

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



Université 8 Mai 1945 Guelma
Faculté des Sciences et de la Technologie
Département de Génie des Procédés

Mémoire de Projet de Fin d'Etudes
2^{ème} Année Master

*Amélioration des performances de l'unité de
reformage catalytique II (U103)*
RA1k (Skikda)

Filière : Génie des Procédés
Spécialité : Génie chimique

Présenté par :

SLAMA Amina

MENASRIA Boutheyne

Sous la direction de :

Dr. BOUAKKAZ Samia

Dr. BENAYAHOUM Ali

2019 / 2020

Dédicace

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

A mon très cher père

Tu as toujours été à mes côtés pour me soutenir et m'encourager. Que ce travail traduit ma gratitude et mon affection. Ma précieuse offre du Dieu, qui doit ma vie, ma réussite et tout mon respect : mon cher père NAOURI

A ma très chère mère

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

A mon cher frère

Abderrahman

A mes chères sœurs

RAYANE et KAOUTHAR, qui n'ont pas cessé de me conseiller, encourager et soutenir tout au long de mes études. Que Dieu les protège et leur offre, la chance et le bonheur.

A mes chères amies

ABIR, AMINA, INESS, KARIMA, SARA, RANIA, YASMIN. Pour leurs aides et supports dans les moments difficiles, vous êtes pour moi des sœurs.

Je termine avec la personne qui a partagé tout le travail, qui a supporté mon humeur au moment de stress, mon binôme et ma meilleure amie Boutheïna

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

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

AMINA

Je dédie ce travail

A mes chers parents ceux qui m'ont doté d'une éducation digne, leur amour a fait de moi ce que je suis aujourd'hui. Aucune dédicace ne saurait exprimer mon respect, mon amour éternel et ma reconnaissance pour les sacrifices que vous avez consenti pour mon instruction et mon bien être. Que dieu vous procure bonne santé et longue vie.

A Mon cher Père

A ma précieuse offre de dieu, celui qui s'est toujours sacrifié pour ma réussite. Sans toi je ne pourrais pas arriver où je suis aujourd'hui, mes remerciements et mon appréciation sont insuffisants pour exprimer tes efforts pour me voir heureuse, que cet humble travail te rendra fière de moi et soit la récompense de tes efforts. Que dieu te garde pour nous.

A Ma chère Mère

Mon modèle, à la femme qui a souffert sans me laisser souffrir, à la personne la plus digne de mon estime, tu es restée ma plus belle certitude quand tout le reste s'est effondré. Merci d'être toujours là pour me soutenir tout le long de mon parcours. Ton amour, ton affection et ton encouragement sont la meilleure richesse que je peux avoir dans ma vie. Ta prière et ta bénédiction m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études.

A Ma Sœur et Mon Frère

Ceux qui m'ont toujours encouragé durant ces années d'études, votre présence ne m'a jamais fait sentir seule, vos messages de support et faveur m'ont créé l'esprit combatif et stimulant. Les mots ne suffisent guère pour exprimer l'attachement, l'amour et l'affection que je porte pour vous. Mes anges gardiens et mes fidèles accompagnants dans les moments les plus délicats de cette vie mystérieuse. Merci d'être toujours autour de moi.

A Ma binôme SLAMA Amina, Merci d'avoir partagé ce travail avec moi, que dieu te garde pour tes parents.

A tous mes amis avec lesquels j'ai partagé mes moments de joie et de bonheur.

Que toute personne m'ayant aidé de près ou de loin, trouve ici l'expression de ma reconnaissance.

Boutheyna

Remerciements

Au terme de ce mémoire, nous tenons à exprimer nos remerciements avant tout à Allah le tout Puissant et le miséricordieux, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nos sincères gratitudes à Dr. Bouakkaz Samia pour la qualité de son enseignement, son orientation, ses conseils, son intérêt incontestable qu'elle porte à tous les étudiants et dernièrement pour le temps qu'elle a consacré, les valeureuses informations qu'elle n'a cessé de nous prodiguer tout au long de la période du projet et pour la disponibilité qu'elle nous a témoignée pour nous permettre de mener à bien ce travail.

Nos remerciements à tous les membres du jury pour avoir bien voulu examiner et juger ce travail.

Nos remerciements s'adressent au groupe des opérateurs de l'unité reforming catalytique au niveau du complexe RAİK Skikda, plus particulièrement à Mr. AHMED SISTA Bilal chef de section, pour ses précieux conseils et pour nous avoir mis à l'aise dès le premier jour, pour le soutien et l'encouragement qu'il nous a témoignés toute la durée de notre stage et qui nous ont permis la réalisation de ce travail. Nous avons profondément apprécié de travailler avec lui grâce à ses grandes compétences scientifiques et son enthousiasme communicatif.

Nos remerciements vont à tout le personnel que nous avons contacté durant la période de stage, plus particulièrement à Mr. BOUNEFLA auprès de qui nous avons trouvé l'accueil chaleureux, l'aide et l'assistance dont nous avons besoin.

Nous adressons aussi nos remerciements à tous les enseignants et le personnel du département de génie des procédés pour avoir enrichi nos connaissances scientifiques et techniques et en particulier notre spécialité génie chimique.

Enfin, nos remerciements vont à toutes et à tous nos camarades de promotion 2019-2020, et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin au bon déroulement de ce mémoire.

AMINA ET BOUTHEINA

Résumé

Le procédé de reformage catalytique est très difficile à exploiter car il dépend de plusieurs paramètres opératoires qui ne sont pas faciles à maîtriser. Ces paramètres sont : la nature de la charge à traiter, le débit d'hydrogène, le rapport H₂/HC, la température de chauffe du four et des réacteurs, le taux de chlore à maintenir sur le support du catalyseur, la vitesse spatiale...etc.

Pour cela nous avons fait un suivi attentif sur tous ces paramètres et nous nous sommes intéressées à étudier les performances du procédé. Notre but était de comprendre tous les paramètres qui gouvernent la production des aromatiques par reformage catalytique des coupes naphthas à travers les différentes sections (hydrotraitement et Platforming) issues de distillation de pétrole brut Algérien.

Dans ce contexte, nous avons effectué une étude théorique de reformage catalytique des naphthas suivie d'une étude pratique au sein de la plus grande raffinerie en Algérie celle de Skikda. Nous avons étudié le reformage catalytique de coupe naphtha B sur un système catalytique industriel, fourni par Engelhard R-98, un système de type bimétallique Pt-Re/Al₂O₃. Le suivi des paramètres de performance de ce catalyseur, dans le but de les améliorer, a été réalisé en mettant l'unité sous contrôle pendant dix mois durant lesquels les différents paramètres de marche de l'unité ont été sous stricte suivi, et en choisissant trois journées de référence 01/03/2020, 03/03/2020 et 08/03/2020 (Avril 2020 c'est le dernier mois pour un cycle de 3ans de marche) pour réaliser un calcul de performances du catalyseur UOP R-98 en adaptant la procédure UOP. Le suivi des paramètres a permis de relever plusieurs problèmes qui influent directement sur le bon fonctionnement de l'unité.

Mots clés : Raffinage, Reformage, platforming, Catalyseur UOP R-98, Performances, Indice d'octane, Aromatique.

Abstract

The catalytic reforming process is very difficult to operate because it depends on several operating parameters that are not easy to control. These parameters are: the nature of the feed to be treated, the hydrogen flow rate, the H₂/HC ratio, the heating temperature of the furnace and reactors, the level of chlorine to be maintained on the catalyst support, the space velocity...etc.

For this purpose, we have followed all these parameters closely and we have been interested in studying the performance of the process. Our working goal was to understand all the parameters that govern the production of aromatics by catalytic reforming of the naphtha cuts through the different sections (hydrotreatment and Platforming) resulting from the distillation of Algerian crude oil.

In this context, we carried out a theoretical study of catalytic reforming of naphtha cuts followed by a practical study in the largest refinery in Algeria, the Skikda refinery. We studied the catalytic reforming of naphtha B cut on an industrial catalytic system, supplied by Engelhard R-98, a bimetallic Pt-Re/Al₂O₃ type system. The monitoring of the performance parameters of this catalyst with the aim of improving them, was carried out by putting the unit under control for ten months during which the various operating parameters of the unit were under control, and by choosing three reference days 01/03/2020, 03/03/2020 and 08/03/2020 (April 2020 is the last month for a 3-year operating cycle) to carry out a performance calculation of the UOP R-98 catalyst by adapting the UOP procedure. The monitoring of the parameters allowed to identify several problems that directly influence the correct operation of the unit.

Key words: Refining, Reforming, Platforming, UOP R-98 Catalyst, Performance, Octane number, Aromatics.

ملخص

من الصعب جداً تشغيل عملية الإصلاح الحفزي لأنها تعتمد على العديد من معاملات التشغيل التي ليس من السهل التحكم فيها. هذه المعاملات هي: طبيعة التغذية المراد معالجتها، ومعدل تدفق الهيدروجين، ونسبة H_2 / HC ، ودرجة حرارة تسخين الفرن والمفاعلات، ومعدل الكلور الذي يجب الحفاظ عليه على دعامة المحفز، والسرعة المكانية ... إلخ.

للقيام بذلك، قمنا بمراقبة كل هذه المعلمات بعناية وكنا مهتمين بدراسة أداء العملية. كان هدف عملنا هو فهم جميع المعايير التي تحكم إنتاج العطريات من خلال الإصلاح التحفيزي لقطع الناقتا عبر الأقسام المختلفة (المعالجة المائية والمنصات) الناتجة عن تقطير النفط الخام الجزائري.

في هذا السياق، أجرينا دراسة نظرية للتحسين التحفيزي للنفقات، تلتها دراسة عملية داخل أكبر مصفاة في الجزائر، وهي مصفاة سكيكدة. لقد درسنا الإصلاح التحفيزي للناقتا ب المقطوعة على نظام تحفيزي صناعي، تم توفيره بواسطة Engelhard R-98، وهو نظام من نوع Pt-Re / Al₂O₃ ثنائي المعدن. تم رصد معاملات أداء هذا المحفز بهدف تحسينها من خلال وضع الوحدة تحت السيطرة لمدة عشرة أشهر كانت خلالها معايير التشغيل المختلفة للوحدة تحت السيطرة، وباختيار ثلاثة أيام المرجع 2020/03/01 و 2020/03/03 و 2020/03/08 (أبريل 2020) هو الشهر الأخير لدورة من 3 سنوات من التشغيل) لإجراء حساب أداء لمحفز UOP R-98 من خلال تكييف إجراء UOP، حددت مراقبة المعاملات العديد من المشكلات التي تؤثر بشكل مباشر على الأداء السليم للوحدة.

الكلمات المفتاحية: التكرير، الإصلاح، المنصة، محفز UOP R-98، الأداء، رقم الأوكتان، العطري.

TABLE DES MATIERES

Dédicace	
Remerciement	
Résumé	
Table de matière	i
Liste des figures	vi
Liste des tableaux	viii
Notations et abréviations	ix
Introduction générale	01
Problématique	03

Chapitre I : Généralités sur le pétrole et le raffinage

I.1 Introduction	04
I.2 le pétrole	
I.2.1 Historique de pétrole	04
I.2.2 Définition de pétrole	05
I.2.3 Evolution des besoins énergétiques de Pétrole	05
I.2.4 Composition du pétrole	06
I.2.4.1 Hydrocarbures Paraffinique	07
I.2.4.2 Hydrocarbures Naphténiques	07
I.2.4.3 Hydrocarbures Aromatiques	08
I.2.4.4 Hydrocarbures insaturés	09
I.2.5 Spécification du pétrole	
I.2.5.1 La densité (specificgravity)	09
I.2.5.2 Point d'écoulement	09
I.2.5.3 Viscosité	09
I.2.5.4 Tension de vapeur et point d'éclair	09
I.2.5.5 Teneur en soufre	10
I.2.5.6 Teneur en azote	10
I.2.5.7 Teneur en eau sédiment et sels	10
I.3 le raffinage de pétrole	
I.3.1 Définition du raffinage	10
I.3.2 Les opérations et les procédés de raffinage de base	11

I.3.3 Les principaux produits de raffinage de pétrole brut	12
I.3.3.1 Les combustibles et les carburants	12
I.3.3.2 Les matières premières pétrochimiques	13
I.3.3.3 Les produits spéciaux	14

Chapitre II : Raffinage en Algérie et présentation du complexe RA1/K

II.1 Introduction	15
II.2 Le raffinage en Algérie	15
II.3 Description de la société SONATRACH	16
II.4 NAFTEC Algérie	17
II.4.1 Produits de NAFTEC Algérie	17
II.5 La production du gaz naturel liquéfié (GNL) en Algérie	18
II.6 Les raffineries en Algérie	
II.6.1 Raffinerie d'Alger	19
II.6.2 Raffinerie de Skikda	19
II.6.3 Raffinerie d'Arzew	19
II.6.4 Raffinerie de Hassi-Messaoud N°1	19
II.6.5 Raffinerie de Hassi-Messaoud N°2	19
II.6.6 Raffinerie d'In-Amenas	20
II.6.7 Raffinerie d'Adrar	20
II.7 Présentation générale du complexe de Skikda (RA1K)	20
II.7.1 Localisation géographique	20
II.7.2 Construction	21
II.7.3 Présentations des unités de productions	21
II.7.3.1 Les unités 10-11 Topping	22
II.7.3.2 Les unités de reformage catalytique (les unités 100 et 103)	22
II.7.3.3 Les unités 30-31-104 : Séparation et traitement des gaz	23
II.7.3.4 Unité 200 : Extraction des aromatiques	23
II.7.3.5 Unité 400 : Séparation du para-xylène	23
II.7.3.6 Unité 500 (Isomérisation du M-xylène)	23
II.7.3.7 Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)	23
II.7.3.8 Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphta léger A)	23
II.7.3.9 Unité 70 : Production de bitume	24

II.7.3.10 Unité U600 de stockage, mélanges, expéditions (Blending)	24
II.7.3.11 Unité 1050 La centrale thermoélectrique (CTE)	24
II.7.3.12 Laboratoire central	24
II.8 Présentation du service : (Reforming catalytique02)	25
II.8.1 Description générale d'unité (REF 02)	25
II.8.1.1 Prétraitement de naphta (unité 101)	25
II.8.1.2 Unité Platforming (unité 103)	25
II.8.2 Description du procédé	
II.8.2.1 Procédé de l'unité prétraitement U101	26
II.8.2.2 Procédé de l'unité platforming U103	27

Chapitre III : Le procédé de reformage catalytique

III.1 Généralités sur les aromatiques	
III.1.1 Définition	29
III.1.2 Propriétés physico-chimiques	29
III.2 L'indice d'octane	29
III.3 Procédé de reformage catalytique	
III.3.1 Introduction	30
III.3.2 Principe du procédé de reformage catalytique	30
III.3.3 Spécification technique des charges et produits	
III.3.3.1 Charge du reformage catalytique	31
III.3.3.2 Produits obtenus	31
III.3.4 Chimie de process	
III.3.4.1 Réaction du prétraitement de naphta (unité 101)	32
III.3.4.2 Réaction du platforming (unité 103)	32
III.4 Catalyseur de reformage catalytique	
III.4.1 La nature du catalyseur	33
III.4.2 Le composition de catalyseur	33
III.4.3 Mécanisme réactionnels	33
III.4.4 Principe de bi-fonctionnalité	34
III.4.5 Caractéristique des catalyseurs	
III.4.5.1 L'activité	35
III.4.5.2 Sélectivité	35
III.4.5.3 Stabilité	35

III.5 Impact des variables opératoires	35
III.5.1 Température	35
III.5.2 Pression	36
III.5.3 Vitesse spatiale	36
III.5.4 Rapport H ₂ /HC	37
III.5.5 Rapport H ₂ O/Cl	37
III.6 Influence des caractéristiques de la charge	
III.6.1 Intervalle de distillation de la charge	38
III.6.2 Composition de la charge	38
III.7 Effet des poisons et des agents désactivant sur les catalyseurs au platine	39
III.8 Conclusion	39

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

IV.1 Introduction	40
IV.2 Suivi des paramètres de l'unité 103	
IV.2.1 But de l'étude	40
IV.2.2 Méthodologie de l'étude	40
IV.2.3 Suivi des paramètres de fonctionnement	
IV.2.3.1 Point initial et point final de la distillation ASTM de la charge	40
IV.2.3.2 Charge	42
IV.2.3.3 Gaz de recyclage	43
IV.2.3.4 Rapport hydrogène/hydrocarbure (H ₂ /HC)	45
IV 2.3.5 Perte de charge le long du lit catalytique	46
IV2.3.6 Chute de température le long du lit catalytique	49
IV.2.3.7 Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée -TEP-)	52
IV.2.3.8 Indice d'octane (NO)	53

Chapitre V : Calcul des performances du catalyseur R-98

V.1 Introduction	55
V.2 Calcul des performances du catalyseur R-98	
V.2.1 But de l'étude	55
V.2.2 Méthodologie de l'étude	55
V.2.3 Capacité et paramètres essentiels de marche	56
V.2.4 Calcul des bilans matière et rendements des produits	

V.4.2.1 Débits massiques des constituants liquides	57
V.4.2.2 Débits massiques des constituants gazeux	57
V.4.2.3 Rendements des produits	58
V.2.5 Calcul des paramètres de fonctionnement de l'unité	
V.2.5.1 Rapport hydrogène/charge	59
V.2.5.2 Vitesse spatiale (VVH)	61
V.2.5.3 Rapport Eau/Chlore	63
V.2.5.4 Teneur en chlore sur le catalyseur	65
V.2.6 Calcul de la désactivation du catalyseur R-98	66
V.2.6.1 La température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT)	66
a) WAIT _{calculée}	66
b) WAIT _{actuelle}	68
V.2.6.2 Calcul de Δ WAIT	69
V.2.6.3 Chute de température le long du lit catalytique	69
V.2.6.4 Perte de charge le long du lit catalytique	70
Conclusion Générale	73
Recommandation	75
Bibliographies	77
Annexe A	I
Annexe B	II
Annexe C	XI
Annexe D	XIII

Liste des figures

Numéro	Titre de la figure	Page
Figure I.1	Evolution de la consommation annuelle du pétrole	06
Figure I.2	Evolution de la consommation des ressources non renouvelables 2012-2035	06
Figure I.3	Exemples d'hydrocarbures naphténiques.	08
Figure I.4	Exemples d'hydrocarbures aromatiques.	08
Figure I.5	Schéma des procédés de raffinage.	11
Figure II.1	Consommation énergétique en Algérie.	16
Figure II.2	Capacité des produits de NAFTEC en Algérie.	18
Figure II.3	Situation géographique de la RA1/K dans la Zone industrielle Skikda.	21
Figure II.4	Les différentes unités du complexe RA1/K.	22
Figure III.1	Principe de reformage catalytique.	30
Figure III .2	Mécanisme impliquant la bi-fonctionnalité du catalyseur.	34
Figure III.3	Influence de la température.	36
Figure III.4	Influence de la pression.	36
Figure IV.1	Suivi du point initial et point final ASTM de la charge.	41
Figure IV.2	Suivi des composants de la charge PONA.	43
Figure IV.3	Suivi du pourcentage d'hydrogène %H ₂ .	44
Figure IV.4	Suivi du rapport H ₂ /HC.	45
Figure IV.5	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R1.	47
Figure IV.6	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R31.	47
Figure IV.7	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R32.	47
Figure IV.8	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R33.	48
Figure IV.9	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R34.	48
Figure IV.10	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R1.	50
Figure IV.11	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R31.	50
Figure IV.12	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R32.	51
Figure IV.13	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R33.	51
Figure IV.14	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R34.	51
Figure IV.15	Suivi de la température WAIT.	53

Figure IV.16	Suivi de l'indice d'octane NO.	54
Figure V.1	Evolution de rendement du reformat.	58
Figure V.2	Evolution du rapport H ₂ /HC.	60
Figure V.3	Evolution du pourcentage %H ₂ .	61
Figure V.4	Evolution de la vitesse spatiale.	62
Figure V.5	Evolution du rapport Eau sur Chlore.	64
Figure V.6	Evolution de la teneur en Chlore sur le catalyseur R-98.	66
Figure V.7	Evolution de la température WAIT calculée.	68
Figure V.8	Evolution de la chute de température le long du lit catalytique.	70
Figure V.9	Evolution de la perte de charge le long du lit catalytique.	71

Liste des tableaux

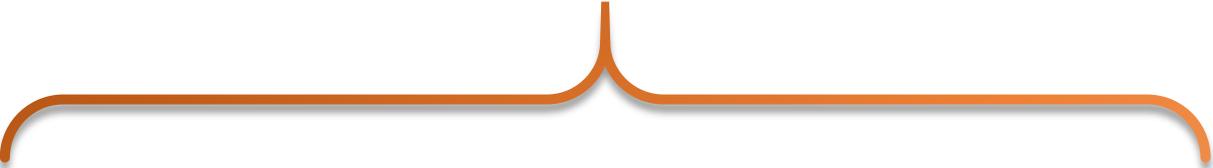
Numéro	Titre du tableau	Page
Tableau I.1	Des exemples de paraffines.	07
Tableau II.1	Capacité de traitement du pétrole brut et du condensat des raffineries.	15
Tableau II.2	Répartition de la capacité totale de transformation de l'entreprise.	18
Tableau III.1	Propriétés physico-chimiques des aromatiques.	29
Tableau III.2	Caractéristiques des deux charges typiques. Analyse par famille et par nombre d'atomes de carbone, exprimée en % massique.	31
Tableau III.3	Les produits du reformat.	32
Tableau IV.1	Suivi du point initial et point final de la distillation ASTM de la charge.	41
Tableau IV.2	Suivi de la charge.	42
Tableau IV.3	Les données du gaz de recyclage.	44
Tableau IV.4	Suivi du rapport H ₂ /HC.	45
Tableau IV.5	Suivi de la perte de charge le long des lits catalytiques.	46
Tableau IV.6	Suivi de la chute de la température le long des lits catalytiques.	49
Tableau IV.7	Suivi de la température WAIT.	52
Tableau IV.8	Suivi de l'indice d'octane NO.	53
Tableau V.1	Capacité et paramètres essentiels de marche cas design.	56
Tableau V.2	Données de base et les résultats des constituants liquides et gazeux.	59
Tableau V.3	Résultats de rapport hydrogène/charge.	60
Tableau V.4	Résultats de calcul de Vitesse spatiale (VVH).	62
Tableau V.5	Résultats de calcul du rapport (Eau/Chlore).	64
Tableau V.6	Résultats de calcul de la teneur en chlore sur le catalyseur.	65
Tableau V.7	Résultats de calcul de WAIT _{calculée}	67
Tableau V.8	Résultats de calcul de WAIT _{actuelle} .	68
Tableau V.9	Résultats de calcul de ΔWAIT	69
Tableau V.10	Résultats de calcul de Chute de T le long du lit catalytique.	70
Tableau V.11	Résultats de calcul de Perte de charge le long du lit catalytique.	71

Notations et abréviations

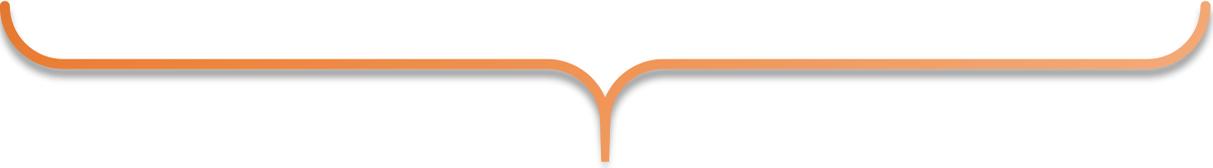
Abréviation	Signification
AIE	Agence internationale de l'Énergie.
API	American Petroleum Institut.
SONATRACH	Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures.
RA1/K	Raffinerie de Skikda.
RA1/Z	Raffinerie de Arzew.
RA1/G	Raffinerie de Alger.
RHM	Raffinerie de Hassi-Messaoud.
RAD	Raffinerie de Adrar.
RA2/K	Raffinerie de Topping condensat de Skikda.
HDS	Hydrodésulfuration.
MT	Million tonne.
GNL	Gaz naturel liquéfié.
GPL	Gaz de pétrole liquéfié HC : Hydrocarbures.
ENAGEO	L'Entreprise Nationale de Géophysique.
ENAFOR	L'Entreprise Nationale de Forage.
ENGTP	L'Entreprise Nationale de Grands Travaux Pétroliers.
NAFTEC	Société nationale de production des produits pétroliers.
NAFTAL	Société nationale de distribution et de commercialisation des produits pétroliers.
ERDP-NAFTAL	Entreprise nationale de raffinage et de distribution de produits pétroliers.
Spa	Société par actions.
BTS	Basse teneur en soufre.
HTS	Haute teneur en soufre.
BRI	Brut réduit importé.
ETU	Station intermédiaire de Hassi-Messaoud.
SONATRO	Société Nationale de Grands Travaux Routiers.
SONATIBA	Société Nationale du Bâtiment.

