, une augmentation de la température augmente les vitesses des réactions chimiques se produisant en contact avec le catalyseur. Étant donné le caractère endothermique des réactions d'aromatisation, des températures relativement élevées à l'entrée des réacteurs sont nécessaires pour garantir une meilleure aromatisation.

D'autre part, les variations de température entre les réacteurs offrent une indication claire de la contribution de chaque réacteur au gain d'octane, ainsi que de l'importance des réactions spécifiques dans chacun des réacteurs.

Tableau III.7 : Suivi de la température WAIT.

	Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 aout 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	13 novembre 2024	11 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024
WAIT °C	484-545	503	503	505	505	507	509	511	513	515	517

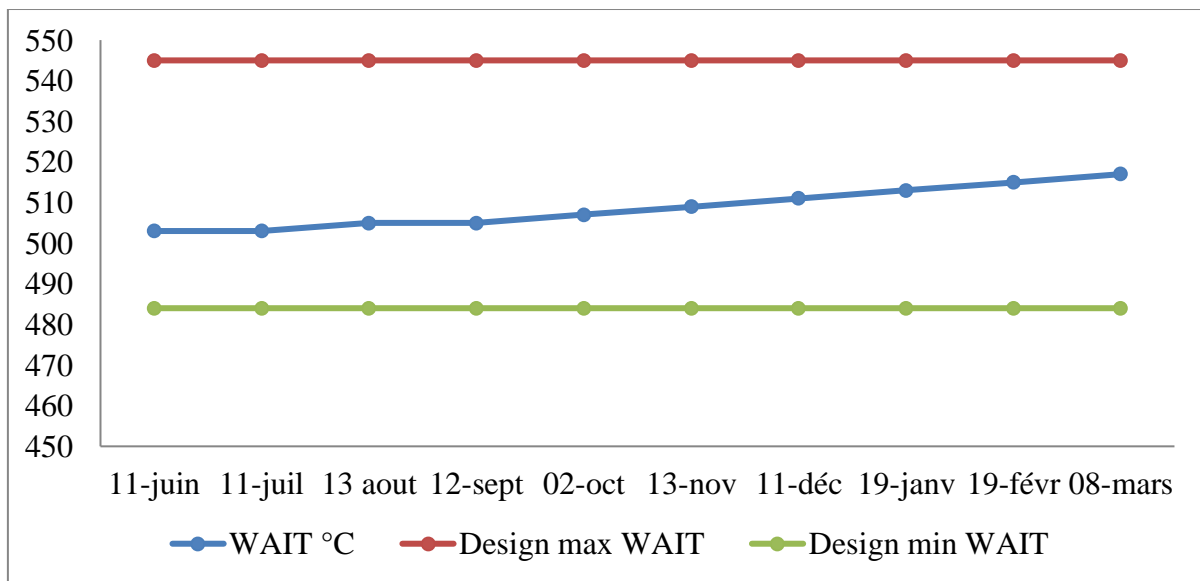


Figure III.15 : Suivi de la température WAIT.

Interprétation des résultats

Selon la courbe de variation de la température WAIT (Figure III.15), on remarque que l'augmentation des températures moyennes d'entrée des réacteurs n'a pas surpassé les valeurs prévues par la conception. Par conséquent, elle ne peut garantir une aromatisation efficace, ce qui conduit à une diminution du gain d'octane. Pour obtenir des indices d'octane plus élevés, il faut une augmentation de température plus importante pour chaque point d'indice d'octane. Ainsi, il apparaît que la vitesse de désactivation du catalyseur est inférieure à celle du design.

III.2.3.8 Indice d'octane (NO)

La valeur de l'indice d'octane du reformat est cruciale dans le processus. Avec une mesure continue de cet indice, les paramètres opérationnels de l'unité peuvent être régulièrement ajustés pour maintenir le RON désiré.

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

	Design	11 juin 2024	11 juillet 2024	13 août 2024	12 septembre 2024	02 octobre 2024	13 novembre 2024	11 décembre 2024	19 janvier 2024	19 février 2024	08 mars 2024
NO	96-99	96,8	96,6	95,1	95	95,3	94,9	95,3	94,5	93,2	92,7

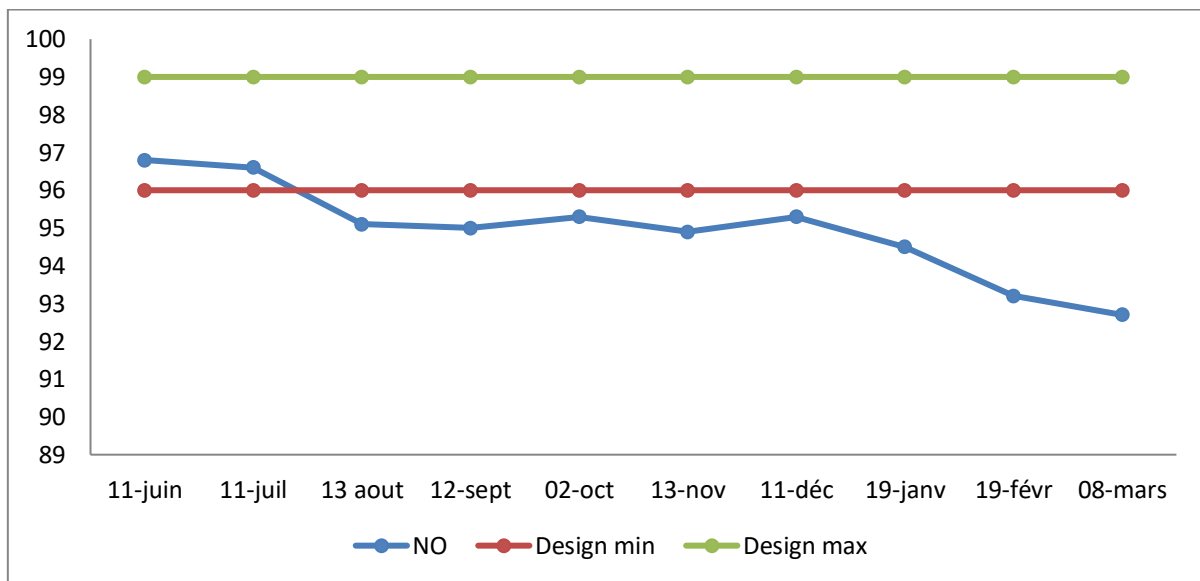


Figure III.16 : Suivi de l'indice d'octane NO.

Interprétation des résultats

Dans la figure III.16, on observe une baisse de l'indice d'octane par rapport à l'échelle du design dès le premier mois. Cette diminution s'accroît considérablement au mois de décembre, principalement en raison de la présence d'aromatiques lourds. Ces composés, tels que les C9 et C10, qui ne sont pas des produits souhaités, proviennent des naphthènes lourds et des paraffines à longue chaîne carbonée, entravant la production des aromatiques désirés.

Chapitre III : Suivi des paramètres du marche de l'unité 103

comme les C6 et C7. Étant facilement aromatisables, ces aromatiques lourds contribuent à la diminution globale de l'indice d'octane du reformat.

Chapitre IV :

Calcul des performances du catalyseur R-98



IV.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous examinerons les performances du catalyseur R-98, choisi et utilisé de manière privilégiée au cours des dernières années en tant que catalyseur bifonctionnel actif et sélectif. Les calculs ont été réalisés en utilisant la méthode UOP.

IV.2 Calcul des performances du catalyseur R-98

IV.2.1 But de l'étude

Les performances de l'unité Platforming sont étroitement liées à celles du catalyseur, notamment son activité, sa stabilité et sa sélectivité en aromatiques. Dans cette optique, cette étude vise à évaluer les performances du catalyseur R-98 dans le cadre du Reforming Catalytique II.

IV.2.2 Méthodologie de l'étude

Notre analyse se concentrera sur l'évaluation des performances du catalyseur UOP R-98 utilisé dans l'unité 103 de reformage catalytique (Platforming) de la raffinerie de Skikda, en suivant la méthodologie ci-après :

- ❖ Un bilan matière sur la section réactionnelle.
- ❖ Calcul des rendements en produits légers.
- ❖ Calcul des variables opératoires :
 - Calcul des rapports hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC).
 - Calcul des vitesses spatiales (VVH).
 - Calcul des rapports eau /chlore (H_2O/Cl).
 - Calcul de la teneur en chlore du catalyseur R-98 (Cl/Cat).
 - Chute de température le long de lit catalytique.
 - Perte de charge le long de lit catalytique.
 - Vérification de la teneur en chlore

IV.2.3 Capacité et paramètres essentiels de marche

Tableau IV.1 : Capacité et paramètres essentiels de marche cas design.

Paramètres opératoire	design
Débit volumique m ³ /h	200
Densité 15	0,739
ASTM	
PI	87
Pf	158
PONA % Vol	
P	66,4
N	26,10
A	7,5
NO	96-99
Soufre ppm	0,5
%H ₂	76
Inj H ₂ O ppm	3-5
Cl ppm (constituants liquide)	106-108
Cl ppm (constituants gazeux)	0,2-0,8
PM	8-10
H ₂ O ppm	15-18
Masse de catalyseur tonnes/h	
R31	12,50
R32	20,750
R33	32,750
R34	65,125

IV.2.4 Calcul des bilans matière et rendements des produits

IV.2.4.1 Débits massiques des constituants liquides

Les débits massiques sont déterminés en prenant en considération les densités des produits ajustées aux températures réelles:

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

$$Q_m = Q_v \times d_r^{15} \times k \dots\dots\dots(1)$$

Avec :

$$k = (d_d^t \text{ corrigé} \div d_r^t \text{ corrigé})^{0,5} \dots\dots\dots(1.1)$$

$$d_d^t \text{ corrigé} = d_d^{15} - a_1(T_d - 15) \dots\dots\dots(1.2)$$

$$a_1 = 0,001828 - (0,00132 \div 1,0066) \times d_d^{15} \dots\dots\dots(1.3)$$

$$D_r^t \text{ corrigé} = d_r^{15} - a_2(T_r - 15) \dots\dots\dots(1.4)$$

$$a_2 = 0,001828 - (0,00132 \div 1,0066) \times d_r^{15} \dots\dots\dots(1.5)$$

Tel que :

Q_m : Débit massique du liquide en t/h.

Q_v : Débit volumique du liquide en m³ /h.

d_r^{15} : Densité réelle du liquide à 15°C. k : Facteur de correction.

$d_r^t \text{ corrigé}$: Densité réelle du liquide à la température du service.

$d_d^t \text{ corrigé}$: Densité design du liquide à la température du service.

d_d^{15} : Densité design du liquide à 15 °C.

T_d : Température design du liquide en °C.

T_r : Température réelle du liquide en °C.

IV.2.4.2 Débits massiques des constituants gazeux

Les débits massiques pour les constituants gazeux sont calculés comme suit :

$$Q_m = Q_v \times d_{Sch,r}^{15} \times k' \times 10^{-3} \dots\dots\dots(2)$$

Avec :

$$k' = (d_d^{15} \div d_{Sch,r}^{15})^{0,5} \times ((P_r + 1,03) \div (P_d + 1,03))^{0,5} \times ((T_d + 273) \div (T_r + 273))^{0,5} \dots\dots\dots(1)$$

Tel que :

Q_m : Débit massique du gaz en t/h.

$d_{sch,r}^{15}$: Densité réelle du gaz (densité schilling).

d_d^{15} : Densité design du gaz.