SNMETAL	Société Nationale de Construction Métallique.
JGC	Japan Gasoline Corporation.
Jet A-1	Aviation Fuel Quality Requirements for Jointly Operated Systems.
CTE	La centrale thermoélectrique.
HP, MP, BP	Vapeur haute pression, moyenne pression et basse pression.
NHT	Unité d'hydrotraitement de naphta.
NO	Nombre d'octane.
UOP	Universal oil Product.
BPSD	Barrels per stream day.
R-98	Platforming catalytique du fournisseur UOP (Pt/Re à base d'alumine).
EA	Aéroréfrigérants.
E	Echangeur.
F	Four.
C	Colonne.
R	Réacteur.
K	Compresseur.
BTX	Benzène, Toluène, Xylène.
CFR	Coopérative Fuel Research.
NOR, RON	Nombre d'Octane Recherché.
ΔH	Chaleur de la réaction en Kcal/mol.
P.O.N.A	Paraffine, Oléfine, Naphtène, Aromatique.
VVH	Vitesse spatiale de la charge (h^{-1}).
PPH	Vitesse spatiale de la charge (tonne/heure).
ASTM	American Society for Testing Materials.
PI	Point initial de la distillation.
PF	Point final de la distillation.
PM	Le poids moléculaire d'un gaz recyclage (g/mole).
ppm	Partie par million.
ΔP	Perte de charge le long du lit catalytique (Kg/cm^2).
ΔT	Chute de température le long du lit catalytique ($^{\circ}C$).
WAIT	Weighted Average Inlet Température ($^{\circ}C$).
TEP	Température d'Entrée Pondérée.

T_e	Température d'entrée d'un réacteur i (°C).
T_s	Température de la sortie d'un réacteur i (°C).
TMP	Température moyenne pondérée.
DCP	Dichloropropane.
WABT	Weight Average Bed Temperature (°C).



Introduction générale



Introduction générale

Le pétrole est l'énergie emblématique du XXe siècle, synonyme d'industrialisation, d'amélioration du confort de vie et de généralisation des moyens de transport et automobiles. Cette nouvelle énergie plus concentrée, plus maniable et plus souple que le charbon est apparu pour donner des formes nouvelles au mouvement irréversible de mécanisation du monde.

Le pétrole brut est le Cœur de l'industrie Algérienne c'est le produit de base de toute l'industrie du pays et est en même temps la rente essentielle de notre économie, ce qui a incité les responsables de notre pays à accorder une place privilégiée pour ce produit énergétique tant convoité à l'échelle mondiale.

A partir de l'activité de raffinage on peut traiter tous les pétroles bruts et le condensât des gisements de gaz par une première séparation qui permet d'obtenir des coupes pétrolières ; des produits raffinés tels que : les carburants, les combustibles essences, kérosène, fuel gaz et certains produits de base pour la pétrochimie tels que le benzène, toluène et xylène qui sont les aromatiques en général dont les volatilités se rapprochent. Les coupes obtenues du raffinage sont en général au nombre d'une douzaine, leurs natures et leurs appellations diffèrent selon les sociétés. Ces coupes ne répondent pas aux exigences du marché des produits pétroliers, ni en qualité, ni en quantité. La raffinerie doit répondre aux objectifs :

- Améliorer les qualités de certaines coupes pétrolières à savoir l'indice d'octane des essences et la teneur en soufre des produits intermédiaires.
- Modifier les rendements des différentes coupes pétrolières obtenues à partir des bruts traités afin de produire les quantités de produits commerciaux exigées par le marché.
- Une production d'hydrogène plus importante.
- Une baisse de coûts de fonctionnement.

La plupart des raffineries sont équipées d'un reformage catalytique; qui est l'un des processus clé dans l'industrie pétrolière et pétrochimique, il est largement utilisé pour convertir les hydrocarbures du naphta ayant un faible indice d'octane en des hydrocarbures à indice d'octane plus élevé pour produire le reformat qui contient des aromatiques précieux (BTX), des produits pétrochimiques très importants, en outre, l'hydrogène qui est un sous-produit précieux du procédé de reformage catalytique du naphta est dans la plupart des raffineries utilisé pour l'hydrocraquage, l'hydrotraitement et d'autres procédés consommateurs d'hydrogène.

L'augmentation de l'indice d'octane est principalement due à la forte augmentation de la teneur en composés aromatiques, et pour atteindre cet objectif il fallait bien comprendre tous les problèmes existant au niveau des équipements et vérifier et bien exploiter les conditions opératoires soit au niveau de l'unité, soit au niveau de catalyseur utilisé.

Le catalyseur de reformage du naphta 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.

Dans notre étude nous avons opté pour connaître tous les paramètres de base qui régissent la production des aromatiques par reformage catalytique des coupes naphtas à travers les différentes sections (hydrotraitement et reforming) issues de distillation de pétrole brut Algérien par suivi des performances du catalyseur en fin de premier cycle.

La mise de l'unité sous contrôle pendant dix mois par les responsables, nous a permis de suivre les différents paramètres de marche de l'unité pour réaliser le calcul des performances du catalyseur UOP R-98 avec la procédure UOP et en fonction des résultats de calcul obtenus on a pu optimiser les paramètres de marche afin d'améliorer les performances du catalyseur côté rendement en reformat, activité, sélectivité, stabilité et durée cycle de vie. Ce travail sera présenté en cinq principaux chapitres :

Dans le premier chapitre, nous donnerons des généralités sur le pétrole brut et l'activité de raffinage.

Dans le deuxième chapitre nous présenterons la raffinerie de Skikda et ses principales installations et procédés. En plus, nous décrirons l'unité d'affectation (platforming).

Le procédé de reformage catalytique sera bien détaillé dans le troisième chapitre ainsi que la théorie de catalyse et la description du catalyseur industriel de reformage catalytique.

Le quatrième chapitre sera consacré à l'étude pratique effectuée par suivi des paramètres de marche de l'unité platforming, ces paramètres affectant essentiellement les performances du catalyseur utilisé R-98.

Dans le cinquième chapitre nous présenterons les résultats de calculs des performances du catalyseur R-98.

Enfin nous terminerons par une conclusion générale et une recommandation.

Problématique

L'unité de reforming catalytique est la deuxième unité de réformation dans la raffinerie de Skikda avec une capacité de 200 m³/h et traite une coupe de naphta B de point initial égale à 86°C et de point final égale à 157°C, issue du traitement du brut de Hassi-Messaoud, pour produire le maximum des produits aromatiques à indice d'octane élevé (NO=99).

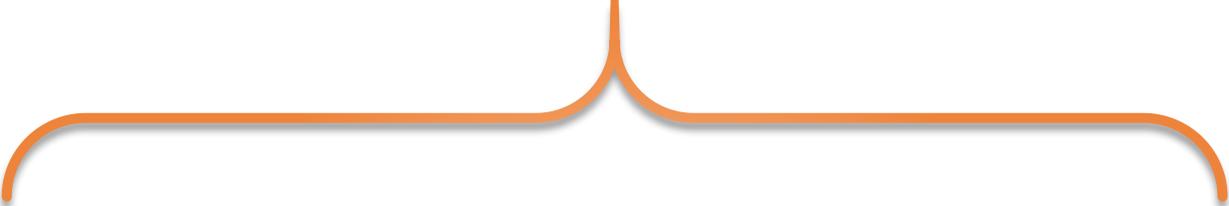
Ce procédé est très difficile à exploiter car il dépend de plusieurs paramètres opératoires qui ne sont pas faciles à maîtriser. Ces paramètres sont généralement soit au niveau de fonctionnement des réacteurs, soit au niveau de catalyseur à savoir leur activité, stabilité et sélectivité. Et pour notre cas nous avons trouvé les problèmes suivants : la chute de température faible qui prouve le mauvais fonctionnement des réacteurs ; les pertes de charge élevées dans ces réacteurs qui ont une influence négative sur le rendement en aromatiques, ainsi qu'un indice d'octane non requis, de plus les rapports H₂/HC, Cl/Cat et la vitesse spatiale qui sont mal exploités.

La diminution de ces performances agit négativement sur les réactions d'aromatisation, dans ce cas l'unité a eu une perte importante en prix de revient des BTX, et par conséquent une intervention s'exige pour améliorer ces performances en aromatiques. Le calcul des performances du catalyseur UOP R-98 permet de prouver la fiabilité du protocole UOP, ce catalyseur est utilisé dans l'unité platforming depuis 2016 dont le but est de maximiser la production des essences en augmentant le NO du reformat.

Dans ce cadre, il nous a été affecté la tâche d'évaluer les performances de l'unité platforming U103 de la raffinerie de Skikda RA1K, section réactionnelle, et donc celle du catalyseur R-98. Pour atteindre cet objectif, nous avons fait une étude générale de l'unité concernée et le travail réalisé a été divisé en deux parties :

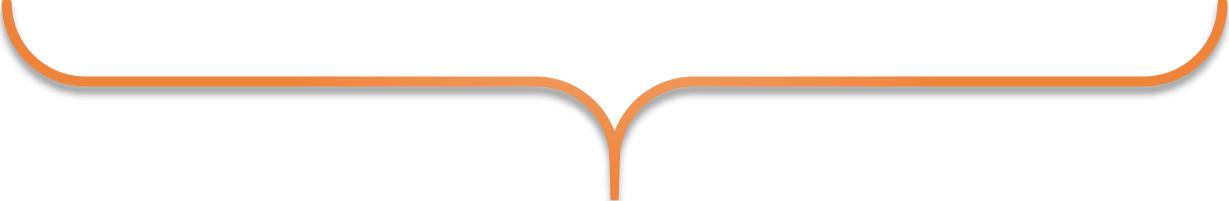
- ❖ Un suivi des différentes variables opératoires de l'unité platforming U103 pendant dix mois : de juin 2019 jusqu'à mars 2020.

- ❖ Un calcul des performances du catalyseur UOP R-98 en utilisant le protocole UOP, ce calcul a été effectué durant les trois jours de mars le 01,03 et 08 avec un taux de marche de 75 %.



Chapitre I

*Généralités sur le pétrole
et le raffinage*



I.1 Introduction

L'homme a toujours eu besoin d'énergies pour vivre, mais depuis le 18^{ème} siècle, il compte sur les ressources non renouvelables qui s'épuisent un peu plus chaque jour. La plus grande quantité d'énergie utilisée dans le monde est d'origine fossile, comme le pétrole, le charbon, ou le gaz, malheureusement cette énergie est insuffisante pour les besoins énergétiques des générations futures. De plus ces énergies polluent et aggravent l'effet de serre déjà bien prévalent. Donc cette pollution pouvait constituer une réelle menace pour la terre et pour son équilibre.

À partir des années 50, Le pétrole est devenu la première source d'énergie mondiale, fournissant près de la moitié de la demande totale d'énergie primaire, ce qui fait que notre civilisation industrielle moderne en est dépendante, et cette dépendance se constate d'après son approvisionnement à grande échelle [1]. En effet il satisfait plus de 30 % des besoins énergétiques de la planète.

C'est la principale matière première des carburants qui alimente les transports (voitures, camions, avions) et est la matière première irremplaçable pour l'industrie de pétrochimie pour un grand nombre de produits de la vie quotidienne : matières plastiques, peintures, colorants, cosmétiques, etc... [2].

Le pétrole sert aussi comme combustible dans le chauffage domestique et comme source de chaleur dans l'industrie, mais dans une moindre mesure ; il ne représente que 4,6% de l'électricité mondiale, les autres sources d'énergie électrique étant nombreuses (nucléaire, charbon, gaz, hydraulique, éolienne) [2].

I.2 Le pétrole

I.2.1 Historique de Pétrole

L'histoire du pétrole remonte à l'Antiquité, mais l'approvisionnement était limité aux affleurements naturels de pétrole, et au pétrole trouvé en creusant des puits pour trouver de l'eau potable ou de la saumure. Les civilisations mésopotamiennes s'en servaient comme produit pharmaceutique, cosmétique, comme combustible pour les lampes à huile et dès 6000 avant J.-C. pour le calfatage des bateaux.

En 1855, George Bissell et Jonathan Eveleth apprennent que le pétrole qu'on trouve très facilement dans le Nord-Est des États-Unis (et qui était utilisé jusque-là par les Indiens et les premiers colons pour l'éclairage) pouvait fournir du pétrole lampant par distillation. Les deux hommes créent alors la société « Pennsylvania Rock Oil Company ».

À la même époque, l'industrie pétrolière naît en Roumanie, avec la première raffinerie en 1857 à Ploiești, qui alimentait les 1000 lampes de l'éclairage public de Bucarest (capitale de la Roumanie).

La « Pennsylvania Rock Oil Company » devient en 1858 la « Seneca Oil » (suite à un désaccord entre associés) et engage alors un retraité des chemins de fer nommé Edwin Drake comme prospecteur. Ce dernier fore donc son puit à Titusville en Pennsylvanie, et produit les premiers barils Américains. Les États-Unis en produisaient 274 tonnes en 1859. Dès 1862, les États-Unis produisaient 3 millions de barils [3].

1.2.2 Définition

Les pétroles bruts sont des mélanges complexes essentiellement composés de molécules, résultant de la combinaison d'atomes de carbone tétravalents et d'atomes d'hydrogène monovalents, d'où l'appellation d'hydrocarbures. L'obtention des produits pétroliers répondant à des spécifications données nécessite une séparation préalable en différentes fractions ou coupes qui doivent être purifiées ou subir des transformations ultérieures. Les proportions des différentes fractions recueillies sont très variables et différent d'un pétrole à un autre [4].

1.2.3 Evolution des besoins énergétiques de pétrole

Aujourd'hui, il n'existe pas encore d'alternative aussi économique et efficace pour assurer les besoins énergétiques du transport. Les recherches se multiplient, mais les solutions trouvées sont encore coûteuses et ne nous permettront pas de nous passer immédiatement d'une énergie familière sur l'utilisation de laquelle un grand nombre de progrès peuvent encore être accomplis. Même chose pour la fabrication des plastiques : si les chimistes redoublent d'efforts pour mettre au point de nouveaux procédés permettant de substituer au naphta, issu du pétrole brut, d'autres matières premières (comme le sucre ou les déchets végétaux), les bioplastiques ne devraient représenter en 2020 qu'1% de la production mondiale (Figure I.1) [5].

Le pétrole restera une énergie incontournable dans les décennies à venir. En Europe, en 2012, le pétrole représentait 33 % dans l'énergie primaire, 39 % dans l'énergie finale et 94% dans le transport.

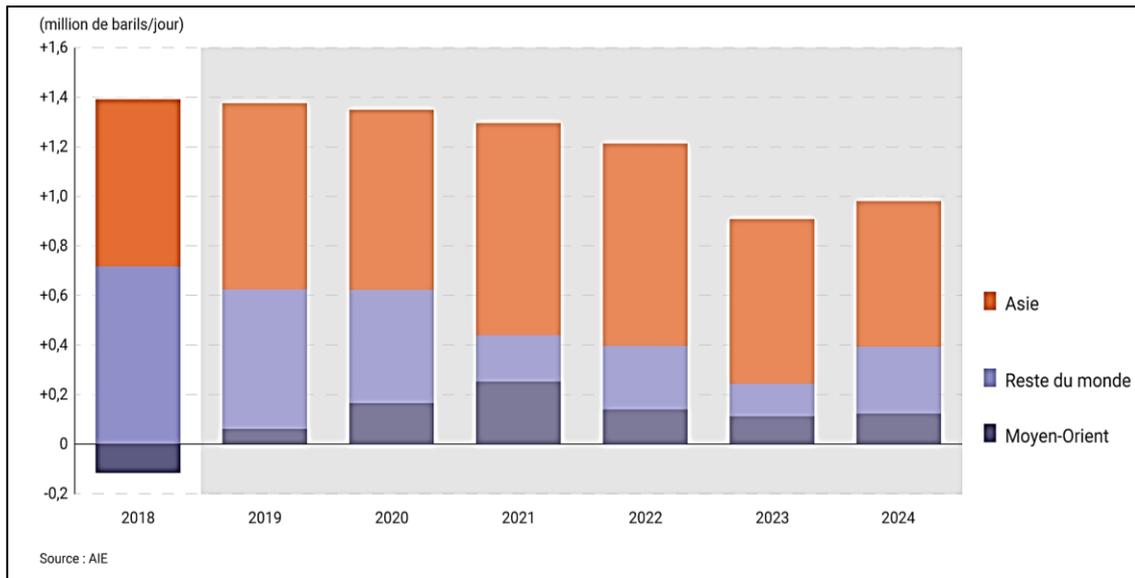


Figure I.1 : Evolution de la consommation annuelle du pétrole [4].

Même si sa part est appelée à baisser dans le bouquet énergétique mondial, de 33 à 27% d’ici 2035, le pétrole restera donc prépondérant dans les décennies à venir. L’Agence Internationale de l’Énergie (AIE) prévoit ainsi qu’à l’horizon 2035 (Figure I.2), il devrait fournir encore près de 80% de l’énergie nécessaire au transport en Europe, du fait notamment d’une augmentation de la demande dans le transport maritime et aérien international [5].

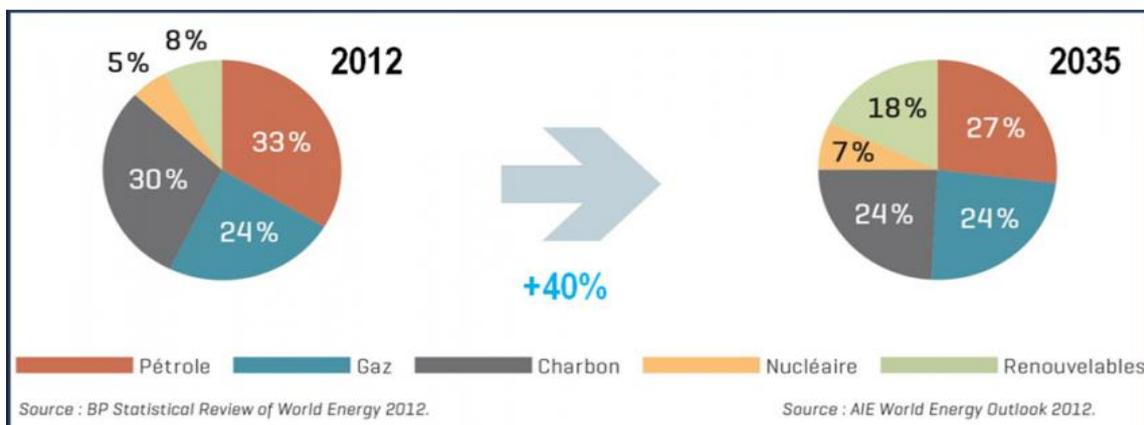


Figure I.2 : Evolution de la consommation des ressources non renouvelables 2012-2035 [5].

I.2.4 Composition du pétrole brut

Les éléments essentiels composant le pétrole sont le carbone (83 à 87%) et l’hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d’hydrocarbures. Parmi les composants du pétrole, on compte également des composés d’oxygène, de soufre et d’azote (au total jusqu’à 6 ou 7%).

On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole, du chlore, du phosphate, du silicium et des métaux tels que : K, Na, Ca, Fe, Ni...etc.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants :

- Les paraffines (alcane) ou hydrocarbures saturés.
- Les naphthènes.
- Les hydrocarbures aromatiques [1].

I.2.4.1 Les hydrocarbures paraffiniques « Alcanes »

Ces hydrocarbures sont saturés ayant la formule générale « C_nH_{2n+2} » (Tableau I.1), la teneur de ces hydrocarbures dans le pétrole brut est variable, si cette teneur est supérieure ou égale à 50%, on dit que le pétrole est paraffinique [1].

On distingue :

- ✓ Les paraffines gazeuses.
- ✓ Les paraffines liquides.
- ✓ Les paraffines solides.

Tableau I.1 : Des exemples de paraffines [1]

Densité	T _{ébullition} °C	Masse Molaire Kg/mol	Formule développée	Formule globale	Nom
0,260	-161,5	16,0	CH ₄	CH ₄	Méthane
0,377	-88,6	30,1	CH ₃ —CH ₃	C ₂ H ₆	Ethane
0,508	-42,1	44,1	CH ₃ —CH ₂ —CH ₃	C ₃ H ₈	Propane
0,585	-0,5	58,1	CH ₃ —CH ₂ —CH ₂ —CH ₃	C ₄ H ₁₀	Butane

I.2.4.2 Hydrocarbures naphthéniques « Cycloalanes »

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés ayant la formule générale C_nH_{2n} , ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de dérivés du cyclohexane et cyclopentane (Figure I.3) [1].

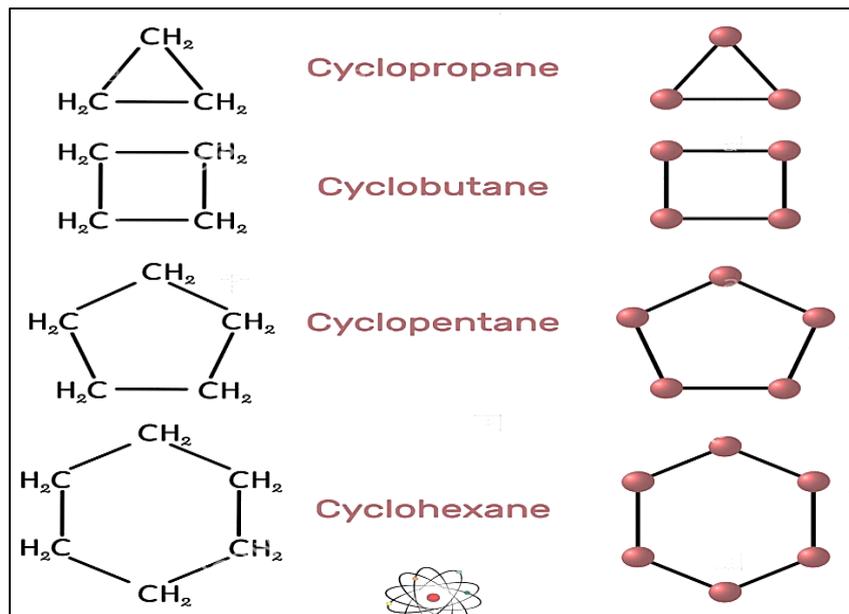


Figure I.3 : Exemples d'hydrocarbures naphthéniques [1].

I.2.4.3 Hydrocarbures aromatiques

Si la teneur de ces hydrocarbures dans le pétrole est d'environ 35%, on dit qu'il est aromatique, exemple sur figure I.4 [1].

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule générale « C_nH_{2n-6} », ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de benzène, toluène, xylène et leurs dérivés.

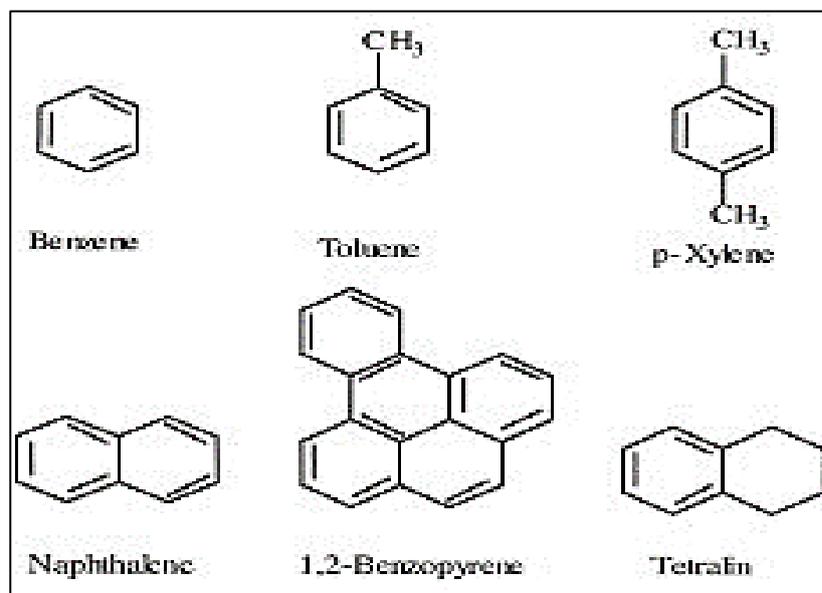


Figure I.4: Exemples d'hydrocarbures aromatiques [1].

I.2.4.4 Hydrocarbures insaturés (oléfines)

Le pétrole ne contient pratiquement pas d'hydrocarbures insaturés ; ils sont produits par le traitement des produits pétroliers dans les procédés thermiques et thermo catalytiques (Vapocraquage, craquage thermique et craquage catalytique [1]., c'est le cas des composés oxygénés, sulfurés, azotés, métalliques, asphaltiques, etc.

Le pétrole brut contient de l'eau dont la combinaison donne une émulsion qui peut être stable, il contient aussi des sels et des impuretés [6].

I.2.5 Spécification du pétrole

I.2.5.1 La densité (specific gravity)

La connaissance de la densité a une importance commerciale car la cotation des pétroles bruts dépend de cette propriété, souvent exprimée en degré API. Dans une même région géographique, la densité du brut varie d'un gisement à un autre, on observe aussi, dans le même champ, des variations de densité d'un puits à un autre [7].

I.2.5.2 Point d'écoulement

Lorsque le pétrole brut est exposé au froid, on n'observe pas, comme pour un produit pur, un passage net de l'état liquide à l'état solide. Il apparaît d'abord une augmentation plus ou moins importante de la viscosité, si l'abaissement de la température est suffisant, le pétrole brut cesse d'être fluide et s'approche de l'état solide. Le point d'écoulement des pétroles bruts est mesuré pour donner une indication approchée sur la pompabilité. En fait, l'agitation du fluide provoquée par le pompage, peut empêcher ou détruire la formation des cristaux de paraffines, conférant ainsi aux bruts une certaine fluidité au-dessous de la température d'écoulement mesurée [7].

I.2.5.3 Viscosité

La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures est particulièrement importante pour le calcul des pertes de charge dans les pipelines ainsi pour la spécification des pompes et des échangeurs. La viscosité d'un brut paraffinique augmentera rapidement si la température baisse, par contre pour le brut naphténique ou mixte l'accroissement de la viscosité sera plus progressif [7].

I.2.5.4 Tension de vapeur et point d'éclair

La mesure de la tension de vapeur et du point d'éclair du pétrole brut permet d'estimer la teneur en hydrocarbures. On admet généralement que le pétrole brut ayant une tension de vapeur supérieure à 0,2 bars à 37,8°C a un point d'éclair inférieur à 200°C [7].

I.2.5.5 Teneur en soufre

Le pétrole brut contient des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous et parfois même du soufre en suspension. D'une manière générale, la teneur totale en soufre est comprise entre 0,05 % et 5% en poids [7].

I.2.5.6 Teneur en azote

Le pétrole brut renferme des hydrocarbures azotés sous forme basique (quinoléine, isoquinoléine, pyridine) ou neutres. Ces composés peuvent être malodorants ou avec une odeur agréable. Il se décompose sous l'action de la chaleur pour donner des bases organiques ou de l'ammoniac qui réduisent l'acidité des catalyseurs des unités de transformation [7].

I.2.5.7 Teneur en eau, sédiments et sels

Le pétrole brut contient, en très faibles quantités, de l'eau, des sédiments et des sels minéraux dont la majeure partie est dissoute dans l'eau, le reste se trouvant sous forme de cristaux très fins. Ces produits peuvent détériorer les équipements : corrosion, érosion, dépôt et bouchage [7].

I.3 Le raffinage du pétrole**I.3.1 Définition**

Le raffinage du pétrole est l'une des principales activités du groupe SONATRACH. Le raffinage du pétrole débute par la distillation, ou fractionnement, du pétrole brut en vue de le séparer en différents groupes d'hydrocarbures. Les produits obtenus dépendent directement des caractéristiques du brut traité. On transforme ensuite la plupart de ces produits de distillation en produits plus facilement utilisables, en modifiant leurs structures physique et moléculaire par craquage, reformage et par d'autres procédés de conversion, puis on soumet les produits obtenus à divers procédés de traitement et de séparation tels que l'extraction, l'hydrocraquage pour aboutir aux produits finis.

Le nombre et les types de procédés utilisés dans les raffineries modernes dépendent avant tout de la nature de la matière première brute et des exigences relatives aux produits finis. Ils sont aussi fonction de divers facteurs économiques : prix du brut, valeur des produits et accès à l'eau, à l'électricité, aux réseaux de transport, etc. L'ordre chronologique dans lequel les divers procédés ont été introduits est indiqué dans le tableau A.1 (Annexe A) [8].

I.3.2 Les opérations et les procédés de raffinage de base

Les opérations et les procédés de raffinage du pétrole peuvent être classés en quelques grandes catégories : séparation, conversion, traitement, formulation, mélange, opérations de raffinage auxiliaires et opérations de raffinage sans traitement, voir la figure I.5 [8].

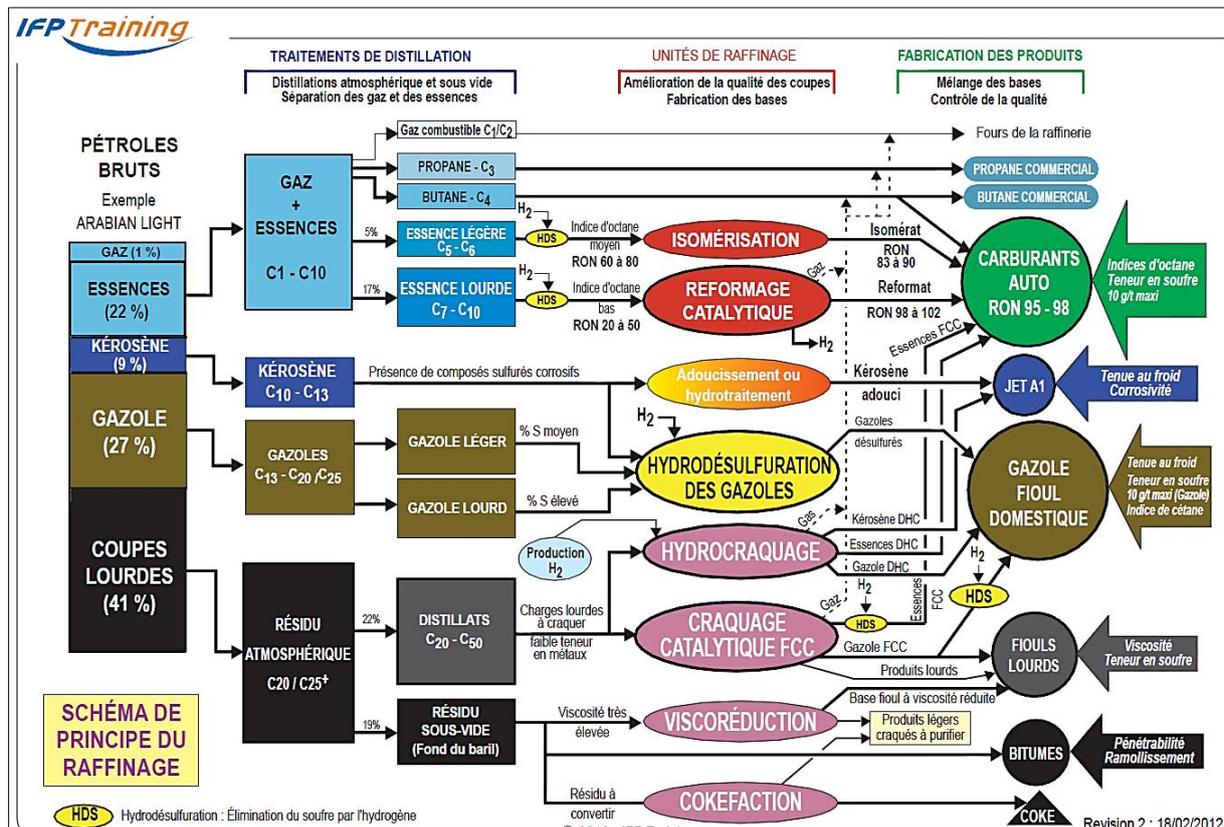


Figure I.5: Schéma des procédés de raffinage [9].

- Séparation** : Le pétrole brut est séparé physiquement par fractionnement, dans des tours de distillation atmosphérique et sous vide, en groupes d'hydrocarbures possédant différents intervalles d'ébullition, appelés « fractions » ou « coupes ».
- Conversion** : Les procédés de conversion utilisés pour modifier la taille ou la structure des molécules d'hydrocarbures comprennent :
 - La décomposition (division) par hydrocraquage, craquage thermique et catalytique.
 - L'unification (combinaison) par alkylation et polymérisation ;
 - L'altération par isomérisation et reformage catalytique ;
 - Le traitement.

- c) **Traitement** : Depuis les débuts du raffinage, différentes méthodes de traitement ont été utilisées pour éliminer les composés non hydrocarbonés, les impuretés et les autres constituants qui peuvent nuire aux caractéristiques de performance des produits finis ou réduire l'efficacité des procédés de conversion. Le traitement comporte à la fois des réactions chimiques et une séparation physique, comme la dissolution, l'absorption ou la précipitation, faisant appel à une variété et à une combinaison de procédés.
- d) **Formulation et mélange** : consiste à mélanger et à combiner des fractions d'hydrocarbures, des additifs et d'autres composés pour obtenir des produits finis possédant des caractéristiques de performance spécifiques.
- e) **Opérations de raffinage auxiliaires** : Parmi les autres opérations de raffinage nécessaires lors du traitement des hydrocarbures, on compte la récupération des fractions légères, l'extraction des eaux acides, le traitement et le refroidissement des déchets solides, des eaux usées et des eaux de procédé, la production d'hydrogène, la récupération du soufre et le traitement des gaz acides et des gaz de queue [8].

I.3.3 Les principaux produits de raffinage du pétrole brut

I.3.3.1 Les combustibles et les carburants

Les principaux produits utilisés comme combustibles et carburants sont les gaz de pétrole liquéfiés, l'essence, le kérosène, les carburateurs, les carburants diesel, le mazout et les résidus de raffinage [8].

❖ **Gaz de pétrole liquéfiés (GPL)** : Ils sont constitués d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques et oléfiniques comme le propane et le butane. Ils servent de combustible et sont stockés et manipulés sous forme de liquides sous pression. Ils ont un point d'ébullition compris entre -74°C et $+38^{\circ}\text{C}$ environ. Ils sont incolores et leurs vapeurs sont plus denses que l'air et extrêmement inflammables [8].

❖ **Essence** : L'essence automobile est un mélange de fractions d'hydrocarbures à point d'ébullition relativement bas comprenant, entre autres, le reformat, l'alkylat, le naphtha aliphatique (naphtha léger obtenu par distillation directe), le naphtha aromatique (naphtha obtenu par craquage thermique et catalytique) et des additifs et est le produit de raffinage le plus important. L'essence de base a un point d'ébullition compris entre la température ambiante et 204°C environ et un point d'éclair inférieur à -40°C . Les caractéristiques les plus importantes

de l'essence sont l'indice d'octane (propriétés antidétonantes), la volatilité (démarrage et bouchon de vapeur) et la pression de vapeur (protection de l'environnement). On utilise des additifs pour améliorer les propriétés de l'essence et protéger le moteur contre l'oxydation et la formation de rouille. L'essence aviation est un produit à indice d'octane élevé formulé spécialement pour assurer une bonne performance à haute altitude.

L'addition à l'essence de tétraéthylplomb ou de tétraméthylplomb permet d'améliorer l'indice d'octane et les propriétés antidétonantes. Compte tenu des effets nocifs du plomb présent dans les gaz d'échappement des véhicules, ces additifs ne sont plus utilisés couramment, sauf dans l'essence d'aviation [8].

❖ **Carburéacteurs et kérosènes** : Les kérosènes sont des mélanges de paraffines et de naphthènes contenant en général moins de 20% d'hydrocarbures. Ils ont un point d'éclair supérieur à 38°C et un point d'ébullition compris entre 160°C et 288°C. Les kérosènes sont utilisés pour l'éclairage et le chauffage, comme solvants et comme constituants des carburants diesel. Les carburéacteurs sont des distillats moyens dont les principales qualités sont le point de congélation, le point d'éclair et le point de fumée. Les carburéacteurs commerciaux et les carburéacteurs militaires ont un point d'ébullition compris entre 191°C et 274°C et entre 55°C et 288°C, respectivement [8].

❖ **Fiouls légers** : Les carburants diesel et les fiouls domestiques sont des mélanges de couleur pâle constitués de paraffines, de naphthènes et d'hydrocarbures aromatiques. Ils peuvent aussi contenir des quantités modérées d'oléfinés. Les fiouls légers ont un point d'éclair supérieur à 60°C et leur point d'ébullition est compris entre 163°C et 371°C environ [8].

❖ **Combustibles résiduels** : Utilisés dans de nombreuses installations commerciales et industrielles, sont des mélanges liquides très visqueux de couleur foncée ; ce sont des hydrocarbures à grosses molécules qui ont un point d'éclair supérieur à 121°C et un point d'ébullition élevé. Leurs caractéristiques les plus importantes sont la viscosité et la faible teneur en soufre (protection de l'environnement) [8].

I.3.3.2 Les matières premières pétrochimiques

De nombreux produits provenant du raffinage du pétrole brut, tels que l'éthylène, le propylène et le butadiène, sont des hydrocarbures oléfiniques obtenus par craquage, servant de matières premières dans l'industrie pétrochimique en vue de la production de plastiques, d'ammoniac, de caoutchouc synthétique, de glycol, etc.

❖ **Les solvants pétroliers** : Divers composés purs, comprenant le benzène, le toluène, le xylène, l'hexane et l'heptane, sont destinés à être utilisés comme solvants ; ces produits ont un point d'ébullition et une composition en hydrocarbures étroitement contrôlés. Leur utilisation comme diluants pour peintures, produits de nettoyage à sec, dégraissants, solvants industriels, solvants pour pesticides, etc. est généralement déterminée par leur point d'éclair, qui peut aller d'une valeur nettement inférieure à -18°C à plus de 60°C [8].

❖ **Les huiles de procédé** : Les huiles de procédé comprennent les distillats à haut point d'ébullition obtenus par distillation directe à la pression atmosphérique ou sous vide, ainsi que les distillats produits par craquage catalytique ou craquage thermique. Ces mélanges complexes, sont utilisés comme matières premières pour le craquage et la fabrication de lubrifiants. Les huiles de procédé ont une viscosité assez élevée, un point d'ébullition se situant entre 260°C et 538°C et un point d'éclair supérieur à 121°C [8].

❖ **Les lubrifiants et les graisses** : Les huiles lubrifiantes de base sont obtenues par des procédés spéciaux de raffinage afin de répondre aux exigences particulières des consommateurs. Ce sont des mélanges d'huiles paraffiniques, naphthéniques et aromatiques légèrement ou moyennement colorés, faiblement volatils, ayant une viscosité de moyenne à élevée et des points d'ébullition compris entre 371°C et 538°C . Des additifs tels que les désémulsifiants, antioxydants et améliorants de l'indice de viscosité sont ajoutés à ces huiles de base pour leur conférer les caractéristiques d'huiles moteurs, d'huiles turbines, d'huiles hydrauliques, de graisses industrielles, de lubrifiants, d'huiles pour engrenages et d'huiles de coupe. Les graisses sont des mélanges d'huiles lubrifiantes et de savons métalliques auxquels on ajoute, à des fins spéciales, des matières telles que l'amiante, le graphite, le molybdène, des silicones ou du talc en vue d'améliorer leurs propriétés isolantes ou leur pouvoir lubrifiant [8].

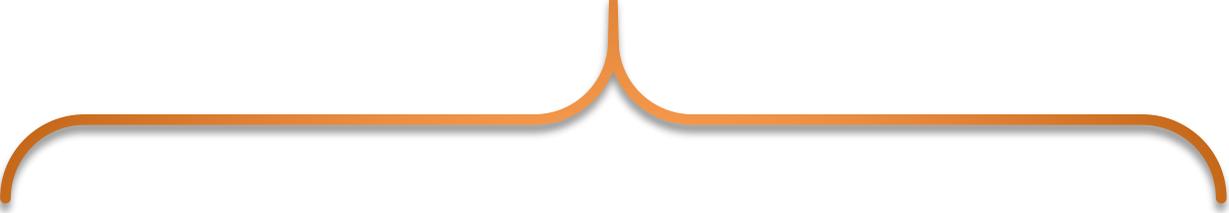
I.3.3.3 Les produits spéciaux

❖ **La paraffine** : est utilisée pour protéger les produits alimentaires, comme ingrédient d'autres produits, par exemple les cosmétiques et le cirage, et dans la fabrication des bougies.