P_r : Pression réelle du gaz en Kg/cm^2 .

P_d : Pression design du gaz en Kg/cm^2 .

T_d : Température design du gaz en °C.

T_r : Température réelle du gaz en °C.

IV.2.4.3 Rendements des produits

A la suite de calcul des débits massiques charge et soutirage, le rendement est déterminé comme suit :

$$\eta = (Q_{\text{produit}}/Q_{\text{charge}}) \times 100 \dots \dots \dots (3)$$

Les données et les calculs des débits massiques ainsi que des rendements des composants liquides et gazeux ont été réalisés sur une période de trois jours différents au cours de la même semaine. Les résultats obtenus sont répertoriés dans le tableau IV.2 et présentés graphiquement dans la figure IV.1.

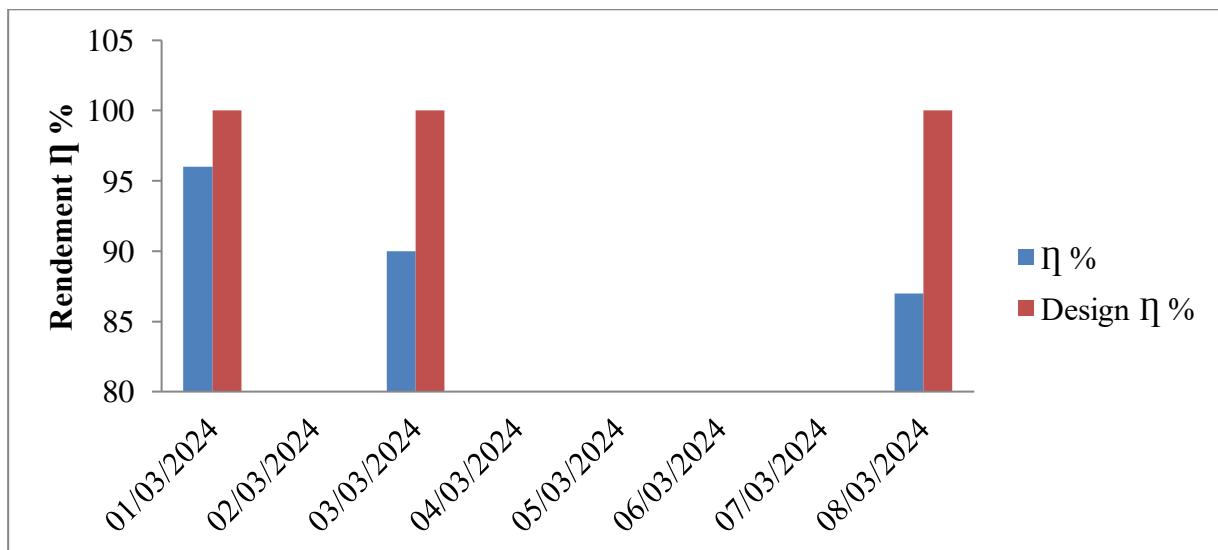


Figure IV.1 : Evolution du rendement de reformat.

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

Tableau IV.2 :Donées de base et les résultats des constituants liquides et gazeux.

		01/03/2024	03/03/2024	08/03/2024
Constituants liquides	Q_v m ³ /h	192	183	182
	D_d^{15}	0,7546	0,7555	0.7517
	T_d	40	40	40
	T_r	37	37	37
	d_r^{15}	0,3718	0,4603	0,3999
Constituants gazeux	$Q_{v.gaz}$ m ³ /h	241522	242893	245091
	$d_{Sch,r}^{15}$	0,37	0,4595	0,3991
	d_d^{15}	0,5424	0,5353	0,5692
	P_r	13,1	13,1	13,1
	P_d	13,1	13,1	13,1
	T_d	40	40	40
	T_r	37	37	37
Débit massique des produits T/h	P/f m ³ /h	135	137	135
	GPL m ³ /h	16.20	16	17.20
	$Q_{m.liquide}(T/h)$	104,506	109,668	102,107
	$Q_{m.gazeux}(T/h)$	108,719	121,045	117,3794
	η %	96	90	87

Interprétation des résultats

Selon les normes de l'UOP, le rendement en reformat pour un indice d'octane NO de 96% est optimal à 100%. Cependant, dans notre situation, le rendement pour un indice d'octane compris entre 87 et 96% varie de 90% à 95%. Cela suggère que le catalyseur R-98 a perdu en efficacité au fil du temps, probablement en raison d'une désactivation.

IV.2.5 Calcul des paramètres de fonctionnement de l'unité

IV.2.5.1 Rapport hydrogène/charge

C'est le rapport entre le nombre de moles d'hydrogène recyclé et le nombre de moles d'hydrocarbures de la charge, et est donné par la formule suivante :

$$H_2 / HC = Q_{v.gaz} \times \%H_2 \times M_{charge} / 22,4 \times d_{charge} \times Q_{v.charge} \dots \dots \dots (4)$$

Avec :

Q_{v.gaz}: Débit volumique de gaz de recyclage en kg/h.

Q_{v.charge}: Débit volumique de la charge en kg/h.

M_{charge} : Masse moléculaire de la charge en kg/mole.

%H₂ : Pourcentage molaire de l'H₂ dans le gaz de recyclage.

d_{charge} : densité de la charge.

Les données et les résultats de calcul sont présentés sur le tableau IV.3

Tableau IV.3 : Résultats de rapport hydrogène/charge.

	Q_{v.gaz} Kg/h	Q_{v.charge} Kg/h	M_{charge}	d_{charge}	%H₂	Design	H₂/HC
01/03/2024	241522	194	111	748,4	0,7321	6,3 à 8,5	6,0348
03/03/2024	242893	184	111	749,3	0,7144		6,2367
08/03/2024	245091	184	111	745,2	0,7003		6,2029

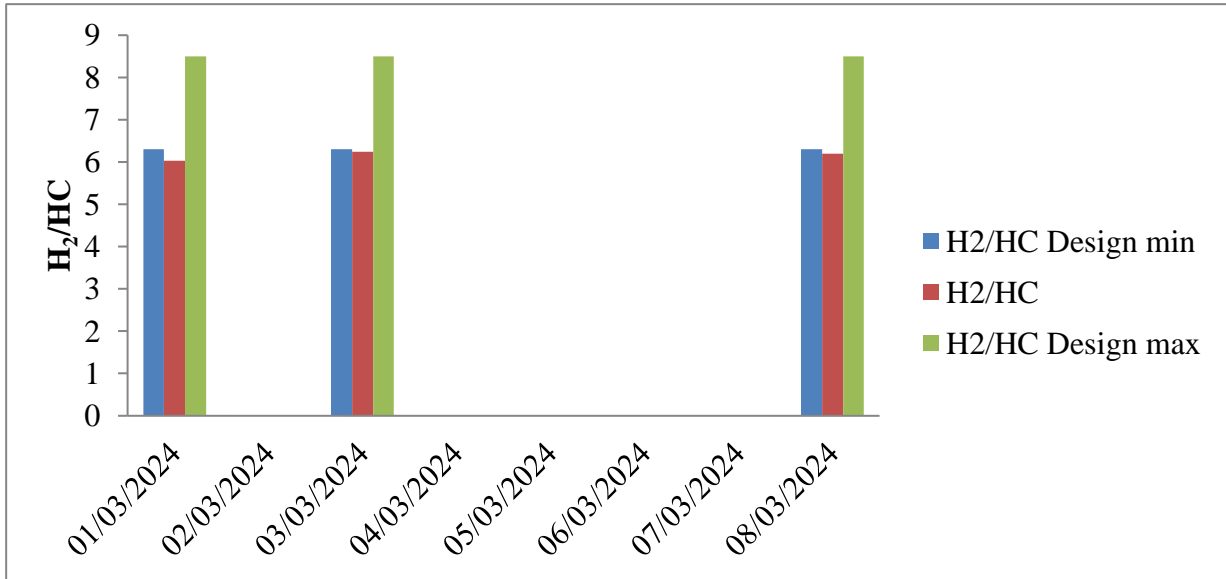


Figure IV.2 : Evolution du rapport H₂/HC.

Interprétation des résultats

D'après la figure IV.2, on observe que les valeurs du rapport H₂/HC sont inférieures au maximum du design. Cela ne permet pas d'assurer une hydrogénation optimale, ce qui entraîne une mauvaise protection du catalyseur, actuellement en cours de désactivation. Par conséquent, la température moyenne des réacteurs (TMP) augmente en raison de l'effet thermique élevé de l'hydrogène, nécessitant ainsi plus d'énergie pour les réacteurs.

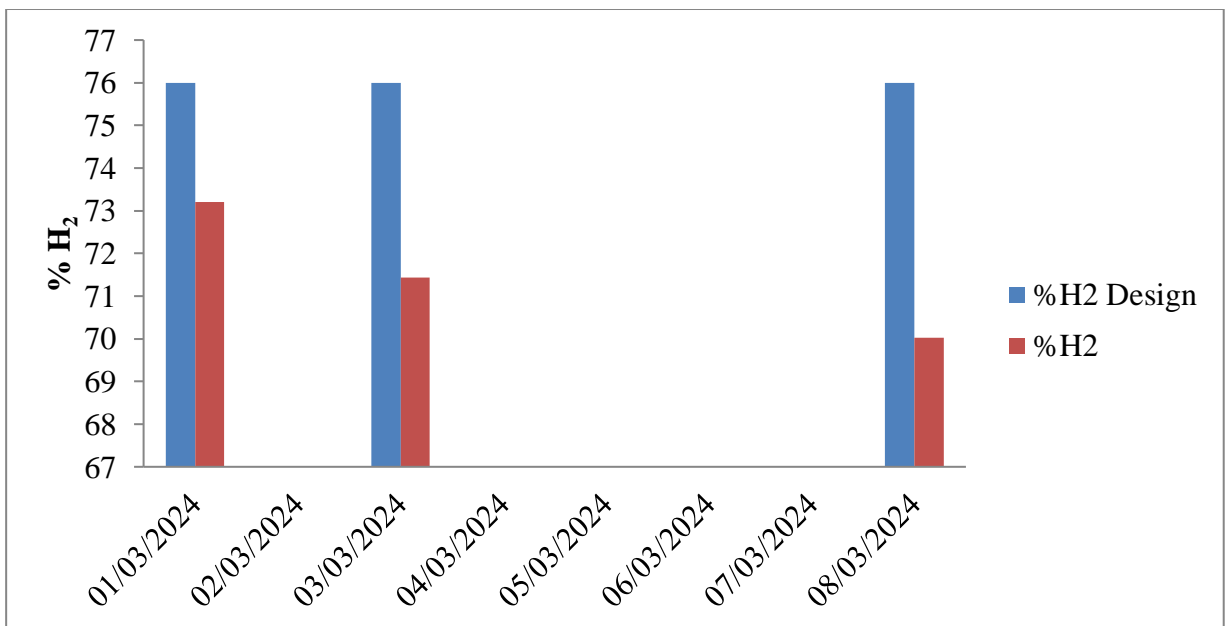


Figure IV.3 : Evolution du pourcentage % H₂.

Interprétation des résultats

Concernant la variation du pourcentage de H₂ (Figure IV.3), on observe que le pourcentage d'H₂ est notablement plus bas que celui anticipé pour un débit de cycle de 75% molaire, ce qui a un impact sur le poids moléculaire du gaz, lequel est élevé.