❖ **Le soufre** : est obtenu lors du raffinage. Il est conservé soit à l'état fondu dans des réservoirs chauffés, soit à l'état solide dans des récipients ou à l'extérieur.

❖ **Le coke** : qui est du carbone presque pur, est utilisé à diverses fins allant de la fabrication d'électrodes à celle de briquettes, selon ses caractéristiques physiques qui dépendent du procédé de cokéfaction.

❖ **Le bitume** : qui est utilisé comme revêtement des chaussées et dans les matériaux de couverture, doit résister à la plupart des produits chimiques [8].



Chapitre II

Présentation du complexe

$\mathcal{RA}_1/\mathcal{K}$



II.1 Introduction

Le raffinage du pétrole est l'une des principales activités de la société nationale SONATRACH ayant pour mission essentielle l'exploitation et la gestion de l'outil de production du Raffinage et de la Pétrochimie, pour répondre principalement à la demande du marché national en produits pétroliers [10].

Dans cette partie, Nous donnerons d'une part une présentation du groupe raffinerie en Algérie et d'autre part une description sur la raffinerie de Skikda RA1/K où on a effectué notre stage.

II.2 Le raffinage en Algérie

En Algérie l'industrie de raffinage a eu naissance avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi-Messaoud.

La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins excessifs des sociétés opérantes dans le cadre de la recherche et l'exploitation de brut. Aussitôt l'indépendance acquise, l'Algérie s'est attachée à l'idée d'accéder au développement économique en avantageant la mise en place d'une industrie pétrolière par la transformation systématique de ses hydrocarbures.

C'est ainsi qu'ont été réalisées diverses unités industrielles et des expansions de celles déjà en place en vue d'accroître les capacités de première transformation (Tableau II.1) [11].

Tableau II.1: Capacité de traitement du pétrole brut et du condensât des raffineries [11].

Les raffineries	Capacité actuelle en Millions de T/an
Traitement pétrole brut	24,62
Raffinerie de Skikda (RA1.K)	16,5
Raffinerie d'Arzew (RA1.Z)	3,75
Raffinerie d'Alger (RA1.G)	2,7
Raffinerie de Hassi-Messaoud (RHM)	1,07
Raffinerie d'Adrar (RAD)	0,6
Total	24,62
Topping condensât (RA2.K)	5

Les principaux objectifs étaient :

- Améliorer la valeur de la société sur le marché national.
- Continuer à assurer la couverture des besoins en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif, dont un programme de suppression du plomb des essences (Figure II.1).
- Intégration d'une unité d'isomérisation à partir de l'an 2009 pour la production d'Euro-super 95 (teneur en aromatiques) et d'une unité d'hydrodésulfuration (HDS) pour le gazole (gas-oil) [10].

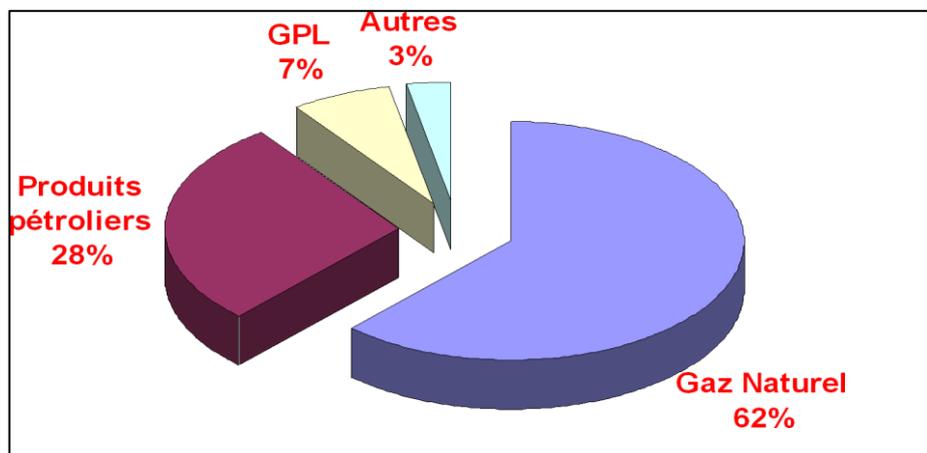


Figure II.1 : Consommation énergétique en Algérie.

II.3 Description de la société SONATRACH

Sonatrach (acronyme de Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures), est une entreprise pétrolière et gazière Algérienne, créée le 31 décembre 1963 et est classée la première entreprise d'Afrique. Elle a pour mission de valoriser les importantes réserves en hydrocarbures de l'Algérie.

Dans l'Amont, SONATRACH opère, en effort propre ou en partenariat avec des compagnies pétrolières étrangères, des gisements parmi les plus importants du monde dans différentes régions du Sahara Algérien : Hassi-Messaoud, Hassi-R'Mel, Hassi-Berkine, Ourhoud, TinFouyé Tabankort, Rhourde Nouss, Ain-Salah et Ain-Amenas.

La Compagnie a aménagé trois ports pétroliers de chargement d'hydrocarbures : Alger, Arzew, Bejaia et Skikda afin de permettre le chargement et le déchargement de gros tankers d'une capacité de 80 000 à 320 000 millions de tonnes et de méthaniers.

Dans l'Aval, SONATRACH compte :

- Six (06) raffineries en activité sur le territoire.

- Deux (02) complexes pétrochimiques.
- Quatre (04) complexes Liquéfaction GNL.
- Deux (02) complexes Séparation GPL.

Parmi les filiales du groupe, figurent l'Entreprise Nationale de Géophysique « ENAGEO », l'Entreprise Nationale de Forage « ENAFOR », l'Entreprise Nationale de Grands Travaux Pétroliers « ENGTP », et la société nationale de commercialisation et de distribution des produits pétroliers « NAFTAL » [10].

II.4 NAFTEC Algérie

C'est une filiale de Sonatrach spécialisée dans le raffinage et la distribution des produits pétroliers sur le marché Algérien.

Au début, le raffinage était une activité intégrée dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et crée une nouvelle Entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers nommée (ERDP-NAFTAL).

En avril 1998, La société devient une filiale de la société de raffinage et de chimie de Sonatrach au capital social de 12 milliards DA sous le nom de Société nationale de raffinage de pétrole NAFTEC Spa [12].

II.4.1 Produits de NAFTEC Algérie (Figure II.2)

- Essences normal, super, de l'essence sans plomb mise à la disposition du marché national et exportée (91% à partir de la raffinerie de Skikda).
- Gasoil (50 % de la production exportée à partir de la raffinerie de Skikda).
- Butane et propane
- Naphta
- Aromatiques : benzène, toluène, xylènes
- Kérosène
- Fuels
- Bitumes routiers et oxydés
- Lubrifiants [12].

La répartition de la capacité totale de transformation de l'entreprise est donnée dans le tableau II.2.

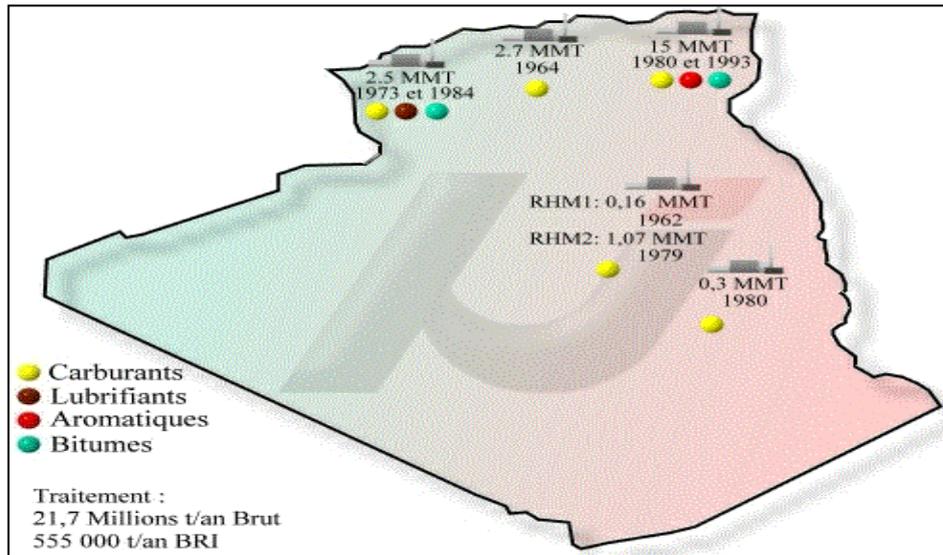


Figure II.2 : Capacité des produits de NAFTEC en Algérie [12].

Tableau II.2 : Répartition de la capacité totale de transformation de l'entreprise [11].

Raffineries	Nature de charge	Capacité de traitement (T/an)
RA1/K RA2/K	- Pétrole brut - Brut réduit importé - GPL/ condensât	15 000 000 271 100 1 000 000 / 3 000 000
RAG(Alger)	- Pétrole brut	2 700 000
RAZ (Arzew)	- Pétrole brut/BRI	2 500 000/ 320 000
RAHM (Hassi-Messaoud)	- Pétrole brut	1 400 000

II.5 La production du gaz naturel liquéfié (GNL) en Algérie

Industriellement, le GNL est produit en grande quantité dans des usines cryogéniques. Il est principalement utilisé comme moyen de transporter le gaz naturel de pays producteurs vers des pays consommateurs par voie maritime. Il est aussi utilisé comme carburant pour navires ou pour véhicules terrestres, et comme solution d'acheminement du gaz naturel vers des sites non reliés au réseau [11].

Sonatrach possède deux complexes pour la séparation de GNL d'une capacité totale de 56 Millions m³ /an, dont deux nouveaux complexes mis en production respectivement en 2013 et 2014 à Skikda et Arzew, dotés d'une capacité respectivement de 10,59 Millions m³/an et 9,98 Millions m³/an [11].

II.6 Les raffineries en Algérie

II.6.1 Raffinerie d'Alger

La raffinerie d'Alger est le premier et important complexe construit en Algérie, elle répond aux impératifs suivants :

- Traiter le pétrole de Hassi-Messaoud.
- Satisfaire la consommation croissante en carburant du marché national.
- Localisation : au centre du pays [13].
- Production : GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil et le fuel oil, les carburants produits (62 % de la production) sont destinés à la région Centre, le reste (Naphta et fuel BTS) est exporté [14].

II.6.2 Raffinerie de Skikda

La raffinerie traite le pétrole brut provenant de Hassi-Messaoud, et le brut réduit importé pour satisfaire la demande du marché intérieur et du marché extérieur.

- Localisation : Nord Est de l'Algérie.
- Production : GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil, fuels, aromatiques et bitumes. Plus de 50% de sa production est exportée [14].

II.6.3 Raffinerie d'Arzew

La raffinerie d'Arzew répond aux impératifs suivants :

- Traiter le pétrole brut de Hassi-Messaoud et le brut réduit importé, bitumes, fuels et paraffine.
- Exporter les excédents principalement les fuels naphta et kérosène.
- Localisation : Nord-Ouest de l'Algérie.
- Production : GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil, fuel oil, lubrifiants et bitumes.
- Les fuels (BTS et HTS) et le naphta pétrochimique sont exportés à partir du port d'Arzew [14].

II.6.4 Raffinerie de Hassi-Messaoud N°1

Cette unité a démarré en 1962 et a une capacité de 200.000 T/an, Elle traite le brut stabilisé de Hassi-Messaoud pour produire du butane, du kérosène et du gasoil pour les besoins locaux [14].

II.6.5 Raffinerie de Hassi-Messaoud N°2

Cette raffinerie a démarré en 1980 et elle a été conçue pour traiter 1.070.000 T/an de brut

de Hassi-Messaoud, La raffinerie est alimentée à partir du centre de production de SONATRACH, elle produit des essences, du kérosène et du gas-oil pour le besoin de la consommation du sud du pays [14].

II.6.6 Raffinerie d'In Amenas

Cette unité a démarré en 1980 pour les besoins de la consommation du Sud Est du pays, comprenant essentiellement une unité de distillation atmosphérique de capacité de traitement de 300.000 T/an. Cette raffinerie est à l'arrêt depuis 1987 suite à des affaissements du sol [14].

II.6.7 Raffinerie d'Adrar

Cette raffinerie est opérationnelle depuis le mois de mai 2007 et dispose d'une capacité de production de 600000 T/an. Exploitée par la société "China National Petroleum Corporation", une entreprise publique appartenant à l'État chinois [14].

II.7 Présentation du complexe de Skikda (RA1/K)

La raffinerie de Skikda est l'une des principales raffineries de l'Afrique, elle est la 2ème zone dans l'Algérie après la zone d'Arzew, elle a d'importantes relations nationales et internationales. Cette raffinerie, baptisée RA1/K, a pour mission de raffiner le pétrole brut provenant d'Hassi-Messaoud à travers un pipeline de 760 km et de 34 pouces de diamètre. Elle a démarré avec une capacité de traitement de 15000000 T/an, cette valeur a atteint 16500000 T/an en 2016, et le brut réduit importé (BRI) a atteint la valeur de 271 100 T/an [15].

Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont :

- Continuer à assurer la couverture des besoins du marché national en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif.
- Continuer à offrir des produits raffinés destinés à l'exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux [16].

II.7.1 Localisation géographique

Le complexe est implanté depuis 1980 dans la zone industrielle 08 Km à l'est de la ville de Skikda et à 02 Km de la mer. Il est aménagé sur une superficie de 200 hectares (Figure II.3).

Ce complexe est alimenté en brut Algérien par l'unité de transport ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi-Messaoud). Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'au complexe de 760 Km [15].

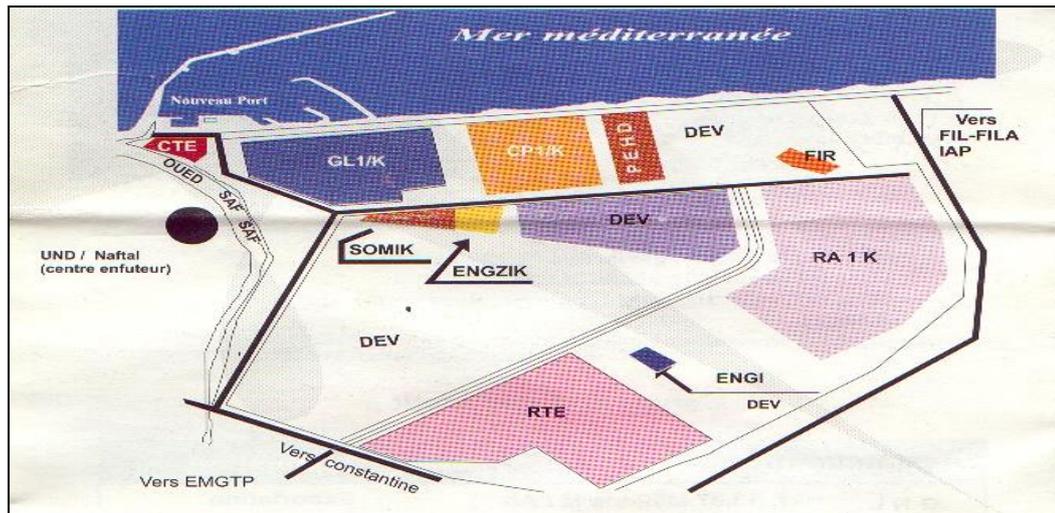


Figure II.3: Situation géographique de la RA1/k dans la Zone industrielle Skikda [15].

II.7.2 Construction

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, il a été mis en vigueur du contrat une année après (le 11 mars 1975) assisté par trois principales sociétés nationales : SONATRO, SONATIBA et SNMETAL.

Le démarrage progressif des unités de production est comme suit :

- 1ère unité de distillation atmosphérique (U10) —————> en mars 1980.
- 1ère unité de traitement et séparation des gaz (U30) —————> en mars 1980.
- 2ème unité de distillation atmosphérique (U11) —————> en juin 1980.
- 2ème unité de traitement et séparation des gaz (U31) —————> en juin 1980.
- Unité de production des bitumes (distillation sous vide U70) —> en juillet 1980.
- Unité de prétraitement et de reforming catalytique (U100) —————> en septembre 1980.
- Unité d'extraction des aromatiques (U200) —————> en octobre 1980.
- Unité de séparation du para xylène (U400).
- Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600) [15].

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de prétraitement et de reforming catalytique (platforming U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL U104), ces deux unités ont démarré en octobre 1993 [15].

II.7.3 Présentations des unités de productions

La raffinerie de Skikda est divisée en différentes unités de production, et comprend 22 unités). La figure II.4 montre les différentes unités de RA1/K.

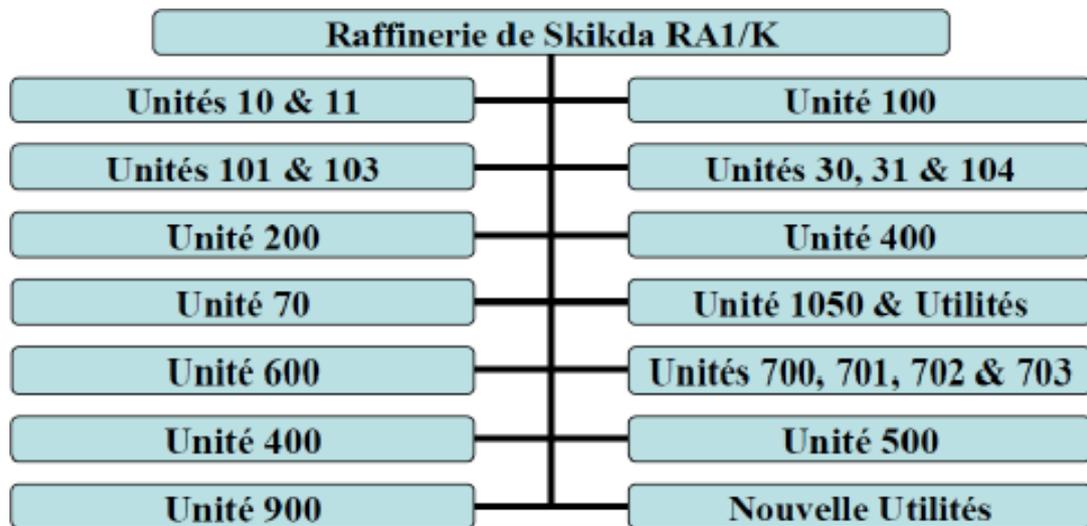


Figure II.4: Les différentes unités du complexe RA1/K [16].

II.7.3.1 Les unités 10-11 Topping

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 A1) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi-Messaoud avec une capacité annuelle de $15 \cdot 10^6$ T/an pour produire les produits suivants [14] :

- G.P.L —————> unité 30.
- Iso pentane —————> mélange des essences.
- Naphta A —————> stockage.
- Naphta B (65°C à 150 °C) —————> Reforming catalytique.
- Naphta C (150 °C à 180 °C) —————> huiles combustibles.
- Kérosène (180 °C à 225 °C) —————> jet fuel, mélange des gasoils.
- Gasoil léger (225 °C à 320 °C) —————> mélange des gasoils.
- Gasoil lourd (320 °C à 360 °C) —————> mélange des gasoils.
- Résidu (>360 °C) —————> huiles combustibles [17].

II.7.3.2 les unités de reformage catalytique (l'unité de magnaforming 100 et l'unité de platforming 103)

La Magnaforming et le platforming ont pour but de transformer la Naphta moyenne et la naphta lourde obtenues du topping (10/11) utilisé comme charge pour les unités de production d'aromatiques. Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permettant ainsi d'utiliser le reformat riche en composants aromatiques obtenu pour la fabrication des essences [18].

II.7.3.3 Les 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 [15].

II.7.3.4 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 [15].

II.7.3.5 Unité 400 : Séparation du para-xylène

Cette unité est conçue à récupérer le para-xylène produit très recherché sur marché, elle permet par cristallisation de séparer le para-xylène des autres xylènes (metha-ortho) et ethyl-benzène. Le para-xylène est commercialisé comme telle, 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.. [15].

II.7.3.6 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) [18].

II.7.3.7 Unité 900 (Unité de purification de l'hydrogène)

Elle a pour but l'augmentation de la pureté de l'hydrogène issu de l'unité 100 et de l'unité de reforming catalytique (unité 103), afin de l'envoyer vers les autres unités consommatrices d'hydrogène (unité 500...) [18].

II.7.3.8 Unités 700/701/702/703 (Unité d'isomérisation du naphta léger A)

La fraction de naphta légère (principalement C₅/C₆) est en général riche en isomères à chaîne normale résultant avec indice d'octane bas (en général < 68). Le procédé d'isomérisation convertit une proportion d'équilibre de ces isomères normaux à bas indice d'octane en leurs

isomères à chaînes ramifiées possédant un indice d'octane plus élevé [17].

II.7.3.9 Unité 70 : Production de bitume

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271100 T/an de brut réduit importé BRI qui peut être :

- Charge A : résidu TIA Juana médium 372°C plus.
- Charge B : résidu TIA Juana lourd 450°C plus.
- Charge C : résidu du brut du Koweït [15].

II.7.3.10 Unité U600 de stockage, mélanges, expéditions (Blending)

Cette unité s'occupe :

- Des bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- D'expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple : dépôt d'ElKheroub.
- De Mélange des gasoils.
- De contrôle de chargement de produits au niveau du port de Skikda [18].