IV.2.5.2 Vitesse spatiale (VVH)

C'est la relation entre le débit volumique de la charge et le volume du catalyseur par heure, exprimée en h⁻¹, et est déterminée par la formule suivante :

$$VVH = Q_v / V_{cat} \dots\dots\dots(5)$$

Avec :

$$V_{cat} = \sum m_{cat} / \rho \dots\dots\dots(5.1)$$

Tel que :

Q_v: débit volumique de la charge en m³ /h.

V_{cat} : volume du catalyseur en m³ .

m_{cat} : masse du catalyseur en kg.

ρ: masse volumique du catalyseur en kg/m³ .

Les données et les résultats de calcul sont présentés sur le tableau IV.4

Tableau IV.4 : Résultats de calcul de Vitesse spatiale (VVH).

	Q_{v.charge} m3 /h	m_{cat}Kg	ρ Kg/m³	V_{cat} m³	Design h⁻¹	VVH h⁻¹
01/03/2024	191	131,125×10 ³	765	171,4052	0,95	1,1143
03/03/2024	181	131,125×10 ³	765	171,4052		1,0559
08/03/2024	181	131,125×10 ³	765	171,4052		1,0559

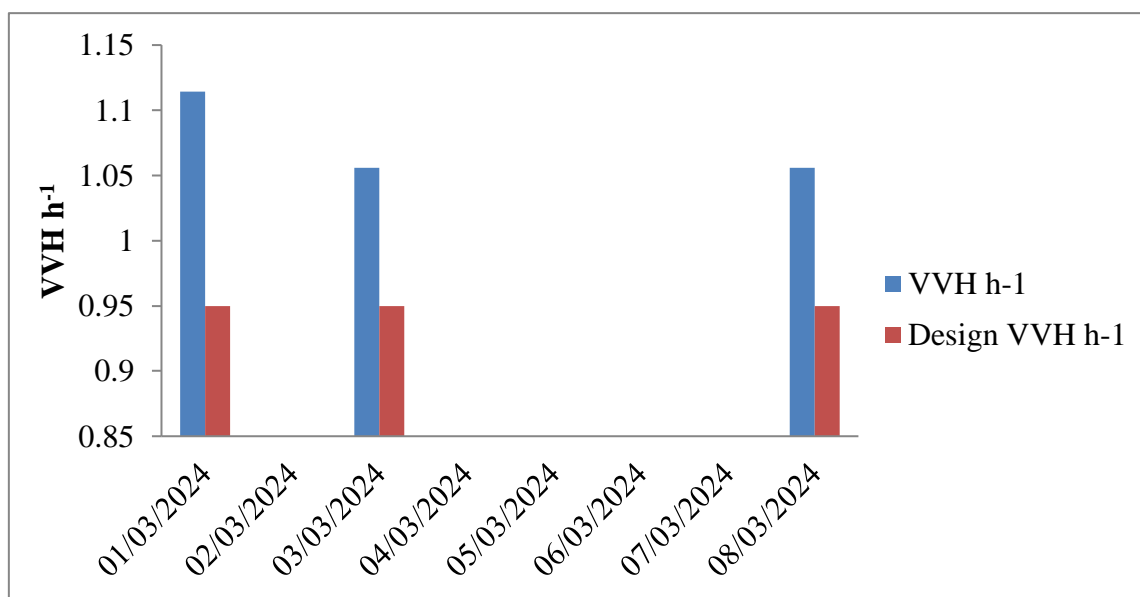


Figure IV.4 : Evolution de la vitesse spatiale.

Interprétation des résultats

La vitesse spatiale observée est supérieure à celle du design (Figure IV.4), en raison d'un taux de marche légèrement élevé attribuable à la température moyenne du ballon (ballon de séparation de la section réactionnelle). Cette augmentation de la vitesse spatiale VVH dépasse la valeur de conception, ce qui réduit le temps de contact et a un impact négatif sur l'indice d'octane. En revanche, une réduction de la vitesse spatiale (diminution du débit d'alimentation) favorise les réactions d'hydrocracking, mais n'affecte pratiquement pas les réactions d'aromatization.

IV.2.5.3 Rapport Eau/Chlore

L'équilibre entre l'eau et le chlore dans le système de réaction est un facteur crucial pour l'activité et la sélectivité du catalyseur, et donc pour le rendement en produits souhaités (aromatiques). L'acidité du catalyseur est ajustée lors de sa fabrication et doit être maintenue à un niveau approprié tout au long de l'opération. Pour cela, la teneur en chlore est régulièrement mesurée dans le gaz de recyclage, ce qui fournit des indications sur la quantité de chlore à la surface du catalyseur. De même, la teneur en eau est contrôlée en mesurant le taux de chlore, car la teneur en chlore sur le catalyseur dépend du ratio H_2O/Cl dans le gaz recyclé.

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

Les injections d'eau et de composés chlorés (DCP) dans l'unité de Platforming sont directement liées à l'équilibre entre l'eau et le chlore dans les réacteurs. Afin de maintenir une acidité optimale du catalyseur R-98, des injections d'eau et de composés chlorés sont effectuées en amont des réacteurs. Ce rapport est déterminé par la formule suivante :

$$\text{Eau/Chlore} = \frac{\left[\left(\frac{H_2}{Hc} \right) * X_{H_2O} + \text{Inj } H_2O * \left(\frac{M_{charge}}{M_{H_2O}} \right) \right]}{\left(\frac{H_2}{Hc} \right) * X_{HCl} + \text{Inj } DCP * \left(\frac{M_{charge}}{M_{Chlore}} \right)} \dots\dots\dots (6)$$

Avec :

X_{H₂O} : Quantité de l'eau dans le gaz de recyclage en % vol.

X_{HCl} : Quantité de HCl dans le gaz de recyclage en % vol.

Inj H₂O : Quantité d'eau injectée dans la charge en ppm.

Inj DCP : Quantité de DCP (dichloropéthane) injectée dans la charge en ppm.

M_{charge}, M_{chlore} et M_{H₂O} : masses moléculaires en g/mol.

Le tableau V.5 montre les données et les résultats obtenus de calcul du rapport Eau/Chlore.

Tableau IV.5 : Résultats de calcul du rapport (Eau/Chlore).

	%Vol		Injection en ppm		Masse moléculaire en g/mol			H ₂ /HC	Design	H ₂ O/Cl
	X _{H₂O}	X _{HCl}	Inj H ₂ O	Inj DCP	M _{charge}	M _{H₂O}	M _{Cl}			
01/03/2024	10	0,2	6,84	1,96	107	19	36,4	6,01	17-22 %	14,1623
03/03/2024	11	0,2	6,11	1,98	107	19	36,4	6,27		14,6132
08/03/2024	10	0,2	6,28	1,84	107	19	36,4	6,21		16,1862

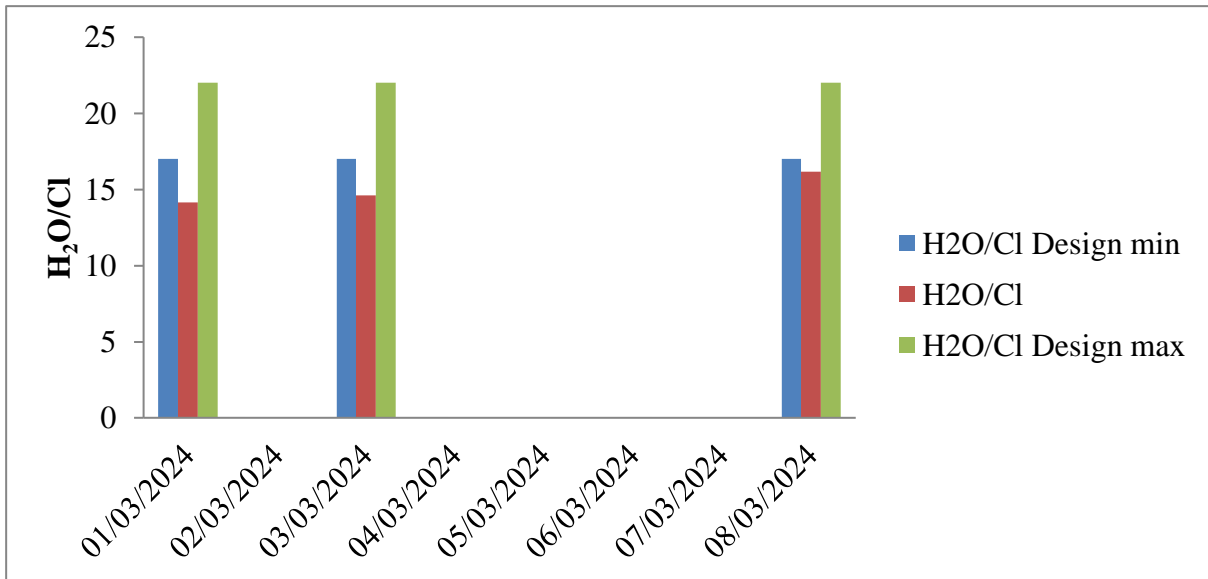


Figure IV.5 : Evolution du rapport Eau /Chlore.

Interprétation des résultats

On constate que le rapport Eau/Chlore (Figure IV.5) est conforme aux valeurs du design pendant la période d'étude, bien qu'il soit en deçà de la valeur maximale prévue. Un manque d'eau entraînerait un craquage excessif catalysé par la fonction métal plutôt que par la fonction acide, ce qui réduirait la pureté de l'hydrogène dans le gaz de recyclage. La production de GPL diminuerait, mais le rendement en liquide serait peu affecté. Par ailleurs, une faible quantité d'eau (en dessous des valeurs de conception) est nécessaire pour garantir une bonne dispersion du chlore et un bon état d'hydratation de l'alumine.

IV.2.5.4 Teneur en chlore sur le catalyseur

Le chlore exalte la fonction acide du catalyseur, sa teneur est donnée par la formule suivante :

$$\% \text{ Cl/Cat} = 1,7 - 0,504 \text{Log} (\text{H}_2\text{O/Chlore}) + 0,0032 * (510 - \text{WABT}) \dots \dots \dots (7)$$

Tel que :

$$\text{WABT} = \Sigma \text{ Fi} (\text{Te} + \text{Ts}) / 2 \dots \dots \dots (7.1)$$

Avec :

WABT : Température moyenne pondérée du lit catalytique en °C.

Fi : distribution en % massique du catalyseur dans les trois réacteurs : (9,532% R31,

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

15,824% R32, 24,976% R33, 49,666% R34).

Te : température d'entrée dans chaque réacteur en °C.

Ts : température de sortie dans chaque réacteur en °C.

Les données et les résultats de calcul sont représentés dans le tableau IV.6.

Tableau IV.6 : Résultats de calcul de la teneur en chlore sur le catalyseur.

	01/03/2024			03/03/2024			08/03/2024		
	Te°C	Ts°C	Fi	Te°C	Ts°C	Fi	Te°C	Ts°C	Fi
R31	507	461	0,09499	507	461	0,09499	509	463	0,09499
R32	507	486	0,15791	507	487	0,15791	509	489	0,15791
R33	507	494	0,25009	507	494	0,25009	509	496	0,25009
R34	507	499	0,49699	507	500	0,49699	509	502	0,49699
WABT°C	498,04			499,8609			501,8609		
%H₂O/Cl	20,121			15,211			17,721		
Design	0,8 à 0,9 %								
%Cl/Cat	1,08			1,1366			1,0968		

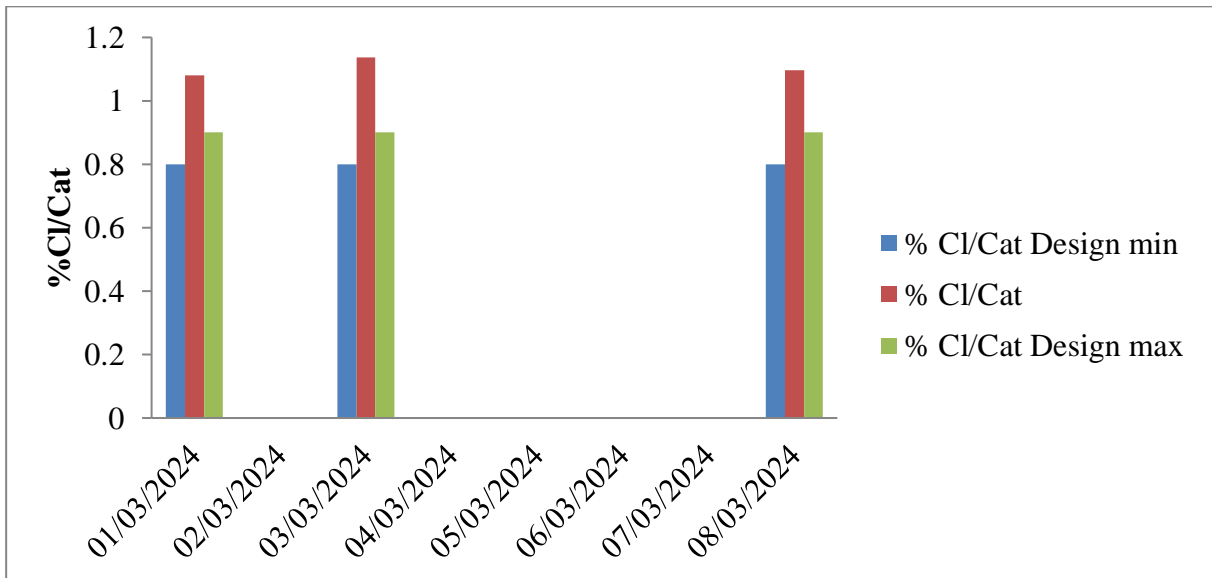


Figure IV.6 : Evolution de la teneur en Chlore sur le catalyseur R-98.

Interprétation des résultats

Selon la représentation graphique des résultats obtenus (Figure IV.6), le rapport Cl/Cat est légèrement supérieur à celui du design. Une teneur de 1% de chlore sur le catalyseur assure une acidité optimale. Un catalyseur surchloré augmente les réactions d'isomérisation et de craquage, ce qui influence les rendements en reformat et en hydrogène. Par conséquent, l'indice d'octane du reformat augmente à une température donnée, mais les rendements en reformat et en H₂ diminuent, tandis que la production de gaz augmente. Il est donc crucial de maintenir une quantité correcte de chlore pour conserver une acidité optimale du catalyseur.

IV.2.6 Calcul de la désactivation du catalyseur R-98

Le concept d'activité se réfère à la température WAIT à laquelle un catalyseur doit fonctionner pour atteindre l'indice d'octane souhaité.

IV.2.6.1 Température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT)

a $WAIT_{calculée}$

La température WAIT est déterminée par les variables suivantes :

- NO (indice d'octane).
- V.V.H (vitesse spatiale).
- Type de catalyseur.

Alors WAIT calculée est déterminée par la formule suivante :

$$WAIT_{calculée} = WAIT(V.V.H=1) + C_{CAT} + C_{V.V.H} \dots \dots \dots (8)$$

Avec :

WAIT (V.V.H=1) : Correction de la température moyenne pondérée à VVH=1.

CCAT : Correction selon le type de catalyseur.

CV.V.H : Correction selon la vitesse spatiale actuelle.

Engelhard a déterminé la température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) en établissant un scénario de référence à partir duquel il est possible d'évaluer les ajustements nécessaires de la température WAIT des réacteurs en réponse à des variations spécifiques

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

dans la composition de l'alimentation, l'indice d'octane du reformat et la vitesse spatiale VVH (voir annexe D).

- **Étape 1** : déterminer la température de référence (cas de base) en lisant l'axe des x de la figure pour $VVH = 1$ et $RONC = 90\%$.
- **Étape 2** : déterminer le point de référence de la température (pour l'Opération désirée) en lisant l'axe des x pour $VVH = 1,10$ et $1,05$ et $1,05 \text{ h}^{-1}$ (obtenu en partageant proportionnellement la WHSV (Cas de Base) sur l'alimentation) et $RONC = 90\%$.
- **Étape 3** : Déterminer la nouvelle température WAIT calculée.

Les données et les résultats de calcul sont identifiés dans le tableau IV.7.

Tableau IV.7 : Résultats de calcul de WAIT calculée •

	01/03/2024	03/03/2024	08/03/2024
NO	92,1	91,6	91,6
VVHh⁻¹	1,108	1,05014	1,05014
WAIT_(V.V.H=1)	481	480	478
C_{CAT}	-14	-14	-14
C_{V.V.H}	21,5	19,4	19,4
Design	477-547 °C		
WAIT_{calculée} °C	488,5	485,4	483,4

- WAIT (V.V.H=1) est déterminée par les figures : D.1 et D.2 (voir l'annexe D).
- CV.V.H est déterminée par la figure D.3 (voir l'annexe D).

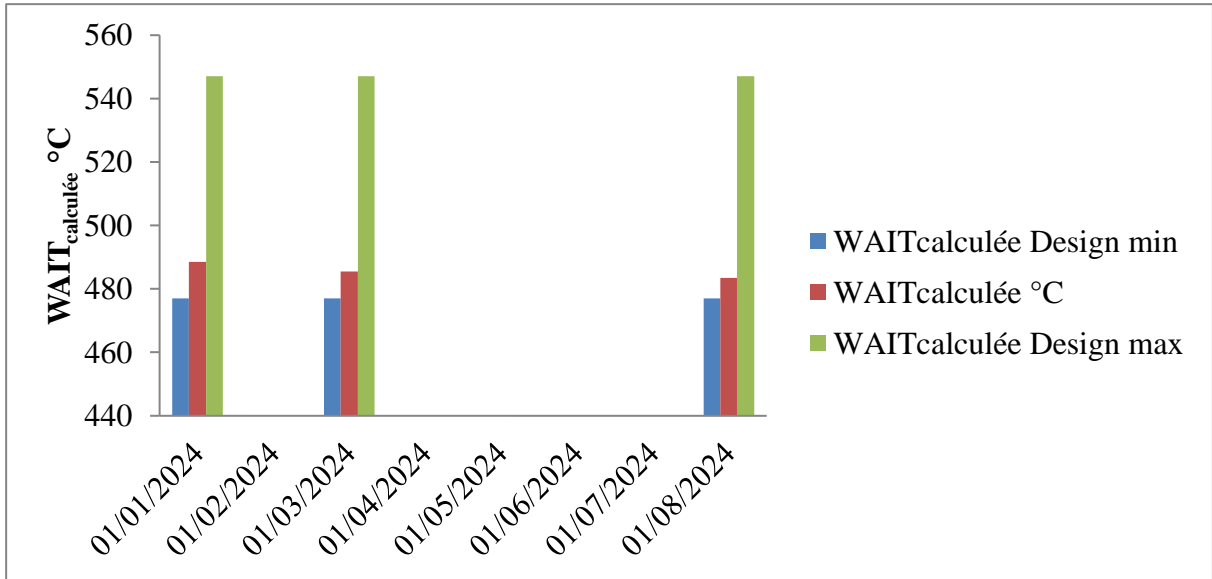


Figure IV.7 : Evolution de la température WAIT calculée.

b) $WAIT_{actuelle}$: est déterminée par la formule suivante :

$$WAIT_{actuelle} = \sum F_i T_e \dots \dots \dots (9)$$

Avec :

T_e : température d'entrée dans chaque réacteur en (°C).

F_i : la distribution en % massique du catalyseur dans les réacteurs.

Les données et les résultats de calcul (tableau IV.8).

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

Tableau IV.8 : Résultats de calcul de $WAIT_{actuelle}$.

	01/03/2024		03/03/2024		08/03/2024	
	T_e °C	F_i °C	T_e °C	F_i °C	T_e °C	F_i °C
R31	506	0,09532	506	0,09532	508	0,09532
R32	506	0,15824	506	0,15824	508	0,15824
R33	506	0,24976	506	0,24976	508	0,24976
R34	506	0,49666	506	0,49666	508	0,49666
$WAIT_{actuelle}$	505,98 °C		505,98 °C		507,98 °C	

IV.2.6.2 Calcul de $\Delta WAIT$

C'est la différence entre $WAIT$ calculée et actuelle :

$$\Delta WAIT = WAIT_{calculée} - WAIT_{actuelle} \dots \dots \dots (10)$$

Les différents résultats de calcul sont mentionnés dans le tableau IV.9.

Tableau IV.9 : Résultats de calcul de ΔW_{AIT} .

	01/03/2024	03/03/2024	08/03/2024
$\Delta W_{AIT} \text{ } ^\circ\text{C}$	-17,48	-22,58	-24,58

Interprétation des résultats

Selon la méthode UOP, le catalyseur a perdu une certaine activité par rapport à un catalyseur neuf après trois ans de service, ce qui indique une désactivation. Effectuer ce calcul périodiquement permet de surveiller l'activité du catalyseur et de créer une base de données pour son suivi.

IV.2.6.3 Chute de température le long du lit catalytique

Est déterminée par la formule suivante :

$$\Delta T \text{ totale} = \Delta T1 \text{ (R31)} + \Delta T2 \text{ (R32)} + \Delta T3 \text{ (R33)} + \Delta T4 \text{ (R34)} \dots \dots \dots (11)$$

Avec :

$$\Delta T1 = T1_{\text{sortie}} - T1_{\text{entrée}}$$

$$\Delta T2 = T2_{\text{sortie}} - T2_{\text{entrée}}$$

$$\Delta T3 = T3_{\text{sortie}} - T3_{\text{entrée}}$$

$$\Delta T4 = T4_{\text{sortie}} - T4_{\text{entrée}}$$

Les résultats obtenus sont répertoriés dans le tableau IV.10 et illustrés graphiquement dans la figure IV.8.

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

Tableau IV.10 : Résultats de calcul de Chute de température le long du lit catalytique.