La raffinerie de Skikda possède une capacité de stockage de 3221000 m³ environ. Elle est conçue pour permettre la production de carburant, aromatique, bitumes et gaz selon :

- Propane Butane : utilisation domestique.
- Essence normale Essence Super : utilisation automobile.
- NAPHTA "A"- "B"- "C" : industrie pétrochimique.
- Kérosène-Jet A1 : Transport aérien.
- Gasoil MI Gasoil BP Gasoil NP : véhicules lourds, utilisation domestique.
- Aromatiques Benzène : utilisation peinture, plastique, pharmaceutique.
- Bitume routier Bitume oxydé : pour le pavage, revêtement d'étanchéité.
- Bunker Fuel oil-Fuel oil lourd : pour le transport maritime plus chaudière [15].

II.7.3.11 Unité 1050 La centrale thermoélectrique (CTE)

C'est le système cerveau de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour la marche de toutes les unités. Elle comprend : l'unité 1020 (tour de refroidissement), l'unité d'azote, l'unité 1060 (circuit vapeur (HP, MP, BP)) et l'unité 1080 (air comprimé) [15].

II.7.3.12 Laboratoire central

Chargé du contrôle des spécifications des produits finis. Il a pour mission de réaliser les analyses de routine, contrôler la marche des unités et contrôler les spécifications de tous les

produits commercialisables [15].

II.8 Présentation du service : (Reforming catalytique02)

L'unité de reforming catalytique est la deuxième unité de réformation dans la raffinerie de Skikda avec une capacité de 200 m³/h et traite une coupe de naphta de point initial égale à 68°C et de point final égale à 157°C, issue du traitement du brut de Hassi-Messaoud. Construite récemment pour la production d'un réformât avec un indice d'octane élevé (NO= 96) utilisé comme base d'essence ultérieurement, et comme sous-produits (GPL, gaz combustible et le pentane). Cette unité est conçue sous licence d'UOP (USA) et construite par une entreprise japonaise (JGC) [16].

II.8.1 Description générale d'unité (REF 02)

L'unité est subdivisée en deux sections appelées ; unité de prétraitement NHT (101) et l'unité de Platforming (103), et travaille avec une charge 100% naphta B [16].

Le Reforming 2 se décompose Comme indiqué dans Annexe B (Figure B.1, Figure B.2) en deux unités.

II.8.1.1 Prétraitement de naphta (unité 101)

L'unité est conçue pour produire la charge prétraitée de naphta pouvant être transformée ultérieurement dans l'unité de Platforming, ayant une capacité d'approvisionnement du Platformer de 30000 BPSD.

L'unité 101 se compose principalement d'un réchauffeur de charge, d'un réacteur, de compresseurs de recyclage, de compresseurs de gaz d'appoint, d'une colonne de stripper, d'échangeurs de chaleur, de pompes, etc. Le catalyseur utilisé dans le réacteur est le S-120 fourni par UOP qui peut être régénéré à la vapeur et à l'air.

L'unité est conçue pour le traitement de mélanges de naphta "B" (70% vol) et de naphta "C" (30% vol) produits par l'unité de distillation de pétrole brut existante (Unité10) et passant par les réservoirs de stockage S-201 et S-202 qui sont en construction pour la nouvelle unité. Les propriétés physiques du naphta "B" et "C" sont mentionnées dans le tableau B.1 (Annexe B) [16].

II.8.1.2 Unité Platforming (unité 103)

L'unité est conçue pour produire du reformat stabilisé ayant un RON (Indice d'Octane "Recherche") de 100 sous le mode semi régénéré.

Le catalyseur utilisé pour le mode semi régénératif est le R-98 fourni par UOP. Le

catalyseur peut être régénéré sur le site dans une atmosphère d'azote et d'air.

L'unité se compose de (4) réacteurs servant à l'inachèvement des réactions.

Les réacteurs sont divisés et superposés deux par deux, soit, le N° 1 et le N° 2 forment un groupe et les N° 3 et N° 4 forment un autre. Les deux paires se situent côte à côte sur un même support haut en forme de table ("table top" support).

L'unité comprend un débutaniseur comme stabilisateur, produisant du reformat, du LPG (comme liquide de tête) et de l'off gaz.

Le reformat est conduit aux bacs S-71 et S-72 (existants) pour le stockage soit vers l'unité 100P fractionné pour produire la charge de l'unité 200. Le GPL récupéré est envoyé dans la nouvelle unité de récupération de gaz pour en séparer les produits commerciaux de propane et de butane.

Les deux cas de charge suivants sont pris en compte dans la conception de l'unité :

- Cas 1 : Charge de naphta "B", mode semi régénératif.
- Cas 2 : Charge de mélange de naphta "B" et "C", mode semi régénératif [16].

II.8.2 Description du procédé

II.8.2.1 Procédé de l'unité prétraitement U101

Le naphta dans le S-201 (ou S-202) est amené à l'unité par la pompe (MP-01 A ou B) et est combiné avec le gaz de recyclage comprimé par le compresseur de gaz de recyclage (K-01 A ou B) puis préchauffé par les échangeurs de chaleur combinés (E-01 A à H) du type faisceau et calendre, par échange de chaleur avec l'effluent du réacteur (côté tube).

La charge préchauffée (naphta+ gaz de recyclage riche en hydrogène) est séparée en quatre passes et elle est réchauffée jusqu'à la température de réaction par le réchauffeur (F-01). Puis entre dans le réacteur (R-01) où différentes réactions chimiques sont provoquées au passage par le lit du catalyseur.

Les effluents du réacteur sont refroidis dans les échangeurs de chaleur combinée, avant d'être condensés dans l'aéroréfrigérant (EA-01).

L'appoint d'hydrogène, consommé par les réactions chimiques est effectué par le compresseur d'appoint (K-02 A ou B) et il est amené dans le circuit du compresseur à l'entrée de l'aéroréfrigérant (EA-01), l'hydrogène est fourni par le gaz riche en hydrogène, qui est un produit secondaire de l'unité de platforming.

Une pompe d'injection de l'eau de rinçage (MP-03) est installée pour dissoudre le dépôt de chlorure d'ammonium dans l'aéroréfrigérant (EA-01).

Les effluents du réacteur, après avoir été refroidis et condensés, sont séparés dans le séparateur (V-02) en deux phases, une gazeuse riche en hydrogène qui sera recyclée à nouveau dans le circuit du réacteur par le compresseur de recyclage (K-01 A ou B) et une autre phase liquide qui est envoyée à la colonne du stripper (C-01), en passant par les échangeurs (E-02 A/B) au fond du stripper, où le pentane et plus légers sont séparés comme produits de tête puis envoyés aux unités 10 et 11 par la pompe de reflux stripper (MP-05 A/B) et la charge de l'unité 103 est séparée comme produit de fond du stripper.

Les produits de fond du stripper, échangent leur chaleur avec la charge du stripper dans les échangeurs (E-02 A/B) et sont amenés directement à l'unité platforming [19].

Les données du design de l'unité prétraitement sont regroupées dans les tableaux B.2, B.3 et B.4 (Annexe B) [19].

II.8.2.2 Procédé de l'unité platforming U103

La charge de l'unité platforming venant du fond de la colonne du stripper de l'unité de prétraitement est divisée en deux courants parallèles qui entrent dans les échangeurs (E-31 A/B) après avoir été mélangé avec le gaz de recyclage venant du compresseur (K-31).

L'injection de condensât et de chlorure à l'entrée et à la sortie des échangeurs de charge permet de contrôler la balance de réaction dans les réacteurs (R-31/32/33/34).

La charge préchauffée dans les échangeurs combinée est chauffée plus tard dans le réchauffeur (F-31), puis entre dans le réacteur (R-31) où la température diminue par suite de l'endothermicité des réactions.

A la sortie du réacteur (R-31) les effluents traversent le four (F-32) et sortent pour traverser ensuite le four intermédiaire (F-33) pour obtenir la température nécessaire au déroulement des réactions du troisième réacteur (R-33). Les réchauffeurs (F-33 et 34) sont installés entre les réacteurs successifs (R-33/34) pour activer la chaleur de la réaction endothermique et atteindre la température de la réaction.

Les effluents provenant du réacteur (R-34) se divisent en deux courants et traversent les échangeurs de chaleur (E-31 A/B) puis se refroidissent dans les aéroréfrigérants (EA-31 A/B) et ensuite dans les refroidisseurs (E-33 A/B), puis se rassemblent avant de se diriger vers le ballon séparateur (V-31) où on récupère le gaz riche en hydrogène et le liquide condensé d'hydrocarbures.

Les échangeurs de chaleur de purge (E-32 A/B) du type en épingle à cheveux sont installés pour purger les hydrocarbures stagnants dans le fond des réacteurs (R-34 et R-32) par utilisation

du gaz de recyclage dévié, après réchauffage de l'effluent du réacteur par passage dans ces échangeurs.

Le liquide non stabilisé sortant du fond du ballon (V-31) traverse les échangeurs de chaleur (E-36 A/B/C) et entre dans le débutaniseur (C-31) au travers du 25^{ème} plateau et le gaz riche en hydrogène de tête, qui est composé essentiellement d'hydrogène sous-produit ainsi que d'hydrocarbure léger est dirigé vers :

- Section du réacteur de platforming comme gaz de recyclage par l'intermédiaire du compresseur de recyclage (K-31).
- Section de réfrigération pour la récupération d'hydrocarbure liquide et finalement sera refoulé vers le système de fuel gaz pour la consommation interne.
- Section de prétraitement comme gaz d'hydrogène d'appoint.

Le gaz riche en hydrogène, dirigé vers la section de réfrigération est d'abord refroidi dans l'échangeur (E-34) et ensuite refroidi à moins -18°C par passage dans le refroidisseur (E-35). Le propane commercial produit dans la raffinerie est utilisé en tant que réfrigérant.

La séparation du gaz et du liquide est effectuée dans le ballon séparateur (V-31). Le liquide séparé est pompé par la pompe (MP-36 A ou B) et changé dans débutaniseur (C-31). Le gaz riche en hydrogène est dirigé vers le collecteur de fuel gaz par le réservoir de traitement de chlorure (V-39), afin d'extraire le chlorure du gaz.

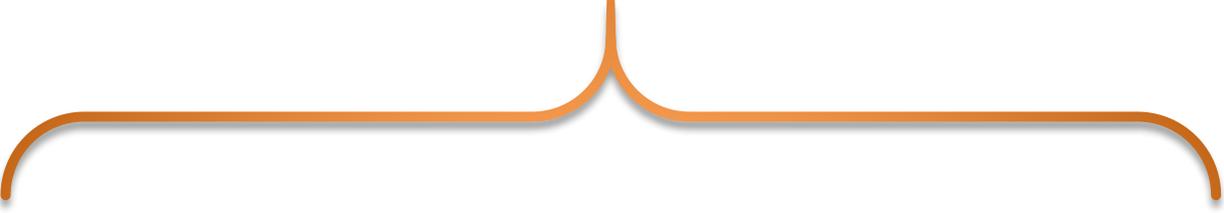
La colonne du débutaniseur (C-31) fonctionne en tant que stabilisateur pour séparer le butane et les produits plus légers en tant que produits de tête et le produit de réformation en tant que produits de fonds. Le liquide de tête pur est chargé dans l'unité de récupération de gaz (unité 104) pour la production de propane et de butane de qualité commerciale.

Un échangeur de chaleur est effectué entre le produit de fonds du débutaniseur (Platformat) et sa charge, dans les échangeurs de charge/fond du débutaniseur (E-36 A/B/C) et puis le produit est refroidi dans l'aéroréfrigérant (EA-32) et dans le refroidisseur (E-37).

Le Platformat refroidi peut-être ainsi diriger dans les deux directions suivantes :

- Vers les bacs de stockage S-71 et S-72.
- Vers l'unité 100, lorsque l'unité 103 est alimentée par une charge de (30% NC + 70% NB) [19].

Les données du design de l'unité platforming sont regroupées dans les tableaux B.4, B.5 et B.6 (Annexe B) [19].



Chapitre III

*Le procédé de reformage
catalytique*



III.1 Généralités sur les aromatiques

III.1.1 Définition

Les aromatiques sont des hydrocarbures non saturés contenant un ou plusieurs noyaux aromatiques (benzène, naphthalène, phénanthrène). Leur formule générale est C_nH_{2n-6} .

Le pourcentage d'aromatiques dans le pétrole est plus faible que celui des paraffines ou des naphthènes. Le benzène, le toluène, les xylènes, triméthylbenzène sont les composants les plus usuels. Les aromatiques sont les espèces essentielles de l'essence à cause de leurs propriétés antidétonantes et certains d'entre eux sont des matières premières dans l'industrie pétrochimique [20].

III.1.2 Propriétés physico-chimiques

Les benzéniques ont tous une odeur, d'où le nom d'aromatiques, ils sont aussi toxiques. A 20 °C et à la pression atmosphérique, les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphthène est solide. Le benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants, mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité. Les propriétés physiques des BTX et de l'éthylebenzène sont représentées dans le tableau III.1 [21].

Tableau III.1 : Propriétés physico-chimiques des aromatiques [21].

Produits	d_4^{20}	Température d'ébullition à 0,1 MPa en °C	Température de congélation en °C	L'indice de réfraction
Benzène	0,8790	80,1	5,52	1,5011
Toluène	0,8669	110,6	-95	1,4969
O-xylène	0,8802	134,2	-25,2	1,5054
M-xylène	0,8642	138,4	-47,9	1,4972
P-xylène	0,8610	139,1	-13,3	1,4958
Ethyle-benzène	0,8670	144,4	-95	1,4959

III.2 L'indice d'octane

Indice d'octane ou nombre d'octane NO mesure le pouvoir antidétonant d'une essence. Certains composés chimiques et gaz de pétrole, hydrocarbures aromatiques, alcools se caractérisent par des indices d'octane supérieurs à 100 [22].

Le tableau C.1 (Annexe C) montre les indices d'octane de plusieurs espèces hydrocarbonées. En comparant les différentes séries d'hydrocarbures, les aromatiques sont les hydrocarbures qui ont un indice d'octane le plus élevé, d'où l'énorme importance du procédé de reformage catalytique qui transforme les paraffines et les naphènes en aromatiques [20].

III.3 Procédé de reformage catalytique

III.3.1 Introduction

Le reformage catalytique est largement utilisé pour convertir les hydrocarbures du naphta ayant un faible indice d'octane vers des hydrocarbures à indice d'octane plus élevé. Le naphta est une fraction de pétrole qui constitue généralement de 15 à 30 % du pétrole brut en poids et bouille entre 30°C et 200°C.

De plus, le reformat produit dans le procédé de reformage de naphta catalytique comprend des aromatiques (BTX) qui sont des produits pétrochimiques très importants. L'hydrogène est un sous-produit précieux du procédé de reformage catalytique du naphta qui, dans la plupart des raffineries, est utilisé pour l'hydrocraquage, l'hydrotraitement et d'autres procédés consommateurs d'hydrogène [20].

III.3.2 Principe du procédé de reformage catalytique

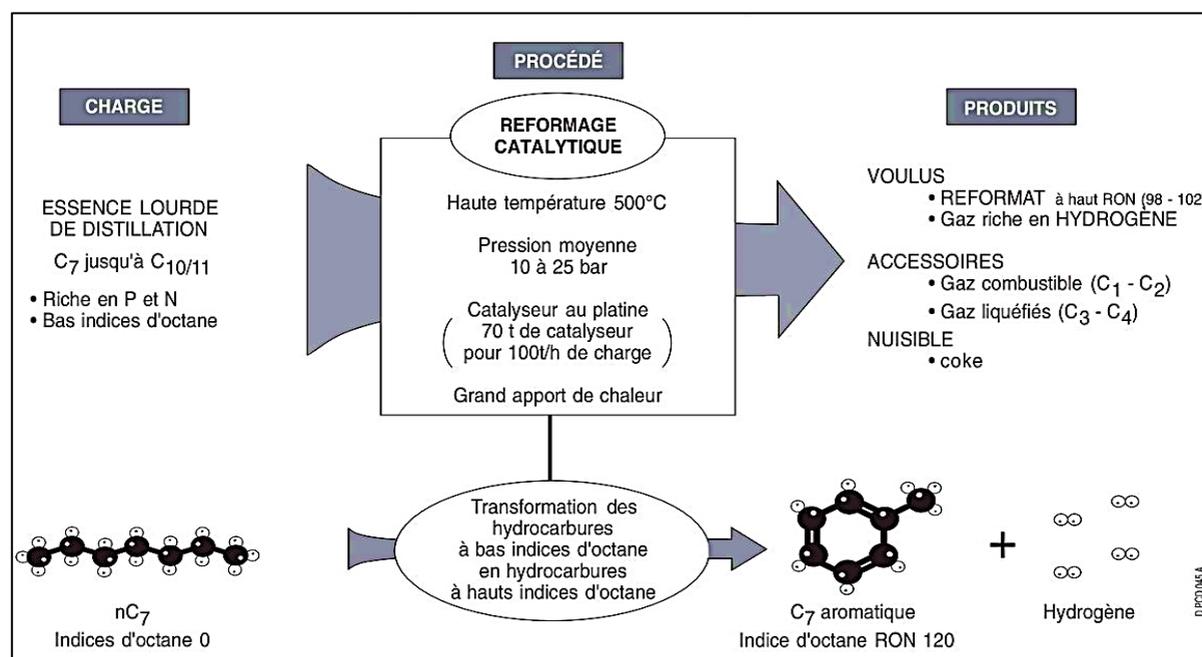


Figure III.1 : Principe de reformage catalytique [9].

Le procédé de reformage catalytique (Figure III.1) consiste, en première approximation, à produire des aromatiques ayant de 6 à 10 atomes de carbone, avec un maximum n'en ayant que

7, 8 ou 9. Pour cela, on part de charges contenant des paraffines ou des naphthènes ayant un nombre équivalent d'atomes de carbone. Le tableau III.2 donne la composition de deux charges typiques extrêmes : l'une, 63 % masse de paraffines, et l'autre, 63 % masse de naphthènes. Les propriétés globales de ces deux charges sont données dans la partie (b) du tableau III.2, le NOR est faible 50 pour la charge paraffinique, 66 pour la charge naphthénique, le poids moléculaire est de l'ordre de 115 donc centrés sur les C₈ [23].

Tableau III.2 : Caractéristiques des deux charges typiques. Analyse par famille et par nombre d'atomes de carbone, exprimée en % massique [23].

	Charge (a)			Charge (b)		
	P Paraffines	N Naphthènes	A Aromatiques	P Paraffines	N Naphthènes	A Aromatiques
C ₅	-	-	-	0,16	0,27	-
C ₆	5,49	2,30	0,41	3,31	5,78	0,20
C ₇	16,83	5,80	3,18	6,13	14,24	1,20
C ₈	21,38	8,27	6,80	9,79	14,47	3,54
C ₉	17,26	5,95	3,08	3,89	17,14	4,29
C ₁₀	2,59	0,63	-	3,59	11,17	0,88
Total	63,55	22,95	13,47	26,81	63,07	10,10

III.3.3 Spécifications techniques des charges et Produits

III.3.3.1 Charges du reformage catalytique

Les charges habituellement traitées par reformage sont des coupes d'essences lourdes issues de la distillation du pétrole brut. Ces coupes sont des mélanges d'hydrocarbures ayant de 6 à 10 atomes de carbones, constituées principalement, de paraffines (P), des naphthènes (N) et d'aromatiques (A). D'autres composants tels que le soufre, l'azote, l'oxygène, l'eau, le sel et un certain nombre de constituants contenant du métal tels que le vanadium, le nickel et le sodium existent également [24].

III.3.3.2 Produits obtenus

Comme indiqué dans le tableau III.3, les principaux points qui ressortent sont les suivants :

- ❖ Le reformat très riche en aromatiques : une teneur typique est de 70% en masse. Leur distribution est centrée sur les C₈ et reflète celle des hydrocarbures de la charge.
- ❖ Les naphthènes ont presque tous été transformés en aromatiques.

- ❖ Une partie seulement des paraffines a été convertie et la distribution des paraffines résiduelles a fortement changé : centrée sur les C₈ dans la charge, elle est maintenant centrée sur les C₇ et fait apparaître la présence de paraffines légères (C₅ notamment) qui n'existaient pas initialement [24].

Tableau III.3: Les produits du reformat [24].

Reformat gaz	Reformat liquide
H ₂	Non aromatiques
Fuel Gaz (C ₁ +C ₂)	Benzène
GPL (C ₃ +C ₄), Pentane (C ₅)	Toluène
Non aromatiques (C ₆ +C ₇)	Ortho xylène
	C ₉ aromatiques
	C ₁₁ aromatiques

III.3.4 Chimie du process

III.3.4.1 Réactions du prétraitement de naphta (unité 101)

L'objectif principal de l'unité de prétraitement de naphta (hydrotraiteur) consiste à épurer la fraction du naphta pour que celui-ci puisse être utilisé comme charge à l'unité de Platforming. Six types de réactions de base se déroulent dans l'unité d'hydrotraitement :

- Conversion des composés de soufre organique 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 [25].

III.3.4.2 Réactions du Platforming (unité 103)

Une charge typique de l'unité de Platforming contient une combinaison de paraffines, de naphènes, d'aromatiques et éventuellement des traces d'oléfines. La majorité des oléfines, existant dans la charge originale, est hydrogénée en paraffines, pendant le traitement dans une unité d'hydrogénation quelconque en amont ; les traces restantes sont hydrogénées dans le process de Platforming. L'amélioration de la charge doit donc être effectuée par une modification de la structure moléculaire, essentiellement, des paraffines et des naphènes. Les principales réactions, qui permettent l'amélioration en qualité de la charge sont :

- Déshydrogénation des naphènes.
- Déshydrocyclisation des paraffines.
- Isomérisation des paraffines et des naphènes cyclopentaniques.
- Hydrocraquage des paraffines et des naphènes.
- Formation de coke [25].