	01/03/2024		03/03/2024		08/03/2024	
	Te °C	Ts °C	Te °C	Ts °C	Te °C	Ts °C
R31	511	468	511	468	513	470
R32	511	493	511	494	513	496
R33	511	501	511	501	513	503
R34	511	508	511	509	513	511
Design	-100 °C					
ΔT °C	-74		-72		-72	
Total °C	-218					

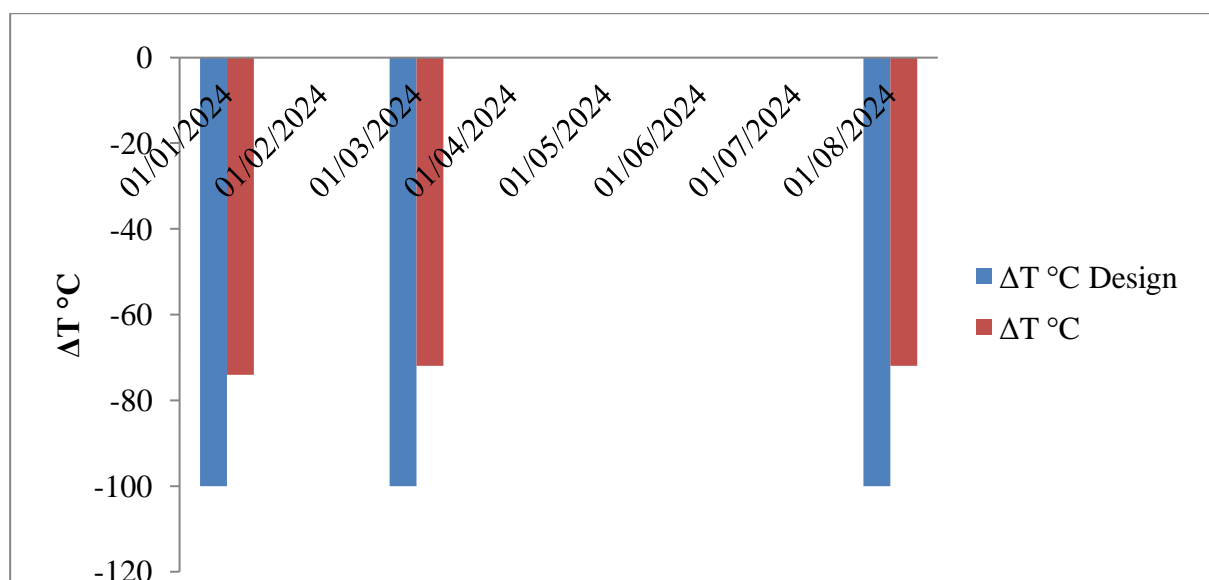


Figure IV.8 : Evolution de la chute de température le long du lit catalytique.

Interprétation des résultats

La différence de température (ΔT) est inférieure par rapport à celle de design, ce qui indique une moindre endothermicité. Cela signifie qu'il y a moins de réactions d'aromatisation et davantage de réactions d'hydrocracking, car en fin de cycle, le catalyseur est usé et ses performances diminuent.

Chapitre IV : Calcul des performances du catalyseur R-98

IV.2.6.4 Perte de charge le long du lit catalytique

Elle est déterminée par la formule suivante :

$$\Delta P \text{ totale} = \Delta P1 (R31) + \Delta P2 (R32) + \Delta P3 (R33) + \Delta P4 (34) \dots \dots \dots (12)$$

Avec :

$$\Delta P1 = P1\text{Sortie} - P1\text{Entrée}$$

$$\Delta P2 = P2\text{Sortie} - P2\text{Entrée}$$

$$\Delta P3 = P3\text{Sortie} - P3\text{Entrée}$$

$$\Delta P4 = P4\text{Sortie} - P4\text{Entrée}$$

Les résultats de calcul obtenus sont mentionnés dans le tableau IV.11.

Tableau IV.11 : Résultats de calcul de Perte de charge le long du lit catalytique.

	Design	01/03/2024	03/03/2024	08/03/2024
$\Delta P (R31)$	0,3	0,26	0,25	0,26
$\Delta P (R32)$	0,4	0,19	0,19	0,19
$\Delta P (R33)$	0,3	0,15	0,14	0,15
$\Delta P (R34)$	0,3	0,16	0,16	0,16
$\Delta P \text{ Kg/cm}^2$	2	0,76	0,74	0,76
Total Kg/cm^2	2,26			

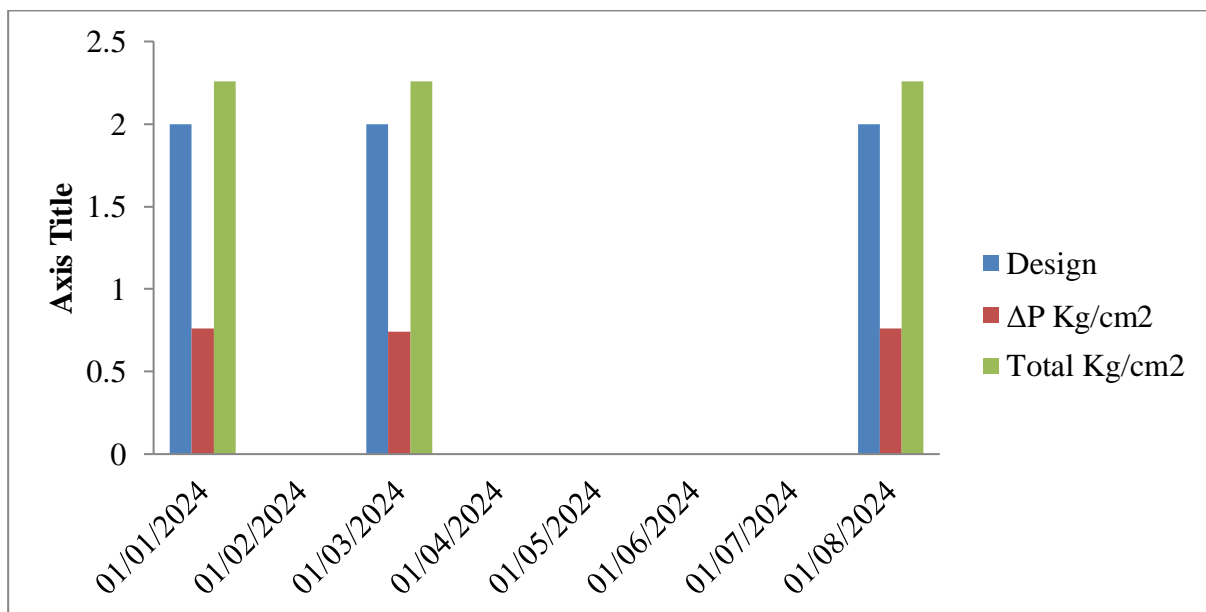
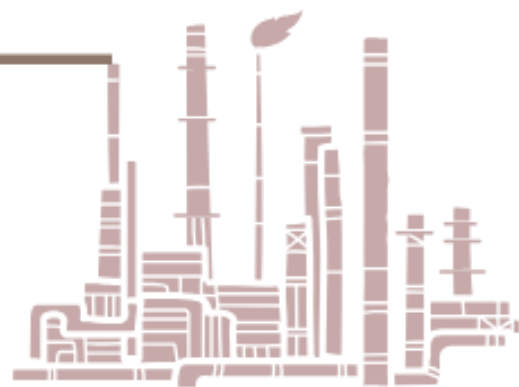


Figure IV.9 : Evolution du Perte de charge le long du lit catalytique.

Interprétation des résultats

La perte de charge totale supérieure au design est attribuable au bouchage dans le lit catalytique. À la fin du cycle, le pourcentage massique du coke par rapport au catalyseur sur sa surface atteint 15%-20%. Pour améliorer les performances, le catalyseur doit être régénéré et tamisé pour favoriser les réactions d'aromatization.

Conclusion générale



Conclusion générale

Au cours des dernières années, de nombreuses recherches ont été menées dans le domaine du reformage catalytique afin de trouver le catalyseur performant et d'améliorer les conditions de travail pour obtenir les rendements les plus élevés en produits aromatiques, afin de répondre aux besoins en carburants (à l'échelle nationale) et en hydrogène pour les nouvelles unités de la raffinerie de Skikda. La mission que nous avons été confiée est d'analyser les performances de l'unité de reformage catalytique dans la plus grande raffinerie en Algérie, celle de Skikda, en particulier dans la section de reformage II (U101, U103).

Ainsi, nous avons effectué une surveillance minutieuse des paramètres dépendants et nous avons pris le temps d'analyser les performances du procédé. Nous avons cherché à comprendre les différents paramètres qui régissent la production d'aromatiques par reformage catalytique des coupes naphtas, en utilisant les différentes étapes (hydrotraitement et reforming) provenant de la distillation du pétrole brut algérien.

Une étude théorique sur le reformage catalytique des naphtas a été réalisée, suivie d'une étude pratique. Par la suite, nous avons examiné le processus de reformage catalytique de coupe naphta sur un système catalytique industriel, fourni par Engelhard R-98. Ce système était de type bimétallique, et nous avons pu observer :

- Les divers paramètres de fonctionnement des différentes parties de production du reformat.
- Le transport des produits produits à partir du traitement de la charge (Naphta lourd) jusqu'à l'obtention de reformat.
- Il a été essentiel de collecter les données sur les paramètres de fonctionnement de chaque section (débit, température, pression, taux de charge) afin de commencer la phase de calcul.

L'analyse de cette étude a été organisée en deux parties distinctes :

Dans la première partie, nous avons examiné les paramètres de fonctionnement de l'unité reformage catalytique de la raffinerie de Skikda, ce qui a conduit aux observations suivantes :

- La charge initiale et finale ASTM n'étaient pas conformes aux normes du design, ce qui a eu un impact négatif sur les performances de l'unité, ce qui a entraîné une augmentation du rendement en aromatiques, ainsi que sur la vitesse de cokage.

Conclusion générale

- La charge était conforme à la conception, à l'exception d'un léger écart en PONA.
- Selon l'UOP, le taux de rendement en reformat pour un indice d'octane NO de 98 est de 100%. Cependant, pour notre cas, le taux de rendement pour un indice d'octane NO compris entre 91,6 et 92,1 était de 93%. Cela indique que le catalyseur R-98 a été réactivé.
- Les niveaux de rapport H₂/HC étaient plus bas que ceux du modèle.
- La vitesse spatiale VVH est maintenant supérieure à celle du design, ce qui témoigne d'une grande importance.
- D'après le calcul de la température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT), nous avons observé que le catalyseur actuel R-98 a connu une diminution d'activité de (24,58°C) par rapport au catalyseur neuf. Au niveau actuel de fonctionnement, le catalyseur actuel se désactive plus rapidement que l'ancien R-62.
- Le lit catalytique présente une perte de charge plus importante que celle prévue. On observe une augmentation significative dans les quatre réacteurs, ce qui entraîne la formation de chemins préférentiels de charge dans le lit catalytique, ce qui entraîne la formation de zones mortes.

Et cela aura un impact direct sur la performance.

- La diminution de la température sur le lit catalytique des réacteurs R31, R32, R33 et R34 permet de comprendre clairement la part de chaque réacteur dans le gain d'octane. À partir de là, nous pouvons tirer des conclusions sur les réactions chimiques qui se sont produites dans chaque réacteur, telles que la déshydrogénation, la déshydrocyclisation et l'hydrofracturation.

Dans la deuxième partie, nous avons examiné comment l'unité de reformage catalytique (Unité103) a pu améliorer ses performances en utilisant le catalyseur de la section de reformage II R98 (Platine / Rhénium : 0.25% - 0.25% pds, Support alumine). Après avoir expliqué la méthode de calcul utilisée pour améliorer ces performances, nous avons constaté que la majorité des rapports ne sont pas dans l'ordre de design, ainsi que la différence entre le WAIT calculé et l'état actuel, ce qui confirme que le catalyseur R-98 a été désacé.

Conclusion générale

En conclusion, nous pouvons conclure que même si le catalyseur R-98 est à la fin de son cycle, il continue à jouer son rôle : le rendement reste constant lors du reformage de coupe naphtha pendant le cycle, ainsi qu'une amélioration significative du rendement en reformat et en hydrogène (augmentation des bénéfiques) avec une durée de cycle prolongée (après 3 ans de fonctionnement).