III.4 catalyseurs de reforming catalytique

III.4.1 La nature du catalyseur

Les catalyseurs de reformage qui restent actuellement les plus utilisés à l'échelle industrielle sont le platine sur alumine chlorée Pt/Al_2O_3 et le bimétallique $Pt-Re/Al_2O_3$. Le monométallique est préparé par imprégnation d'un gamma alumine par une solution d'acide hexachloroplatinique H_2PtCl_6 , appelé précurseur, solution stable seulement dans un environnement acide obtenu par addition de HCl. Pour le bimétallique $Pt-Re/Al_2O_3$, on procède généralement à une imprégnation successive du gamma alumine par une solution du précurseur H_2PtCl_6 suivie par celle du précurseur NH_4ReO_4 [18].

III.4.2 La composition du catalyseur

Le catalyseur est composé d'une base ou support, généralement l'alumine (Al_2O_3) et de certains métaux catalytiquement actifs dans les réactions de reformage exemple le platine. La teneur en métal dans le catalyseur est de l'ordre de 1% seulement afin d'assurer une bonne dispersion des particules métalliques sur la surface et dans les pores de support. L'acidité du support est généralement maintenue par injection d'une faible quantité de composés chlorés avec la charge initiale [22].

Les supports des catalyseurs doivent répondre à des exigences physiques d'une part (texture, résistance mécanique) et chimiques d'autre part, notamment s'ils doivent être portés à haute température en présence d'air ou de vapeur d'eau lors de la régénération. Les supports les plus employés sont l'alumine, la silice, le charbon actif, les silico-aluminates, les oxydes céramiques [18].

De plus, on ajoute souvent au catalyseur des éléments ou des composés promoteurs, qui ont pour effet d'améliorer son activité, sa sélectivité (chacun étant spécifique à un catalyseur et à une réaction donnée) ou sa résistance à l'empoisonnement [18].

III.4.3 Mécanisme réactionnels

Les réactions chimiques que l'on cherche à favoriser le reformage catalytique repose essentiellement sur la fonction hydrogénante-déshydrogénante du métal noble (le platine) et

sur la fonction acide apportée par le support (l'alumine). Font appel à deux mécanismes de base qui sont les suivants :

- ❖ La déshydrogénation et l'hydrogénation qui interviennent aussi bien dans les réactions d'aromatisation que dans les réactions de modification de structure des molécules.
- ❖ Les modifications de structure des molécules, qui intervient en particulier dans les réactions de cyclisation des paraffines, d'isomérisation et d'hydrocraquage.

Il est à signaler que la déshydrogénation des naphthènes cyclohexanique en aromatique ne fait appel qu'au premier mécanisme. Toutes les autres les autres transformations nécessitent l'intervention des deux mécanismes. En conséquence, on comprend que les catalyseurs de reformage catalytique qui doivent favoriser ces deux types de mécanisme, présentent deux types d'activités, on dit qu'ils sont bifonctionnels. Ces réactions font intervenir les deux types de fonction catalytique selon le schéma global donné dans la figure III.2 [27].

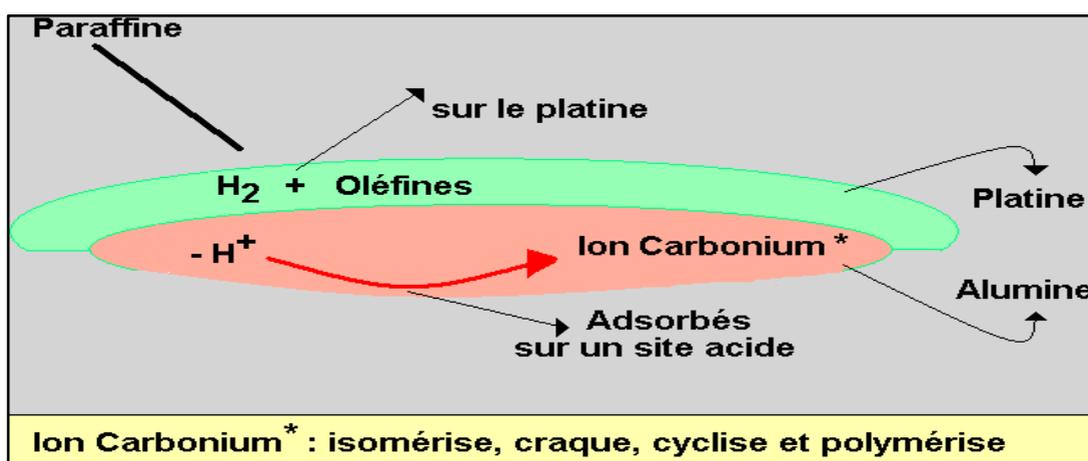


Figure III.2 : Mécanisme impliquant la bi-fonctionnalité du catalyseur [28].

III.4.4 Principe de bi-fonctionnalité

Quand un système catalytique implique deux types de sites pour activer une ou plusieurs réactions, il est dit bifonctionnel. Les catalyseurs de reformage font partie de cette catégorie de matériaux. Comme nous l'avons déjà signalé, lors du reformage catalytique, les différentes réactions de ce procédé font intervenir deux types de sites actifs, la phase métallique et les sites acides du support. L'intervention de ces deux facteurs est en fait souvent nécessaire pour obtenir les produits recherchés [27].

III.4.5 Caractéristiques des catalyseurs

III.4.5.1 L'activité

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 [29].

III.4.5.2 Sélectivité

Elle caractérise l'aptitude du 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 du produit désiré, en rendant minimum les réactions parasites [29].

III.4.5.3 Stabilité

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

Un catalyseur plus stable permet :

- ❖ Une durée de cycle ou une durée de vie plus longue.
- ❖ Des régénérations plus espacées, et donc un gain de productivité [29].

III.5 Impact des variables opératoires

Les variables opératoires étudiées qui sont susceptibles d'être modifiées en cours de marche, seront : la température, la pression totale, temps de contact (inverse de la vitesse spatiale), le rapport (H_2 / HC), le rapport (H_2O / Cl) et la nature de la charge.

Il faut bien souligner que la mauvaise manipulation de ces variables provoque une diminution au niveau des performances du catalyseur et par conséquent sur le rendement du reformat et sur la durée du cycle de travail du processus [20].

III.5.1 Température

La température diminue le long des lits catalytiques (Figure III.3) en raison de l'endothermicité et sa valeur doit être ajustée à la valeur voulue avant l'entrée dans le réacteur suivant. L'augmentation de la température (482°C et 545°C) pour maintenir la valeur du nombre d'octane NO accélère la vitesse de la réaction d'hydrocraquage et du cokage. Cette augmentation va provoquer une diminution de :

- ❖ L'activité du catalyseur par suite la formation du coke.

- ❖ Le rendement du reformat.
- ❖ La pureté de l' H_2 modifiant le rapport (H_2/HC) [20].

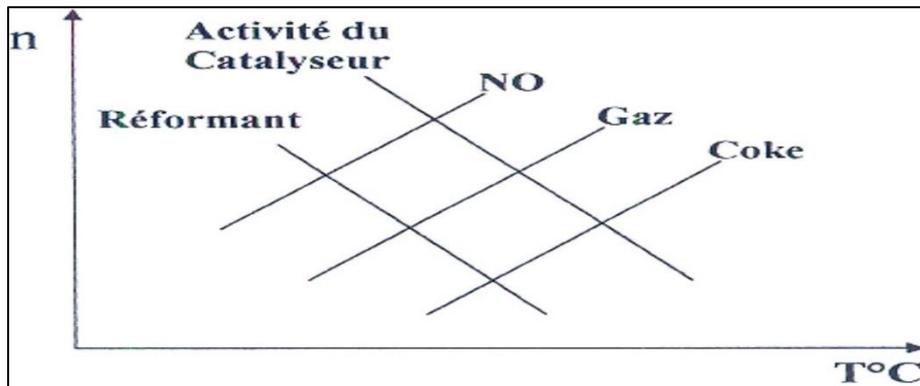


Figure III.3 : Influence de la température [28].

III.5.2 Pression

Les faibles valeurs de pression permettent d'obtenir des bonnes performances en NO, en rendement du reformat et une diminution des légers, notamment l'accélération de la formation du coke, ce qui nécessite un apport d' H_2 pur afin de diminuer les réactions de cokéfaction.

La diminution de la pression entraîne une diminution de la conversion des réactions d'hydrocraquage (Figure III.4) et par conséquent une augmentation du rendement du reformat et aussi une augmentation de la conversion en hydrocarbures aromatiques ainsi qu'une augmentation de la production d'hydrogène [20].

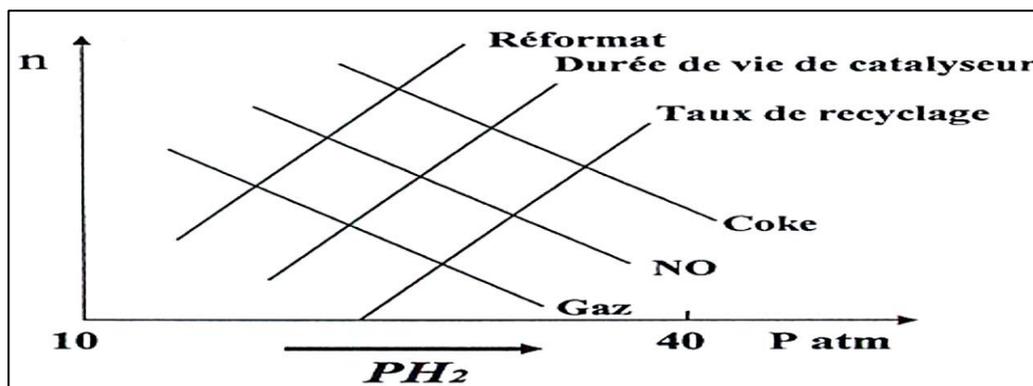


Figure III.4: Influence de la pression [28].

III.5.3 Vitesse spatiale

Le débit de la charge a une grande influence sur le temps de résidence de la charge en contact avec le catalyseur. Ce temps de résidence est caractérisé par la vitesse spatiale (h^{-1}).

Alors on peut dire que la vitesse spatiale (P.P.H) est le rapport entre le débit de la charge en (tonne /heure) sur le poids total du catalyseur (tonne) ou bien (V.V.H) c'est le rapport entre le débit de la charge en (m³/ heure) sur le volume total du catalyseur (m³).

$$V.V.H = \frac{\text{Débit volumique de la charge}}{\text{Volume du catalyseur}} \quad (\text{II.1})$$

$$P.P.H = \frac{\text{Charge massique}}{\text{Masse du catalyseur}} \quad (\text{II.2})$$

Avec l'augmentation de la P.P.H (ou V.V.H) le temps de contact entre la charge et le catalyseur diminue. L'accroissement du temps de contact a un effet de :

- ❖ Obtenir un indice d'octane NO désiré.
- ❖ Diminuer le rendement des aromatiques par la prédominance des réactions d'hydrocraquage et de cokage. Son effet est identique à celui de la température [20].

III.5.4 Rapport (H₂/ HC)

Ce rapport est exprimé par la quantité d'hydrogène contenue dans le gaz recyclé sur la quantité de charge introduite. Au démarrage du procédé, l'H₂ est à son maximum de pureté avec un catalyseur frais, mais cette pureté diminue au cours du cycle, cette diminution est due à l'augmentation de la sévérité demandée par suite de la désactivation du catalyseur, et surtout aussi, par la dilution des produits légers formés.

Les mesures suivantes permettent d'accroître le rapport (H₂/HC) :

- ❖ L'augmentation du débit du compresseur de recyclage.
- ❖ La diminution du débit de la charge [20].

III.5.5 Rapport Eau/ Chlore

Le rapport eau/chlore est un facteur déterminant pour l'activité et la sélectivité du catalyseur en produits désirés (aromatiques).

A. L'eau : Le catalyseur du reforming nécessite une faible quantité d'eau (de l'ordre de quelques ppm) pour assurer une bonne dispersion du chlore et un bon état d'hydratation de l'alumine. L'eau lave l'acidité du catalyseur, ce qui diminue la cyclisation des paraffines qui est une réaction clef pour la production des aromatiques. Un déficit d'eau cause un craquage excessif qui est catalysé par la fonction métal ou bien de l'acide. Ceci se manifeste par une surproduction de C₁ et C₂. Par conséquent, la pureté de l'H₂ diminue dans le gaz de recyclage et

la production des GPL diminue. Dans le cas contraire, avec un excès d'eau, le chlore est enlevé du catalyseur, ce qui diminue l'activité isomérisant et craquante du catalyseur [20].

B. Le chlore : Une teneur de 1% pds de chlore sur le catalyseur assure une acidité optimale et favorise l'isomérisation des naphthène C₅ en naphthène C₆ et encore les paraffines normales en isoparaffines. L'injection d'une quantité correcte de chlore est essentielle pour maintenir l'acidité optimale du catalyseur.

Un déficit en chlore causera une baisse d'activité du catalyseur qui se manifestera par un faible indice d'octane du reformat.

Un excès en chlore augmente l'isomérisation et le craquage, ce qui provoque l'augmentation de NO du reformat et une diminution de rendement du reformat et celui de L'H₂ [20].

III.6 Influence des caractéristiques de la charge

III.6.1 Intervalle de distillation de la charge

Au sens le plus large, toute charge entre C₅ et C₁₁ peut être considérée comme une charge de reformage pour donner un reformat utilisable comme constituant d'essence [15].

a. Point initial : en pratique cependant, le C₅ est rarement utilisé, car les conditions d'opération ne permettent pas une isomérisation efficace, le C₆ et les i-C₆ sont aussi rarement utilisés, car leur isomérisation et leur déshydrogénation en benzène est difficile de telle sorte que le point initial d'ébullition se situe environ de 80°C. Les C₅ et les C₆ sont isoméries dans des unités spécifiques d'hydro isomérisation [15].

b. Point final : il est limité en pratique par un nombre grand de facteurs. Si un maximum de distillats moyens et un minimum d'essence sont normalement désirés, il est usuel de limiter la charge à 150°C – 170°C. Si le maximum de l'essence est désiré, les points finals de 190°C – 210°C sont parfois utilisés ; du fait que le reformage fournit une essence de point final supérieur de 10°C à 30°C à celui de la charge, pour maintenir le point final de l'essence à 205°C maximum. Le reformat catalytique doit être redistillé si le point final de la charge est supérieur à 170°C – 180°C. La vitesse de cokage de catalyseur augmente très vite avec l'élévation du point final de la charge [15].

III.6.2 Composition de la charge

Deux types opposés de charges apparaissent :

- La charge riche en promoteurs simples d'aromatiques (naphthènes et aromatique) ; la charge dite « naphthénique » et sert reformée en NO élevé dans des conditions faible sévérité.

- La charge riche en paraffines, doit transformer les paraffines par craquage ou mieux par cyclisation pour avoir un NO élevé, ce qui implique une grande sévérité en jouant sur la température ou en abaissant la pression [15].

III.7 Effet des poisons et des agents désactivant sur les catalyseurs au platine

En général, les produits considérés comme poison pour le catalyseur sont des molécules hétéros atomiques portant des doublets libres.

Le Plomb, le Mercure, le Cuivre de même que les amines empoisonnent les catalyseurs acides employés en craquage et en isomérisation.

On peut considérer qu'il y'a trois types de matériaux qui empoisonne le catalyseur :

- Matériaux qui suppriment l'activité d'hydrocraquage du catalyseur tel que l'eau, l'Azote, l'Ammoniac ou les amines.
- Matériaux qui accentuent l'activité d'hydrocraquage du catalyseur au point de déséquilibrer les réactions tel que les chlorures organiques ou quelques autres halogènes [22].

III.8 Conclusion

Le reformage catalytique du naphta est un procédé fortement influencé par la cinétique et la thermodynamique des réactions.

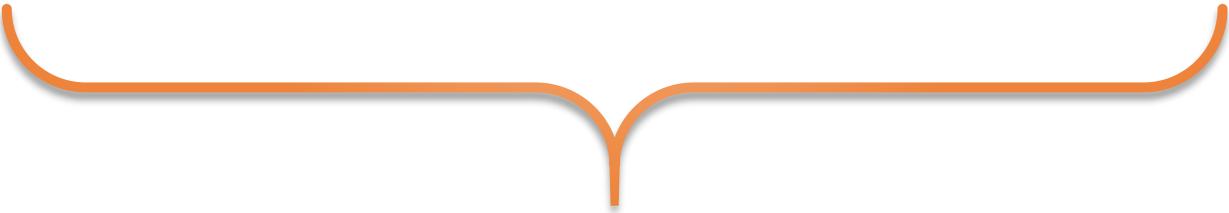
Le catalyseur utilisé doit être plus actif, plus sélectif, plus stable, ce qui permet précisément, d'augmenter les performances du procédé en rendement du reformat et en nombre d'octane. Il s'agit essentiellement de catalyseur bimétallique bifonctionnel de type Pt -Re /Al₂O₃ Chloré qui est utilisé dans la section de reformage catalytique [20].

L'optimisation des conditions opératoires pour obtenir un rendement élevé en composés aromatiques B.T.X et en H₂ nécessite la bonne maitrise de l'impact des paramètres suivants : nature de la charge à traiter, débit d'hydrogène, rapport H₂/ HC, vitesse spatiale, température et pression à l'entrée et à la sortie des réacteurs, taux de chlore à maintenir sur le support... [20].



Chapitre IV

*Suivi des paramètres
opérateurs de l'unité 103*



IV.1 Introduction

Le reforming catalytique installé à la raffinerie de Skikda est un procédé ayant pour objectif de produire le maximum d'aromatiques à partir d'une charge pauvre en aromatiques en utilisant un catalyseur bifonctionnel actif et sélectif.

Dans ce chapitre, nous présenterons et discuterons les résultats d'étude effectuée au sein de l'unité platforming U103 de reformage catalytique. Cette étude a été faite sur une période de fonctionnement du 01/03/2020 jusqu'au 15/03/2020 après le processus de la régénération du catalyseur dans la section Platforming.

IV.2 Suivi des paramètres de l'unité 103

IV.2.1 But de l'étude

Notre étude dans cette partie sera axée sur le calcul et le suivi des paramètres qui affectent directement ou indirectement les performances de l'unité 103 de reformage catalytique (Platforming) et qui va permettre de donner une vision bien précise sur la situation de marche de l'unité.

Le calcul des différents paramètres de fonctionnement a été effectué à l'aide des paramètres de marche actuelle relevés sur une période de suivi allant de juin 2019 jusqu'à mars 2020.

IV.2.2 Méthodologie de l'étude

Le travail sera réalisé par 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).

IV.2.3 Suivi des paramètres de fonctionnement

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

La volatilité de la charge a une influence sur les performances de l'unité. Pour cela, le point initial est fixé de façon que les spécifications actuelles concernant la limitation en benzène dans les essences commerciales soient respectées en évitant d'incorporer des précurseurs de

benzène. Quant au point final, il est fixé en fonction de la demande du marché en essence et gasoil, et aussi parce que son élévation augmentera la vitesse du cokage du catalyseur.

D'autre part la transformation d'hydrocarbures à bas indice d'octane en composés à haut indice d'octane (Tableau IV.1) qui est recherché dans l'unité n'est obtenue valablement qu'à partir d'hydrocarbures susceptibles de se transformer en aromatiques.

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

ASTM	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12 septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
PI	86	73	72	71	72	70	70	79	79	80	80
PF	157	160	167	161	161	158	160	167	165	173	170

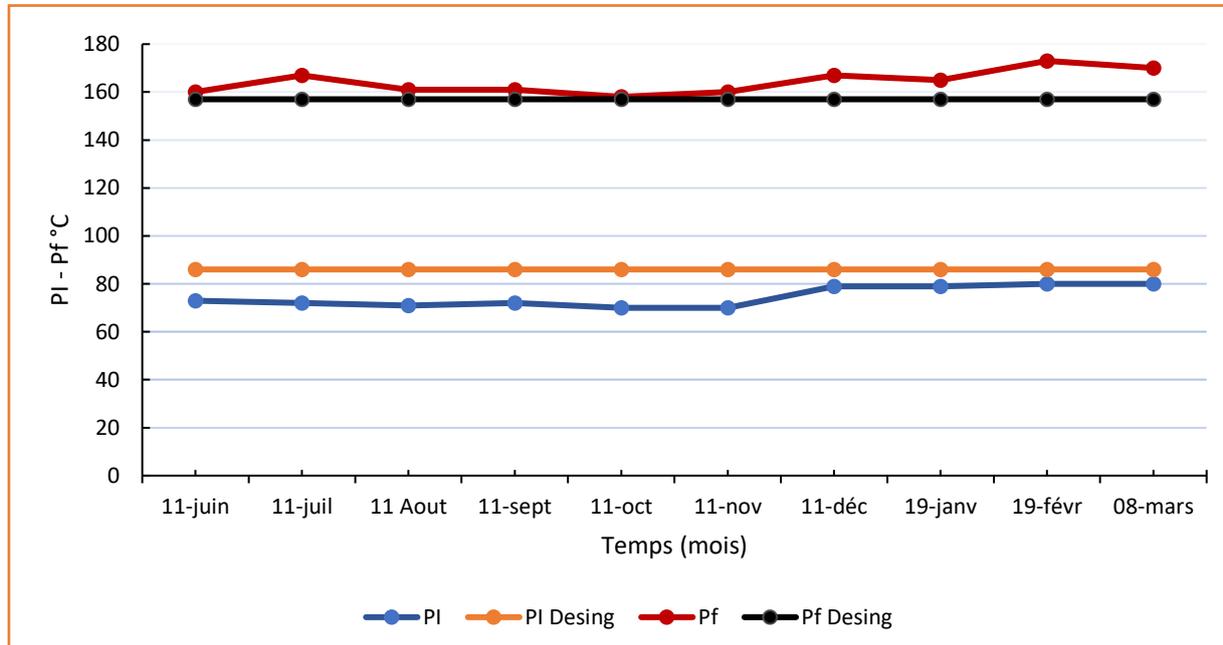


Figure IV.1 : Suivi du point initial et point final ASTM de la charge.

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 moins élevé que celui du design, une charge

avec un point initial moins de 70°C contient généralement une quantité significative de C₅ et C₆, dont les C₅ ne peuvent pas être convertis en aromatiques et leur isomérisation n'est pas notable dans les conditions du reformage, ainsi que les C₆ sont difficilement convertis en aromatiques.

Pour le point final de la charge, il est en général supérieur à celui du design. Ce qui cause la production des aromatiques lourds, de plus la vitesse de cokage du catalyseur augmente très vite avec l'élévation du point final de la charge.

IV.2.3.2 Charge

La charge n'est pas une variable opératoire, mais la connaissance de ses caractéristiques et de sa composition chimique (Tableau IV.2) permet l'ajustement des paramètres opératoires.

Tableau IV.2 : Suivi de la charge.

	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12 septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
Débit m ³ /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
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	66,4								61,33	63,56	62,50
O	0								0	0	0
N	26,1	/	/	/	/	/	/	/	30,53	28,37	29,21
A	7,5								8,58	8,05	8,29
Σ100%											

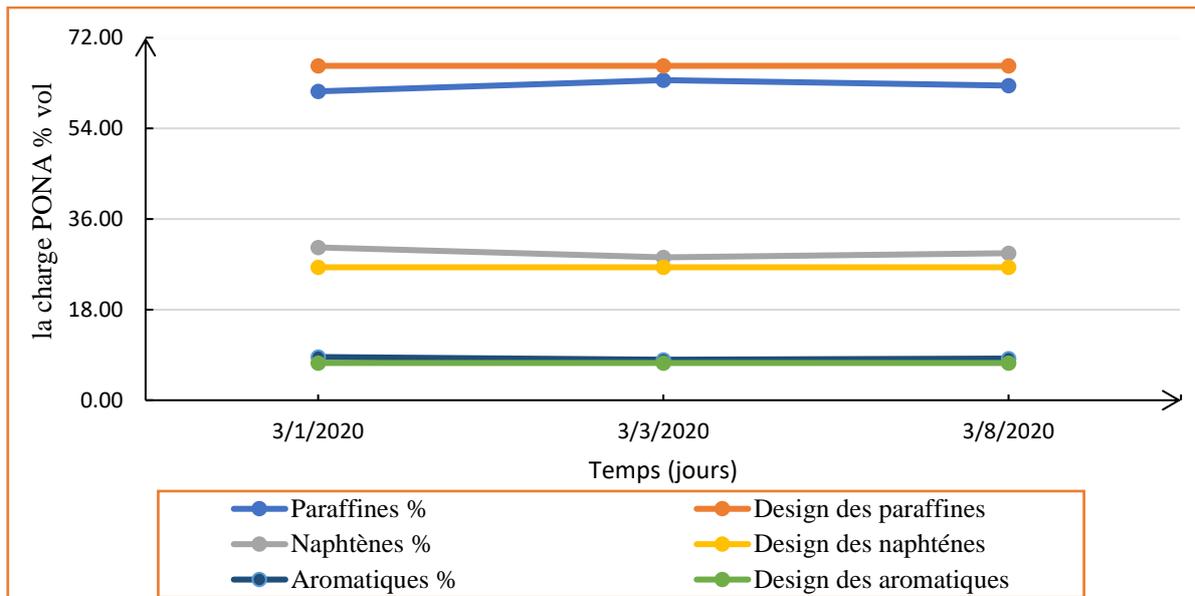


Figure IV.2 : suivi des composants de la charge PONA.

Interprétation des résultats

D'après les données du tableau IV.2 On constate que la charge est dans les normes du point de vue teneurs en impuretés et densité à 15°C mais ce n'est pas le cas en ce qui concerne la composition chimique, car comme mentionné sur les figures IV.1 et IV.2 plus précisément des PONA et des distillations ASTM que la charge présente un léger écart en naphtènes qui sont les précurseurs directs des aromatiques ce qui se répercute sur les indices de reformabilité de la charge. Ces derniers seront reformés en indice d'octane élevé dans les conditions de faible sévérité et une teneur en paraffines légèrement diminuée qui doivent être transformées par craquage ou par cyclisation pour avoir un indice d'octane élevé.

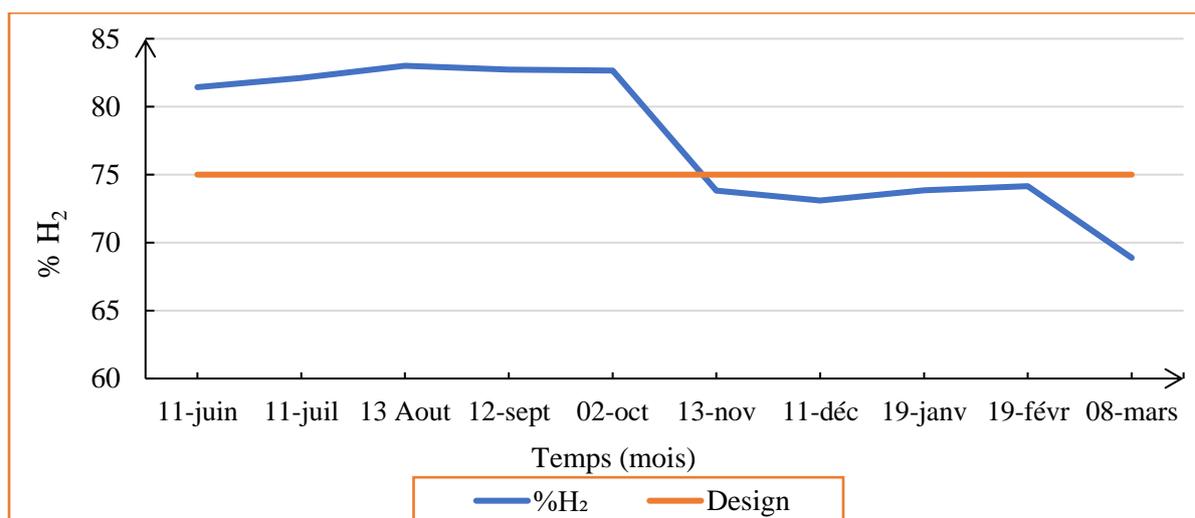
IV.2.3.3 Gaz de recyclage

La composition du gaz de recyclage est très importante dans la marche d'une unité reforming. La pureté d' H_2 dans le gaz de recyclage, indique l'importance relative des deux réactions : aromatisation (production d' H_2) et l'hydrocraquage (consommation d' H_2).

Pour un rapport H_2/HC donné, plus la pureté d' H_2 est élevée, plus le débit recyclé de gaz est faible et la puissance requise par le compresseur de recyclage diminue. Les données du gaz de recyclage sont présentées sur le tableau IV.3.

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

	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12 septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
%H ₂	75	81,43	82,12	83,01	82,73	82,67	73,82	73,09	73,86	74,15	68,88
PM	8-10	7,16	6,84	6,25	6,51	6,56	10,18	10,27	10,05	9,95	11,24
NO	95-98	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 IV.3 : Suivi du pourcentage d'hydrogène %H₂.

Interprétation des résultats

D'après la représentation graphique du pourcentage d'H₂ durant la période d'étude (Figure IV.3), on constate que la quantité d'H₂ est nettement supérieure du début juin jusqu'au mois d'octobre celle prévue pour un taux de marche (75% molaire) montre un excès sur la production d'H₂.

La diminution d'H₂ commence par le mois de février ce qui se répercute sur le poids moléculaire du gaz qui est élevé. Les bonnes valeurs du nombre d'octane obtenues sont dues à la grande activité de la fonction acide qui transforme les paraffines normales en ses homologues

très branchées ayant d'excellents indices d'octane, par les réactions d'isomérisations et de craquage catalysées par cette fonction.

IV.2.3.4 Rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/HC)

Le rapport H_2/HC représente le nombre de molécules d'hydrogène pure entourant chaque molécule d'hydrocarbures de la charge à l'entrée de la section réactionnelle afin de protéger le catalyseur contre les réactions chimiques conduisant à la formation de coke sur le catalyseur.

Le tableau IV.4 montre la variation de ce dernier pendant dix mois.

Tableau IV.4 : Suivi du rapport H_2/HC

	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12 septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
H_2/HC	6-8	8,48	8,63	9,13	8,82	8,98	6,60	6,48	7,07	6,86	6,06

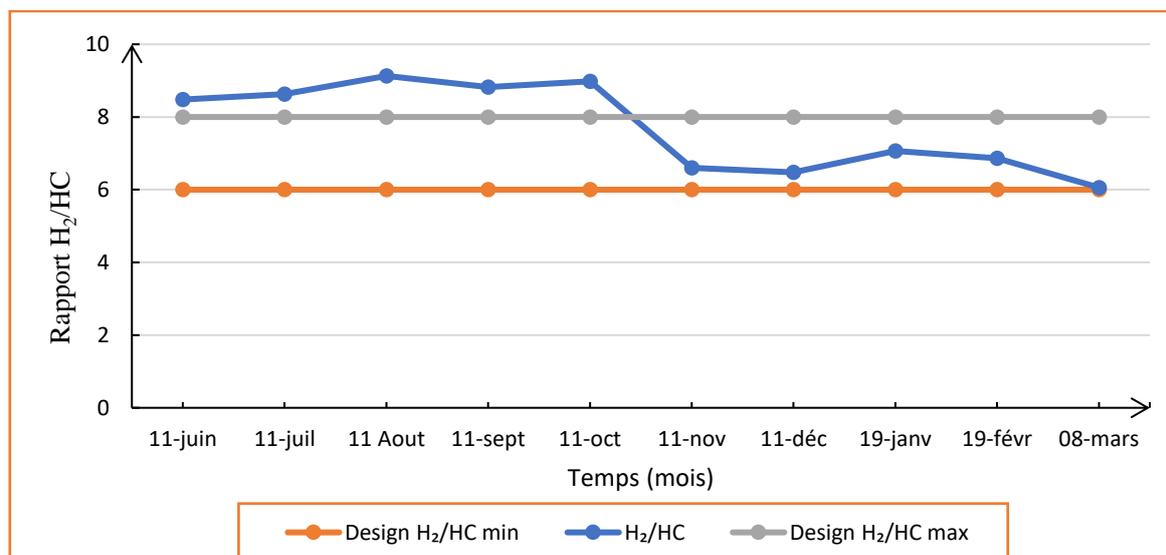


Figure IV.4 : Suivi du rapport H_2/HC .

Interprétation des résultats

Dans les premiers mois (Figure IV.4), on constate que le rapport H_2/HC est supérieur à celui prévu pour un début de cycle (6-8). Ceci est dû à certaines conditions de marche (ou le faible taux de marche pour assurer la protection du catalyseur) qui ont une influence sur le rapport à savoir :

- La diminution de la pureté d'H₂ dans le gaz de recyclage (cette diminution est introuvable dans les premiers mois et c'est évident dans la courbe d'H₂).
- Le débit recyclé est faible.
- Le mauvais fonctionnement de compresseur de recyclage.
- Accroissement de la perte de charge dans la section réactionnelle.

Après le mois d'octobre la courbe commence à diminuer vers le rapport recommandé (6-8) qui est dans le même sens avec la courbe du gaz de recyclage H₂.

IV.2.3.5 Perte de charge le long du lit catalytique

La pression n'est pas une variable opératoire dans une unité existante, mais est un paramètre déterminant dans l'évolution du procédé de reformage catalytique.

Théoriquement, une pression basse conduit à un haut rendement en reformat. Cela signifie qu'il est important de minimiser les pertes de charge. Cependant, une basse pression favorise la formation de coke sur le catalyseur, entraînant une réduction de son activité. Les données de perte de charge le long des lits catalytiques durant la période d'étude sont représentées dans le tableau IV.5.

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

	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
ΔP R1 Kg/cm ²	0,80	1,03	1,17	1,14	1,10	1,09	1,10	1,31	1,24	1,26	1,20
ΔP R31 Kg/cm ²	0,20	0,22	0,22	0,22	0,23	0,23	0,22	0,23	0,22	0,22	0,23
ΔP R32 Kg/cm ²	0,30	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16
ΔP R33 Kg/cm ²	0,20	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,12	0,11	0,12	0,12
ΔP R34 Kg/cm ²	0,20	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,13	0,14	0,13	0,13	0,13

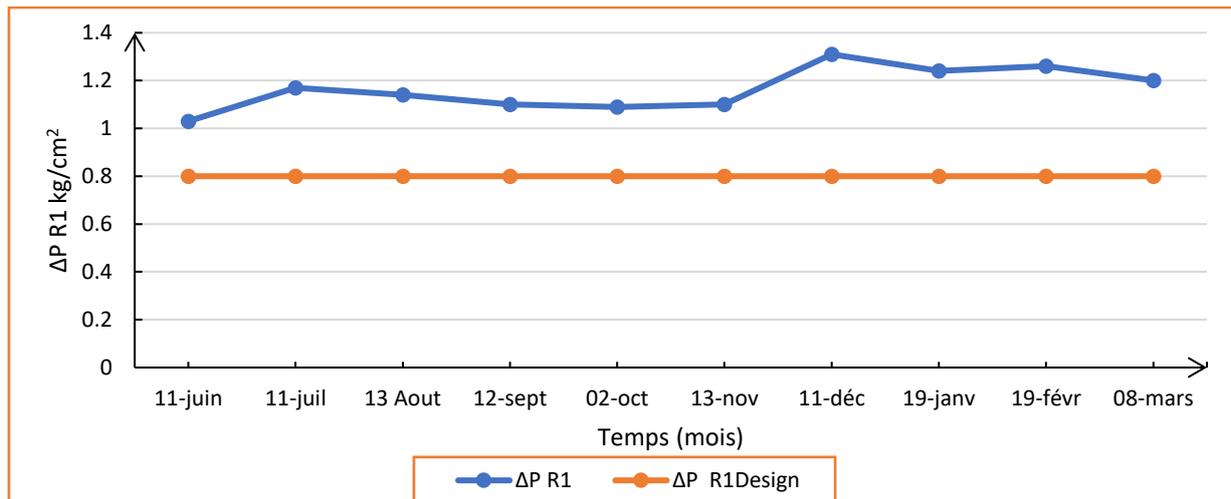


Figure IV.5 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R1.

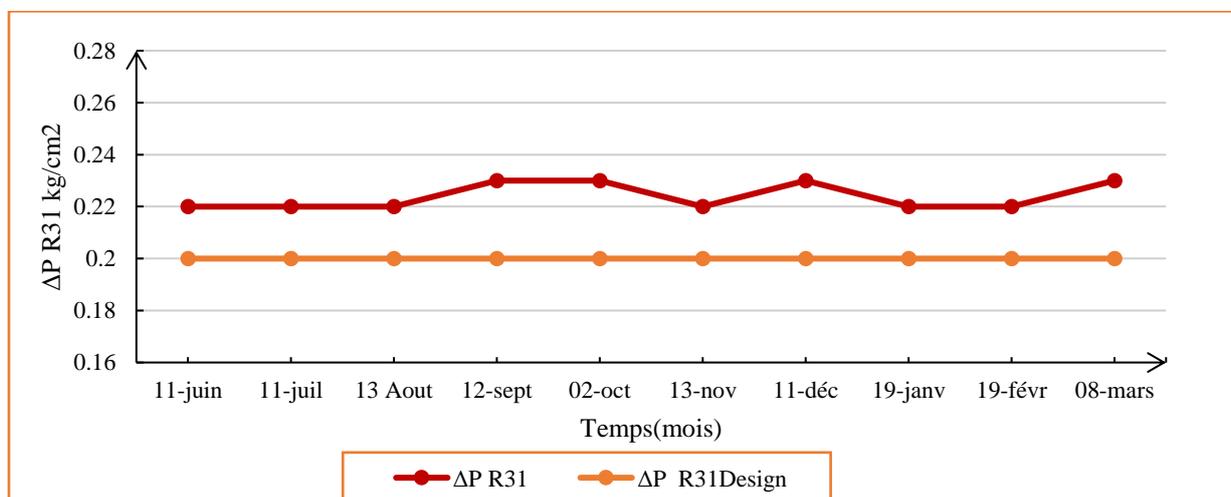


Figure IV.6 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R31.

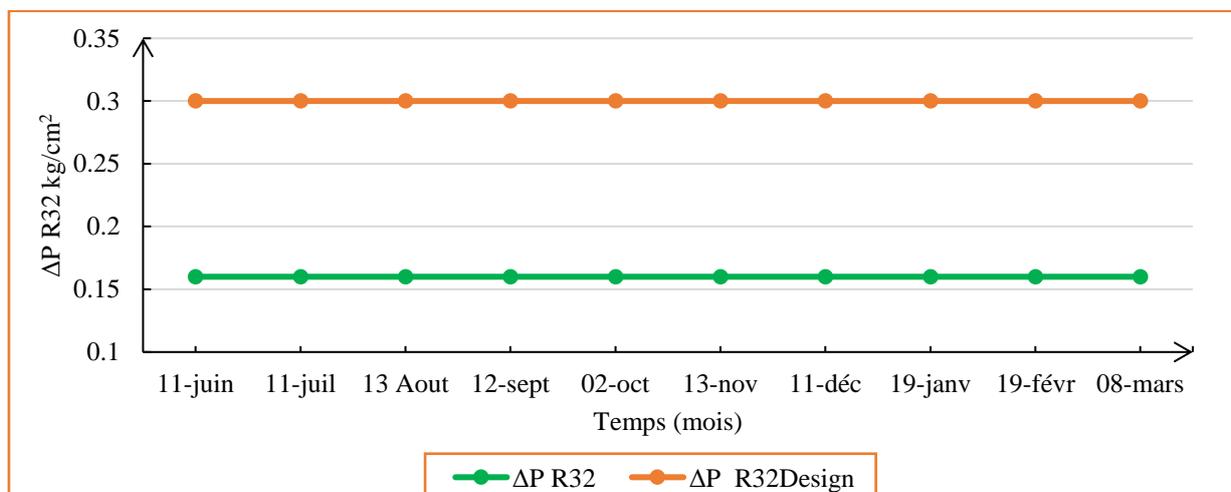


Figure IV.7 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R32.

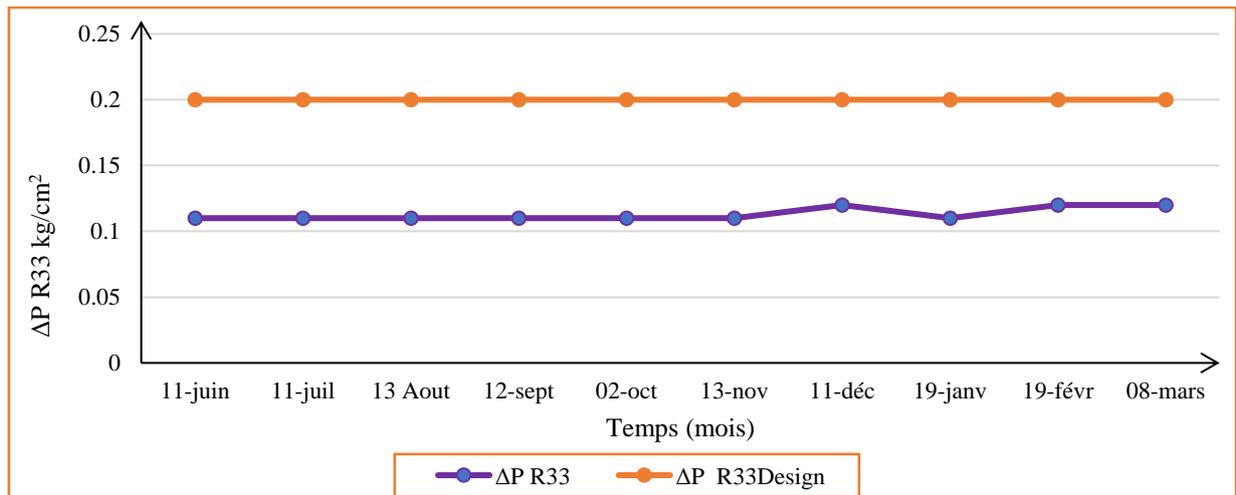


Figure IV.8 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R33.

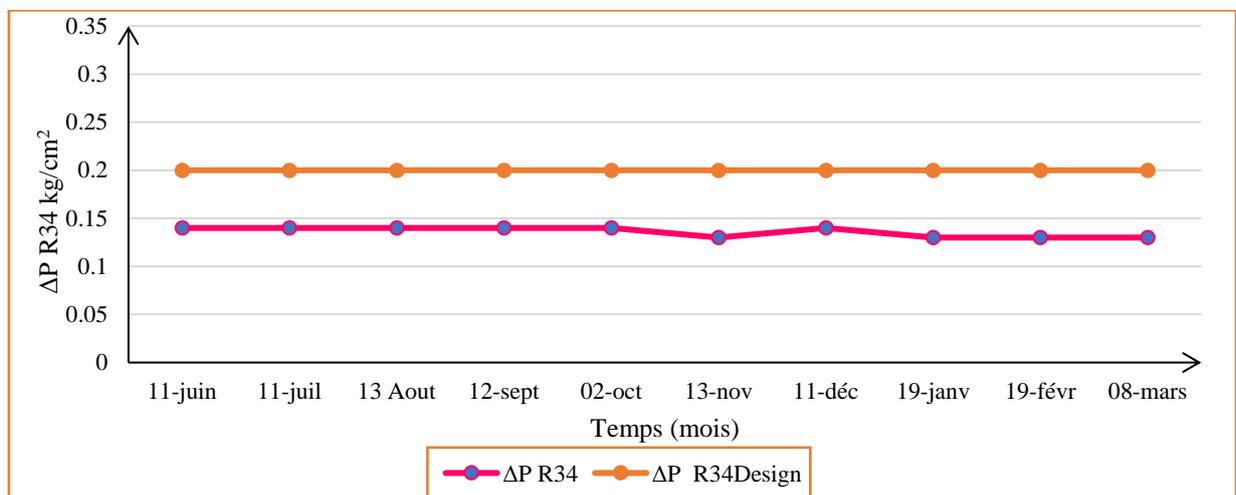


Figure IV.9 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R34.