Recommandation

On suggère ce qui suit pour améliorer les performances du catalyseur R-98 et de l'unité de plate-forme en se basant sur les résultats obtenus à la fin de son cycle :

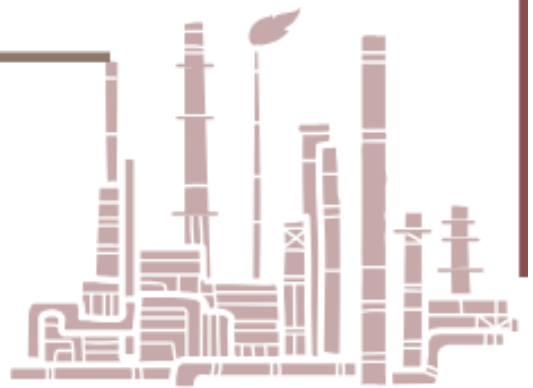
- Changement de point de départ et de fin de la distillation ASTM de la charge afin de faciliter cette procédure. Une réaction d'isomérisation et de déshydrogénation améliorée.
- Il y aura toujours une insuffisance de H_2 , donc il est suggéré d'installer une nouvelle unité de production d'hydrogène.
- Afin de favoriser les réactions d'aromatization, il est recommandé de réduire la pression moyenne des réacteurs à la valeur recommandée par le design.
- Il est recommandé d'améliorer la régulation de la température à l'entrée du réacteur R31 en réglant le problème d'échange thermique au niveau des préchauffeurs 103 E-31 A/B. Cela permettra de convertir tous les naphthènes dans ce réacteur et de favoriser une déshydrocyclisation plus efficace des paraffines dans le réacteur R31. Pour atteindre la température prévue de la charge de $500^{\circ}C$ à $550^{\circ}C$ à l'entrée du premier four (F31), nous recommandons de remplacer les échangeurs 103 E-31. En outre, la mise en œuvre des solutions de réformateur catalytique d'Emerson permet d'assurer un contrôle précis de la température de sortie du réchauffeur et de prendre des mesures précises afin de garantir que le réformateur fournit une quantité adéquate d'hydrogène.
- Pour réduire le craquage, il est nécessaire de réexaminer le système des injections eau/chlore du point de vue qualitatif en régulant de manière permanente l'acidité du catalyseur et en le maintenant à 0,8 ppm de chlore recommandée par le design.
- Il est nécessaire de vider le réacteur afin de retirer le catalyseur usé, puis de le recharger en catalyseur actif. Il est essentiel de réaliser ces deux opérations de manière efficace et rapide, afin de réduire au maximum le temps d'arrêt du réacteur, pour des raisons économiques évidentes.
- La sensibilité du catalyseur aux impuretés, composés azotés, oxygénés et soufrés, ainsi qu'aux métaux nécessite une étape de purification de la charge. Il s'agit d'un hydrotraitement qui intercepte les métaux et génère de l'ammoniac NH_3 . On élimine de l'hydrogène sulfuré H_2S et de l'eau dans la partie de purification. En outre, il est possible de traiter la charge en utilisant un tamis moléculaire afin de retenir les

Recommandation

quelques ppm d'eau résiduelle, et éventuellement en utilisant une masse de captation des composés sulfurés.

- L'amélioration du contrôle de la pureté de l'hydrogène permet d'augmenter la durée de vie du catalyseur.
- Bien que l'excès de chlore accroisse les réactions d'hydrocraquage, les dépôts de carbone sont également plus importants. Il serait possible d'ajuster la fonction du métal en ajoutant un métal secondaire ou ternaire au Pt, comme l'étain (Sn) ou l'indium (In).
- Les réacteurs à lit fixe présentent des désavantages tels que le faible transfert de chaleur et de faibles facteurs d'efficacité des particules catalytiques. Il serait bénéfique d'utiliser un réacteur à lit fluidisé afin de dépasser les contraintes de taille des particules de catalyseur du réacteur à lit fixe. Il est possible d'y ajouter au moins un composé réduisant la température de fusion, comme l'antimoine, le bismuth ou le potassium utilisés dans ce liquide.
- Pour pouvoir générer suffisamment d'essence pour répondre à la demande au-delà de 2024 avec des taux d'aromatiques bas, il est conseillé de :
 - Un autre réacteur a été ajouté afin de garantir la transformation de toutes les paraffines et les naphènes en aromatiques, ce qui entraîne une augmentation du rendement.
 - Pour accroître la capacité de révision à plus de 30 000 BPSD.
 - La mise en place d'une unité d'isomérisation à recyclage sur catalyseur Platine/alumine chlorée.
 - Il est nécessaire d'installer une salle de purification afin de garantir l'élimination du H₂S et de l'eau.

Références Bibliographiques



Références bibliographiques

- [1] : BOUDERAA AHMED et ARAB SAID « étude de substitution du train d'échange E-1A/D de l'unité de reformage catalytique U-100 de RA1K par un échangeur à plaques » Projet professionnel de fin de formation pour l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialisé En Raffinage. 2020
- [2] : « régénération du catalyseur de reformage » - IFP training.2012
- [3] : ROGER MONTARNAL ET PIERRE DUHAUT « chapitre 8 reformation catalytique ».
- [4] : Manuel des procédures unité de magnaforming unité 100 RA1K-document SONATRACH.
- [5] : PIERRE WAUQUIER.. Pétrole brut, Produits pétrolière. Tom 1. Edition Technip, 1972
- [6] : BP statistical review of world Energy, juin 2018.
- [7] : KENEF YUCEF .Mémoire fin d'étude « Etude descriptive Unité reforming catalytiqueplatforming » Université de BOUMERDES.2007/2008
- [8] : Wikipédia, Manuel opératoire : nouvelle raffinerie Hassi Massoud
- [9] : PIERRE WHITTIER « Raffinage et génie chimique ». Edition Technip, 1972.
- [10] : Rapport de stage « TOPPING » RHM2.
- [11] : Présentation de la direction exploitation Hassi Messaoud SONATRACH.
- [12] : JEAN, PIERRE FAVENNEC. Raffinage du pétrole. Tome 5. Exploitation et gestion deraffinerie Edition Technip, 1972
- [13] : Manuel opératoire de l'unité de traitement de Rhoude-Nouss.
- [14] : AYEN ROJEY : LE GAZ NATUREL, production, traitement, transport. Editions TACHNIP Paris.1994
- [15] : J .P.WAUQUIER : Procédés de séparation, Editions TECHNIP Paris.1998
- [16] : GUERMACHE ANISSA, Optimisation de la formulation des essences. Mémoire de fin d'études en vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialisée en pétrochimie, Ecole d'ingénieurs de Boumerdes, 2005.
- [17] : Manuel Opératoire Reforming II (unité 101 et unité 103).

Références bibliographiques

[18] : ARCHACHE ABD ELMADJID, Amélioration des performances du catalyseur R98 du reforming II RA1k (Skikda), Projet professionnel de fin de formation Pour l'obtention du diplome d'ingénieur spécialisé en raffinage, Ecole de Boumerdès, (2017).

[19] : BOUKEZOULA TAYEB FAKHREDDINE, Contribution à l'étude des catalyseurs bifonctionnels appliqués au reformage catalytique et optimisation de leurs conditions de mise en œuvre, Corrélation entre distributions des sites actifs et performances attendues dans un réacteur à lit fixe, Thèse de doctorat, université Ferhat Abbas Setif-1, (2019).

[20] : VARUN RAWAT ; ANIRBAN DAS ALL – Heterogeneous Catalysis in Organic Transformations.

Les annexes



Les annexes

ANNEXE A

Tableau A.1 : Historique succinct des procédés de raffinage.

Année	Procédé	But	Sous-produits
1862	Distillation atmosphérique	Production de kérosène	Naphta, goudron, etc.
1870	Distillation sous vide	Lubrifiants (à l'origine) Charges de craquage (années trente)	Bitume résiduel Charges de cokéfaction
1913	Craquage thermique	Production accrue d'essence	Résidus, fioul lourd
1916	Adoucissement	Réduction de la teneur en soufre et de l'odeur	Soufre
1930	Reformage thermique	Amélioration de l'indice d'octane	Résidus
1932	Hydrogénation	Élimination du soufre	Soufre
1932	Cokéfaction	Production de bases essences	Coke
1933	Extraction par les solvants	Amélioration de l'indice de viscosité des lubrifiants	Produits aromatiques
1935	Déparaffinage par les solvants	Amélioration du point d'écoulement	Paraffines
1935	Polymérisation catalytique	Amélioration du rendement en essence et de l'indice d'octane	Charges pétrochimiques
1937	Craquage catalytique	Essence à indice d'octane plus élevé	Matières premières pétrochimiques
1939	Viscoréduction	Réduction de la viscosité	Quantité accrue de distillat, de goudron
1940	Alkylation	Amélioration du rendement en essence et de l'indice d'octane	Essence aviation à indice d'octane élevé
1940	Isomérisation	Production de charges d'alkylation	Naphta
1942	Craquage catalytique fluide	Amélioration du rendement en essence et de l'indice d'octane	Matières premières pétrochimiques
1950	Désasphaltage	Charge de craquage accrue	Bitume
1952	Reformage catalytique	Conversion du naphta de moindre qualité	Produits aromatiques
1954	Hydrodésulfuration	Élimination du soufre	Soufre
1956	Adoucissement par inhibiteur	Élimination des mercaptans	Disulfures
1957	Isomérisation catalytique	Conversion en molécules à indice d'octane élevé	Charges d'alkylation
1960	Hydrocraquage	Qualité accrue et teneur en soufre moindre	Charges d'alkylation
1974	Déparaffinage catalytique	Amélioration du point d'écoulement	Paraffines
1975	Hydrocraquage résiduel	Amélioration du rendement en essence à partir de résidus	Résidus lourds

ANNEXE B

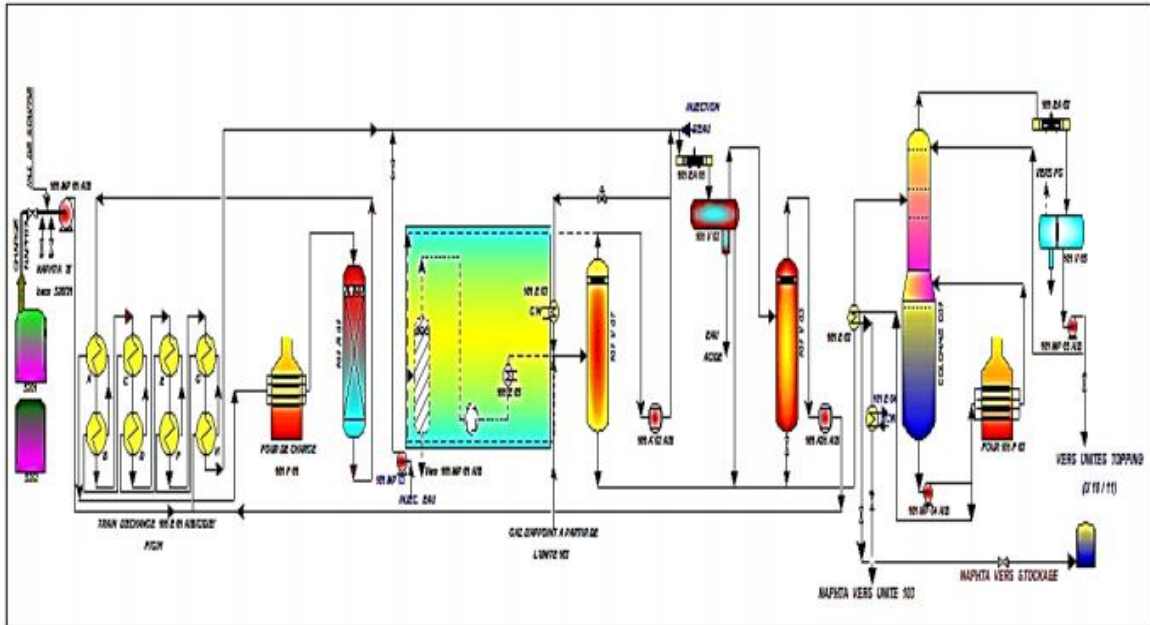


Figure B.1 : Schéma simplifié de l'unité Reforming II de la section prétraitement [16].

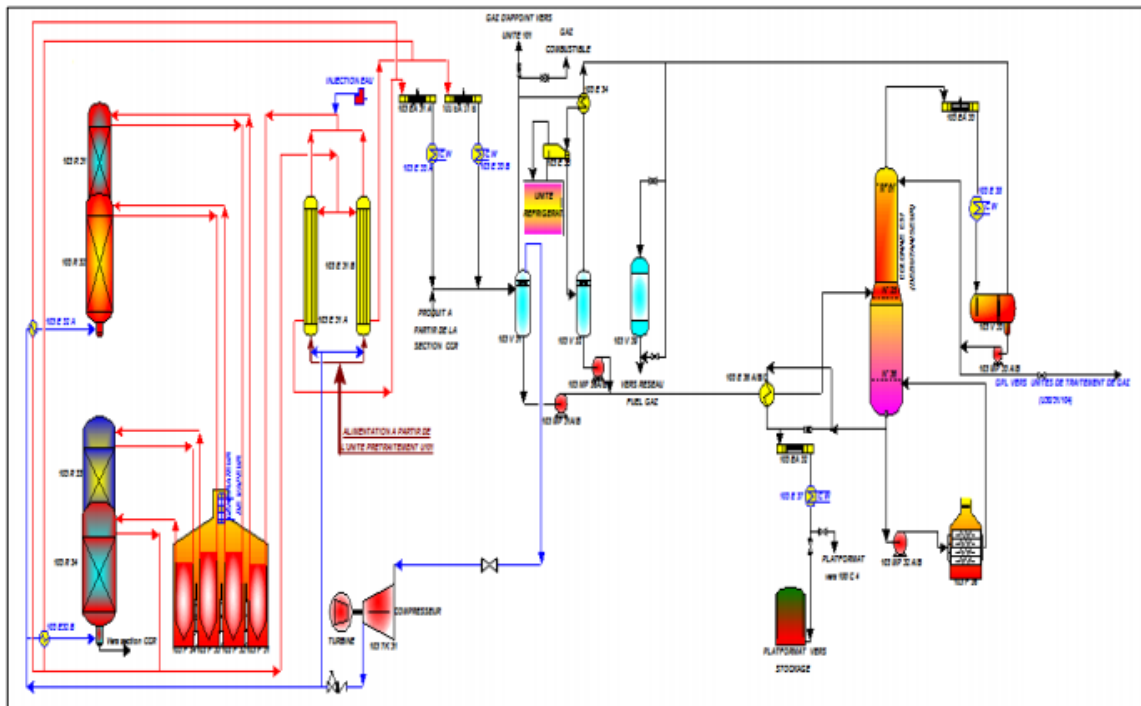


Figure B.2 : Schéma simplifié de l'unité Reforming II de la section platforming [16].

Les annexes

Tableau B.1 : Les propriétés physiques du naphta "B" et "C" [17].

PROPRIETES	NAPHTA "B"	NAPHTA "C"
Densité 15 °C	0,7627	0,7715
TVR 37,8 °C, Kg/cm ²	0,146	0,018
Distillation ASTM, °C PI	68	
5% vol	83	142
10% vol	87	149
30% vol	95	150
50% vol	105	156
70% vol	117	161
90% vol	135	168
95% vol	142	172
PF	157	180 (185 max)
P % vol	66,47	63,47
N % vol	26,10	22,24
A % vol	7,43	14,29
Plomb, ppb poids	5 max	5 max
Soufre, ppm poids	15 max	15 max
Azote, ppm poids	1 max	1 max

Tableau B.2 : Données design de la section prétraitement [16].

Flux	Débit (Kg/h)	T (°C)	P (bars)	Flux	Débit (Kg/h)	T (°C)	P (bars)
1	153487	38	39,4	9	2435	85	39,1
2	155921	42	35,2	10	154329	57	24,6
3	155921	314	32,8	11	154329	182	7,7
4	155921	366	28,8	12	26992	103	7,5
5	155921	371	28	13	26992	57	7,1
6	155921	115	25,7	14	270	57	16,8
7	162840	57	24,7	15	446802	238	8
8	2435	57	24,4	16	152196	126	-

Les annexes

Tableau B.3 : Propriétés physiques du catalyseur UOP S-120 [18].

Densité de chargement (Sock)	730 Kg/m³
Densité de chargement (Dense)	810 Kg/m³
Diamètre nominale	1,5 mm
Longueur nominale	3,5 – 4 mm
Métaux	Mo, Co
Forme	Cylindre

Tableau B.4 : Identification et repérage des équipements [17].

Items	Repères	Service	Pression Kg/cm²	Temps ratures degré Celsius
1	101-MP1A	Pompe de charge NHT	50	30 °C
2	101-MP1B	Pompe de charge NHT	50	30 °C
3	101-MP 2	Pompe de soufre		
4	101-MP 4/A	Pompe de fond de colonne C1	8 11,6	197 °C
5	101-MP 4/B			197 °C
6	101-MP 5/A	Pompe de reflux de t te de colonne C1	7,1	57 °C
7	101-MP 5/B		9,6	57 °C
8	101-MP 6	Pompe d'injection produits chimiques	10	38 °C
9	101-E 1/A	Préchauffeur de charge		
10	101-E 1/B	Préchauffeur de charge		
11	101-E 1/C	Préchauffeur de charge		
12	101-E 1/D	Préchauffeur de charge		
13	101-E 1/E	Préchauffeur de charge		
14	101-E 1/F	Préchauffeur de charge		
15	101-E 1/G	Préchauffeur de charge		
16	101-E 1/H	Préchauffeur de charge		
17	101-E 2/A	Réchauffeur charge C1	24,6	57 °C
18	101-E 2/B		7,7	150 °C
19	101-E 3	Refroidisseur eau	25,2	87 °C
20	101-E 4	Refroidisseur naphta pour trait	7,9	36 °C

Les annexes

21	101-F 1	R chauffeur de charge		
22	101-F 2	Rebouilleur colonne C1	7,9	202 °C
23	101-V2	Ballon séparateur	24,7	57 °C
24	101-V 3	Ballon d'aspiration du compresseur de recyclage	24,4	57 °C
25	101-V 4	Ballon d'eau de lavage	1	38 °C
26	101-V 5	Ballon de reflux	7,1	57 °C
27	101-V 6	Ballon de F.G	1,8	38 °C
28	101-V 7	Ballon d'aspiration compresseur d'appoint	12,3	38 °C
29	101-EA 1/A	Refroidisseur de produit	25	106 °C
30	101-EA 1/B		24,7	57 °C
31	101-EA 2/A	Aéroréfrigérante C 1	7,5	103 °C
32	101-EA 2/B		7,5	103 °C
33	101-R 1	Réacteur pour traitement NHT		
34	101-K 1/A	Compresseur gaz de recyclage	24,4 39,1	57 °C 84 °C
35	101-K 1/B		24,4 39,1	57 °C 84 °C
36	101-K 2/A	Compresseur d'appoint	12 25,8	38 °C 87 °C
37	101-K 2/B			
38	101-C 1	Stripper	7,5	1,3 °C 197 °C
39	103-F 31	1 ^{er} réchauffeur de charge platforming	16,1 15,9	Te=485 °C Ts=543 °C
40	103-F 32	2 ^{me} réchauffeur	15,9 15,3	Te=543 °C Ts=521 °C
41	103-F 33	3 ^{me} réchauffeur	14,9 14,6	Te=543 °C Ts=523 °C
42	103-F 35	4 ^{me} réchauffeur de charge	14,3 14	Te=543 °C Ts=531 °C
43	103-F 36	Chaudière	50 30	Te=120 °C Ts=400 °C
44	103-E 31/A	Préchauffeur charge	16,1	485 °C
45	103-E 31/B	Préchauffeur charge	13,1	485 °C
46	103-E 32/A	Echangeur	13,6	531 °C
47	103-E 32/B	Echangeur	13,6	531 °C
48	103-E 33/A	Condenseur d'affolement	12,6	Te=57 °C Ts=38 °C
49	103-E 33/B	Condenseur d'affolement	12,6	Te=57 °C

Les annexes

				Ts=38 °C
50	103-E 34		12,3	Te=38 °C Ts=9 °C
51	103-E 35	Réfrigérant	12	Te=9 °C Ts=-180 °C
52	103-E 36 /A	Préchauffeur charge C 31	21,8 20,4	Te=35 °C Ts=180 °C
53	103-E 36 /B	Préchauffeur charge C 31	21,8 20,4	Te=35 °C Ts=180 °C
54	103-E 36 /C	Préchauffeur charge C 31	21,8 20,4	Te=35 °C Ts=180 °C
55	103-E 37	Condenseur de Platformat	16,5 16,2	Te=57 °C Ts= 38 °C
56	103-E 38	Condenseur de t te de C 31	17,6 17,2	Te=57 °C Ts= 38 °C
57	103-KE 312	Condenseur surface		
58	103-KE 311/A	Refroidisseur d'huile TL 3		
59	103-KE 311/B	Refroidisseur d'huile TL 3		
60	103-KE 314	Glande condenser		
61	103-KE 313	Condenser		
62	103-R 31	1 ^{er} réacteur	15,9 15,6	Te=543 °C Ts=486 °C
63	103-R 32	2 ^{me} réacteur	15,3 14,9	Te=543 °C Ts=521 °C
64	103-R 33	2 ^{me} réacteur	14,6 14,3	Te=453 °C Ts=523 °C
65	103-R 34	2 ^{me} réacteur	14 13,6	Te=543 °C Ts=531 °C
66	103-TK 31	Compresseur de gaz de recyclage	12,3 16,3	Te=38 °C Ts=60 °C
67	103-TK 31	Compresseur de gaz de recyclage		
68	103-MK 32	Compresseur de remplissage des bouteilles d'hydrogène	12 200	30 °C
69	103-V 31	Ballon réfracteur effluent	12	38 °C
70	103-V 32	Ballon tampon	11,7	18 °C
71	103-V 33	Ballon tête débutaniseur	17,2	38 °C
72	103-V 34	Vide vite continue	4,5	
73	103-V 35	Vide vite intermittent	1	50 °C
74	103-V 36	Ballon séparateur de vapeur d'eau	33	230 °C
75	103-V 37	Ballon d'eau déminéralisée	1	38 °C
76	103-V 38	Bac de soude	1	38 °C

Les annexes

77	103-V 39	Traiteur de chlore	11,4	26 °C
78	103-MV 331	Ballon séparateur		
79	103-MV312	Ballon séparateur d'huile		
80	103-MV313	Ballon		
81	103-MV314	Ballon séparateur de liquide		
82	103-MV315	Séparateur d'huile		
83	1090-V 11	Ballon séparateur		
84	1090-V 12			
85	103-KV 311	Réservoir d'huile	1	38 °C
86	103-KV 312	Réservoir d'huile	1	38 °C
87	103-EA 31/A1	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
88	103-EA 31/A2	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
89	103-EA 31/A3	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
90	103-EA 31/A4	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
91	103-EA 31/B1	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
92	103-EA 31/B2	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
93	103-EA 31/B3	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
94	103-EA 31/B4	aéoréfrigérant d'effluent	12,9 12,3	Te=105 °C Ts=57 °C
95	103-MP 31/A	Pompe de Platformat non stabilisé	12,3 21,8	38 °C
96	103-MP 31/B	Pompe de Platformat non stabilisé	12,3 21,8	38 °C
97	103-MP 32/A	Pompe Platformat stabilisé	18,3	235 °C
98	103-MP 32/B	Pompe Platformat stabilisé	18,3	235 °C
99	103-MP 33/A	Pompe refoulement de t te C 31	17,2	38 °C
100	103-MP 33/B	Pompe refoulement de t te C 31	17,2	38 °C
101	103-M 33/A	Pompe d'injection phosphate	35	38 °C
102	103-M 33/B	Pompe d'injection phosphate	35	38 °C
103	103-MP 35	Pompe circulation du générateur vapeur.	35	230 °C
104	103-MP 35	Pompe circulation du générateur vapeur.	35	230 °C
105	103-MP 36/A	Pompe V 32	P _{asp} =12	-18 °C

Les annexes

			$P_{ref}=21$	
106	103-MP 36/B	Pompe V 32	$P_{asp}=12$ $P_{ref}=21$	-18 °C
107	103-MP 37/A	Injecteur eau et chlore	16,3	38 °C
108	103-MP 37/B	Injecteur eau et chlore	16,3	
109	103-MP 38	Injecteur eau et chlore	16,3	
110	103-MP 39/A	Pompe de chlore	8	38 °C
111	103-MP 39/B	Pompe de chlore	8	
112	103-MP 40	Pompe de soude régénératrice		
113	103-MP 41	Pompe condenseur régénérateur		
114	MMP-311	Pompe d'appoint d'huile chiller		
115	MMP-312 A	Pompe d'huile compresseur MK31		
116	MMP-312 B	Pompe d'huile compresseur MK31		
117	MMP-313 A	Pompe d'huile moteur MK31		
118	MMP-313 B	Pompe d'huile moteur MK31		
119	MMK-311	Compresseur d'eau d'évacuation		
120	MKM-311	Ventilateur		
121	1090-MP11/A	Pompe de drainage du V 11		
122	1090 -MP12/A	Pompe de garde hydraulique		
123	1090 -MP13/A	Pompe de centrale d'eau		
124	103-KTP 311	Pompe d'huile TK 31		
125	103-KTP 311	Pompe de condensateur TK 31		

Tableau B.5 : Données design de la section platforming.[16]

Flux	Débit Kg/h	T (°C)	P (bars)	Flux	Débit Kg/h	T (°C)	P (bars)
1	150719	127	15,5	14	122227	118	12,8
2	122028	484	15,3	15	122227	38	12,3
3	244056	484	15,3	16	244171	38	12,3
4	244056	543	15,1	17	93451	38	12,3
5	244056	492	14,9	18	93451	57	15,5
6	244057	543	14,6	19	19543	38	12,3

Les annexes

7	244057	519	14,3	20	19543	-18	11,7
8	244057	543	14,1	21	8207	38	17,2
9	244057	522	13,9	22	130398	38	12,3
10	244057	543	13,6	23	134886	198	20,4
11	244170	529	13,4	24	48366	80	17,9
12	121943	529	13,4	25	315531	254	18,3
13	121941	118	12,8	26	125773	38	16,2

Tableau B.6 : les propriétés physiques du catalyseur UOP R 98 Platforming [17].

Densité de chargement (stock) (Kg/m ³)	636
Masse volumique (dense) (Kg/m ³)	765
Diamètre nominal (mm)	1
Forme	Cylindrique
Platine (%Poids)	0,25
Rhénium (%Poids)	0,25
Sulfure (%Poids)	50
Chlorure (%Poids)	9 – 11
Pression (Kg/cm ²)	1,8
Vitesse spatiale (h ⁻¹)	0,95
Quantité chargée (tonnes)	131,125

Les annexes

ANNEXE C

Tableau C.1 : Indice d'octane recherché des hydrocarbures purs.[19]

Hydrocarbures purs	NO
Paraffines	
n-Butane	113
Isobutane	122
n-Pentane	62
2-Methylbutane	99
2,2-Dimethylpropane	100
n-Hexane	19
2-Methylpentane	83
3-Methylpentane	86
2,2-Dimethylbutane	89
2,3-Dimethylbutane	96
n-Heptane	0
2-Methylhexane	41
3-Methylhexane	56
3-Ethylpentane	64
2,2-Dimethylpentane	89
2,3-Dimethylpentane	87
2,2,3, Trimethylbutane	113
n-Octane	-19
Aromatiques	
Benzène	99
Toluène	124
o-Xylène	120
m-Xylène	145
p-Xylène	146
Ethylbenzène	124
n-Propylbenzène	127
Isopropylbenzène	132

Les annexes

1-Methyl-2-ethylbenzène	125
1-Methyl-3-ethylbenzène	162
1-Methyl-4-ethylbenzène	155
1, 2,3-Trimethylbenzène	118
1, 2,4-Trimethylbenzène	148
1, 3,5-Trimethylbenzène	171
Oxygénâtes	
Méthanol	106
Ethanol	99
2-Propanol	90
Methyl tert-butyl ether (MTBE)	117

ANNEXE D

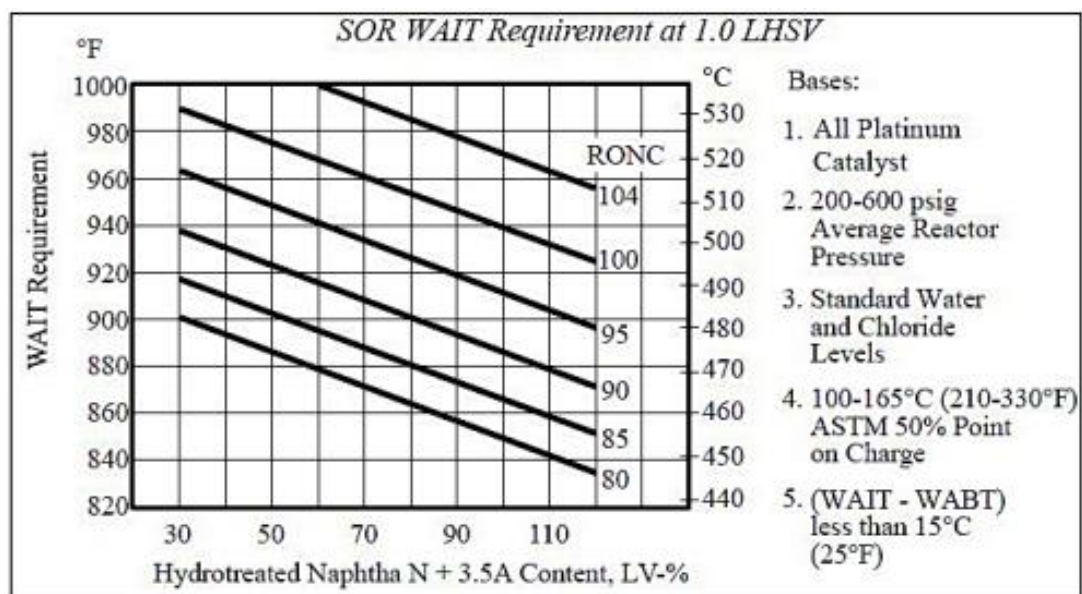


Figure D.1 : Correction de la température moyenne pondéré à VVH=1.

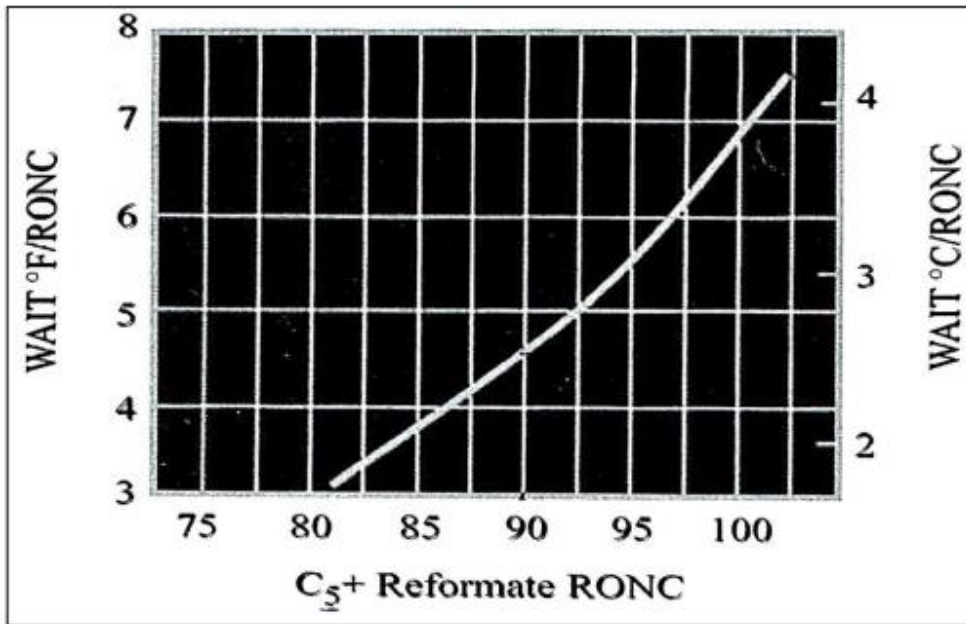


Figure D.2 : température – octane.

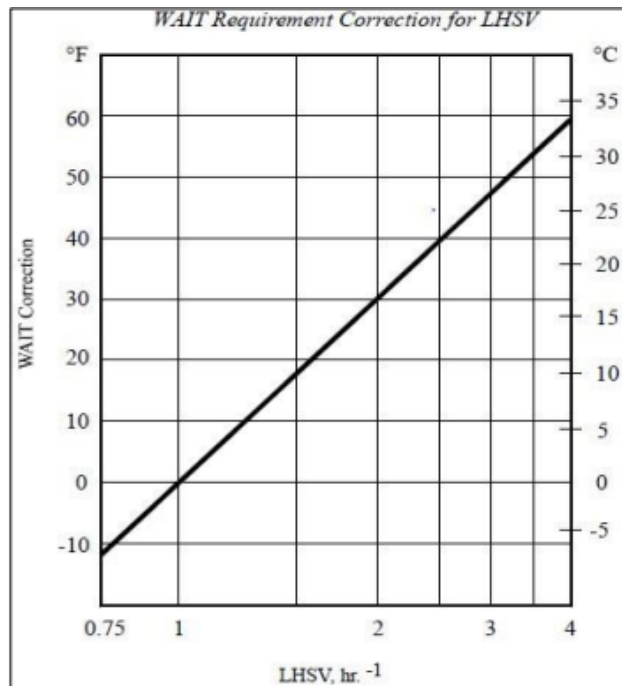


Figure D.3 : Correction selon la vitesse spatiale actuelle.