Interprétation des résultats

Les pertes de charge du circuit du premier refoulement sont bien supérieures à celles prévues par le design (Figure IV.5), ce qui affecte le fonctionnement du compresseur. Pratiquement, ce problème est le handicap essentiel qui limite le taux de marche de l'unité.

Pour le réacteur R31 (Figure IV.6), on observe que la perte de charge est plus élevée que celle du design, et cela est due vraisemblablement aux :

- Bouchage au niveau du lit catalytique à cause du cokage excessif sur le 1^{er} réacteur causé par une série d'arrêts d'urgence et blocages répétitifs du compresseur de recyclage, ainsi le système platforming qui se traduit par un rapport H₂/HC moins élevé pour les deux premiers réacteurs pour favoriser la conversion des hydrocarbures en aromatiques.
- Grains résultants de frittage du catalyseur.

- Grains (poussière du catalyseur) résultants des régénérations précédentes.

Cette élévation de la perte de charge va augmenter la pression des réacteurs ce qui gêne l'aromatization qui est favorisée par des basses pressions, et provoque le craquage qui est responsable de la surproduction des produits légers (GPL, C₁, C₂). Ceci affecte directement le rendement en produits aromatiques qui sont l'objectif principal de l'unité.

Pour les trois derniers réacteurs (Figures : IV.7, IV.8 et IV.9) on remarque que la perte de charge est moins élevée par rapport au design, ce qui permet d'obtenir des bonnes performances en rendement du reformat, en NO (une augmentation de la conversion en hydrocarbures aromatiques), ainsi qu'une augmentation de la production d'hydrogène. Par conséquent une diminution des légers (une diminution de la conversion des réactions d'hydrocraquage).

IV.2.3.6 Chute de température le long du lit catalytique

La chute de température dans chaque réacteur, est due à l'endothermicité des réactions chimiques de reformatage, donc les différences des températures des réacteurs (Tableau IV.6), donne une idée claire sur la contribution de chaque réacteur dans le gain d'octane, et l'importance des réactions dans chaque réacteur.

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

	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
$\Delta T R1$ °C	+5	+1	+1	+1	+1	+1	+2	+2	+1.8	+1	+2
$\Delta T R31$ °C	-51	-57	-55	-55	-53	-53	-52	-48	-45	-44	-42
$\Delta T R32$ °C	-24	-23	-23	-22	-22	-22	-21	-20	-18	-18	-17
$\Delta T R33$ °C	-21	-13	-13	-12	-12	-12	-12	-12	-10	-11	-10
$\Delta T R34$ °C	-14	-5	-6	-5	-6	-6	-5	-5	-5	-5	-4

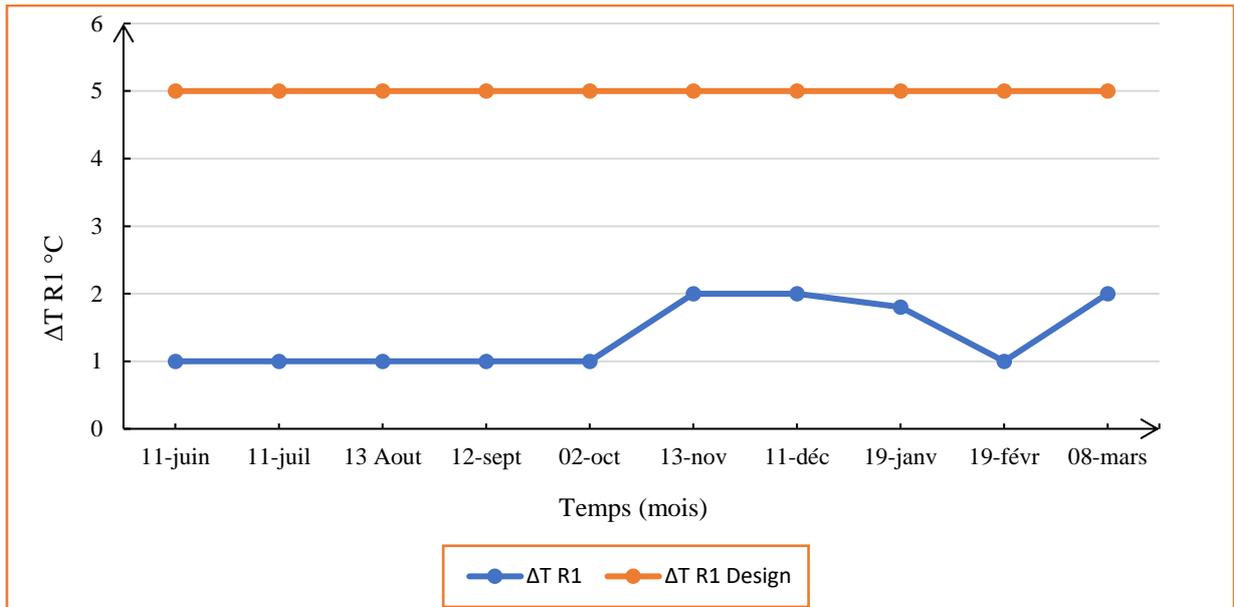


Figure IV.10 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R1.

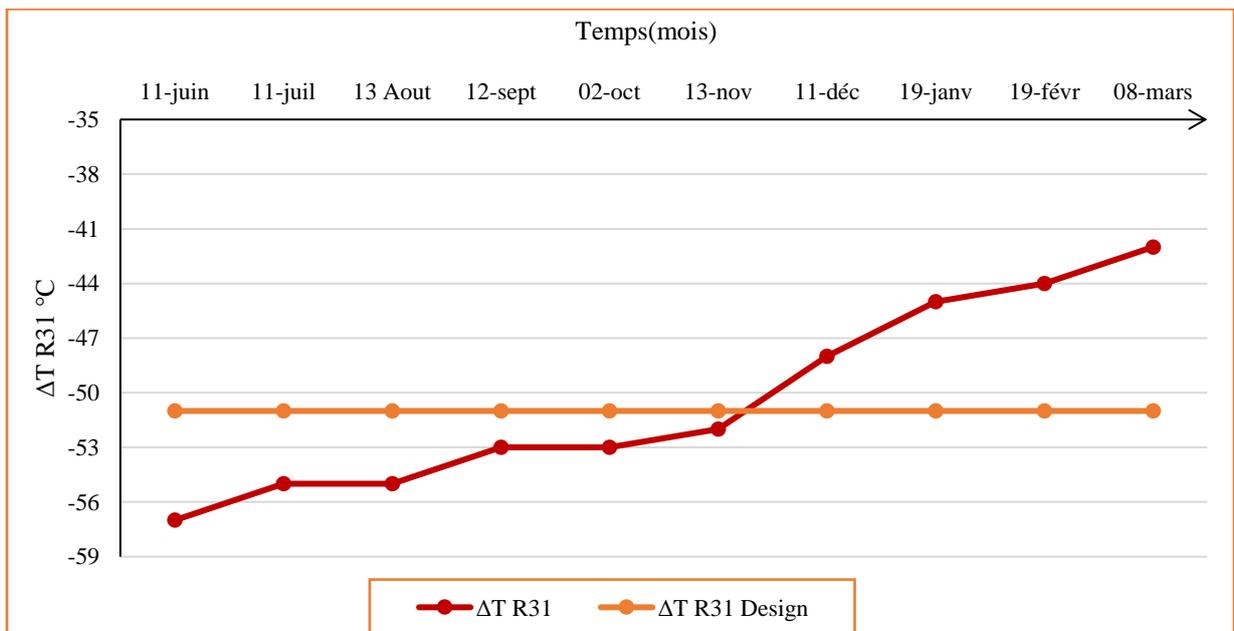


Figure IV.11 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R31.

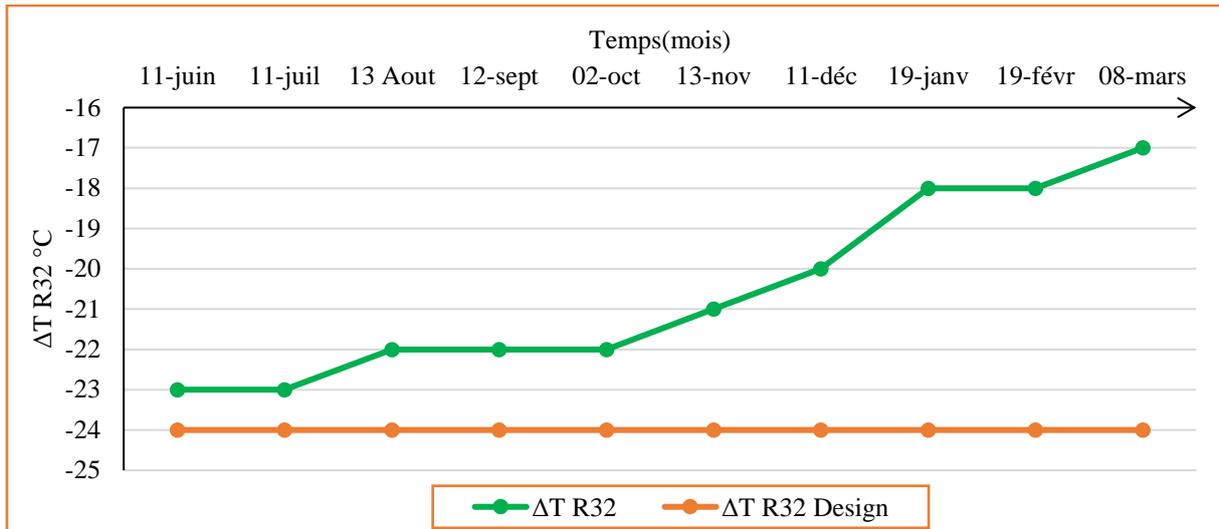


Figure IV.12 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R32.

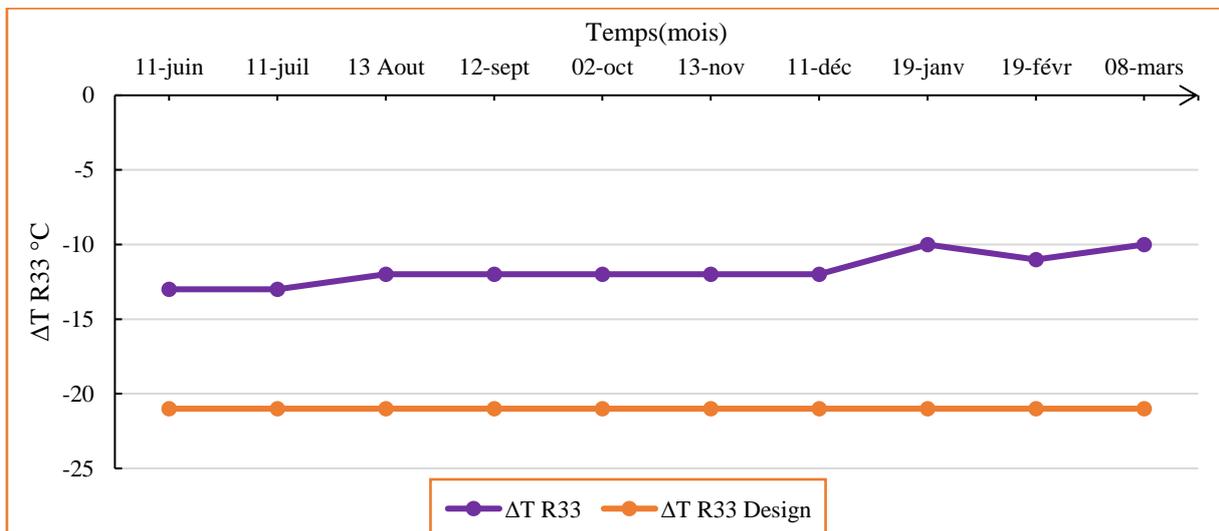


Figure IV.13 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R33.

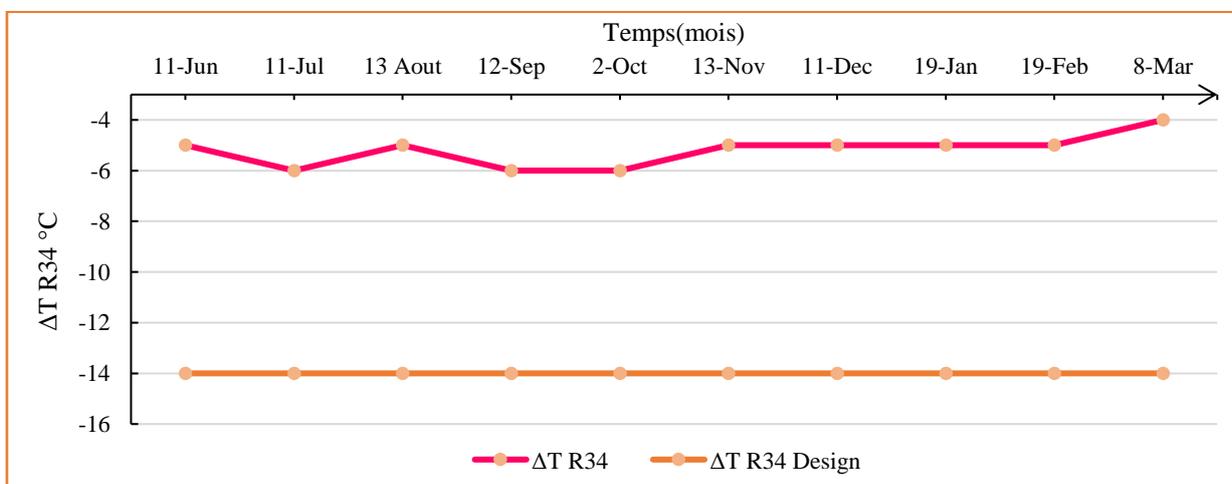


Figure IV.14 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du réacteur R34.

Interprétation des résultats

En se référant aux vitesses relatives des réactions, les ΔT de réacteur R31 (Figure IV.11) montrent un faible rendement concernant les réactions de déshydrogénation des naphènes qui sont très rapides et très endothermiques ($\Delta H = +210 \text{ kcal/mole}$). Ceci peut être attribué au fait que la température d'entrée dans le réacteur est relativement basse.

Le produit du premier réacteur R31 est réchauffé avant d'entrer dans le second réacteur R32. Dans le réacteur R31, les naphènes complètent leurs déshydrogénations en aromatiques (Figure IV.12). La température dans le réacteur R32 est plus élevée et la quantité de catalyseur est plus grande que dans le premier réacteur (Figure IV.13) ; donc il y a un certain degré de transformation des paraffines C_6^+ en aromatiques par la réaction de déshydrocyclisation (réaction lente) et en légères paraffines C_5^- par la réaction lente d'hydrocraquage.

Après réchauffement à $514 \text{ }^\circ\text{C}$, la déshydrocyclisation et l'hydrocraquage des paraffines ont lieu dans les réacteurs R33 et R34 (Figures IV.14 et IV.15). Comme la déshydrocyclisation est endothermique et l'hydrocraquage est exothermique, les deux réactions sont très lentes et même si la température est élevée, les concentrations n'atteignent pas l'équilibre thermodynamique.

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

La température d'entrée dans les réacteurs (Tableau IV.7) est le principal paramètre opératoire grâce auquel on peut influencer sur la sévérité de l'opération de reformage. En effet, une hausse de la température accroît les vitesses des réactions chimiques qui se déroulent au contact du catalyseur. Vu le caractère endothermique des réactions d'aromatisation, il est nécessaire d'avoir des températures relativement élevées à l'entrée des réacteurs pour assurer une meilleure aromatisation.

D'une autre part la différence des températures des réacteurs donnent une idée claire sur la contribution de chaque réacteur dans le gain d'octane, et l'importance des réactions dans chaque réacteur.

Tableau IV.7 : Suivi de la température WAIT.

	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12 septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
WAIT $^\circ\text{C}$	473-534	492	492	494	494	496	498	500	502	504	506

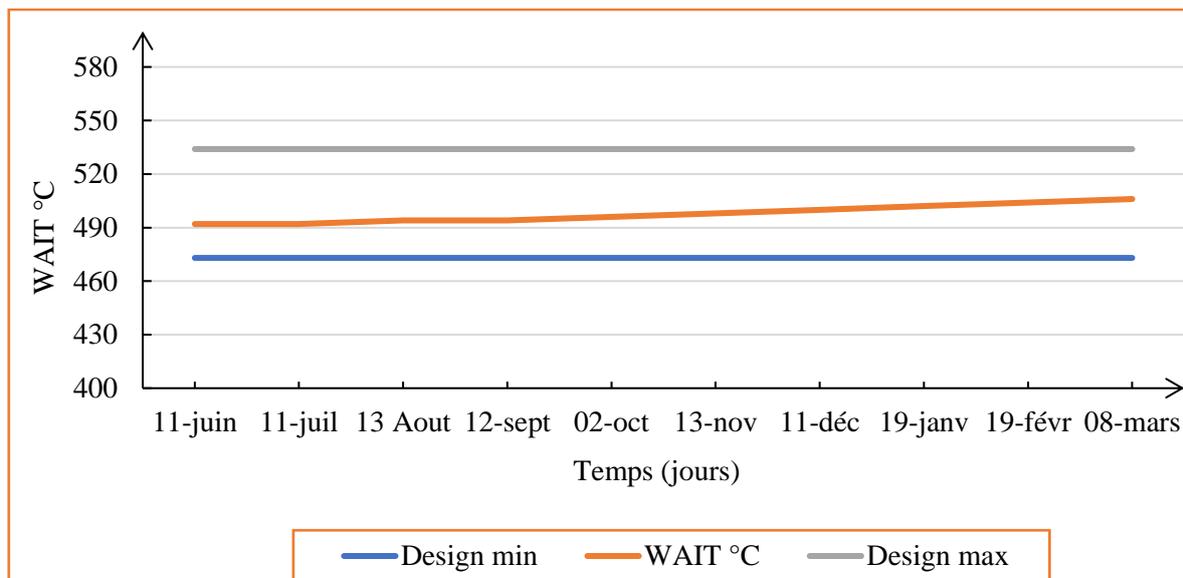


Figure IV.15 : Suivi de la température WAIT.

Interprétation des résultats

D’après la courbe de variation de la température WAIT (Figure IV.15), on observe que l’augmentation des températures moyennes d’entrée des réacteurs n’a pas dépassé les valeurs prévues du design, donc elle ne peut pas assurer une bonne aromatisation et cela mène à la diminution du gain d’octane (pour des indices d’octane plus élevés, il faut un incrément de température plus élevé pour modifier l’indice d’octane de 1 point). On constate alors que la vitesse de désactivation du catalyseur est moins que celle de design.

IV.2.3.8 Indice d’octane (NO)

L’indice d’octane du reformat est une valeur clé du procédé. Lorsque l’indice d’octane du reformat est mesuré en continu, les paramètres de conduite de l’unité peuvent être ajustés régulièrement pour tenir le RON visé.

Tableau IV.8 : Suivi de l’indice d’octane NO.

	Design	11 juin	11 juillet	13 Aout	12 septembre	02 octobre	13 novembre	11 décembre	19 janvier	19 février	08 mars
NO	95-98	95,4	95,3	94,8	93,9	94	93,6	94	93,2	92	91,6

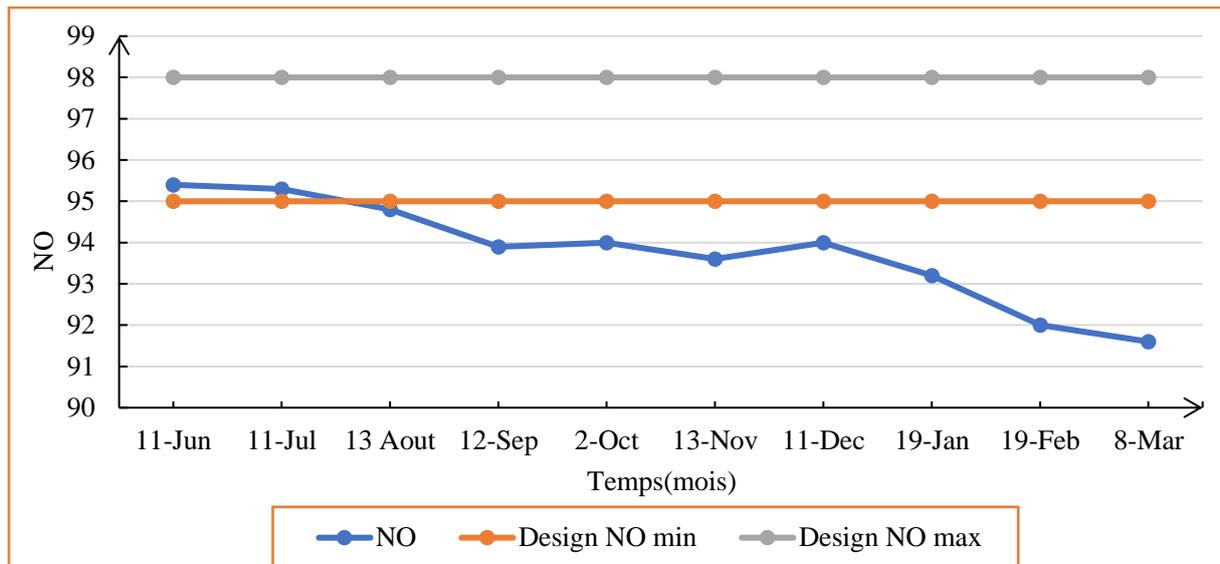
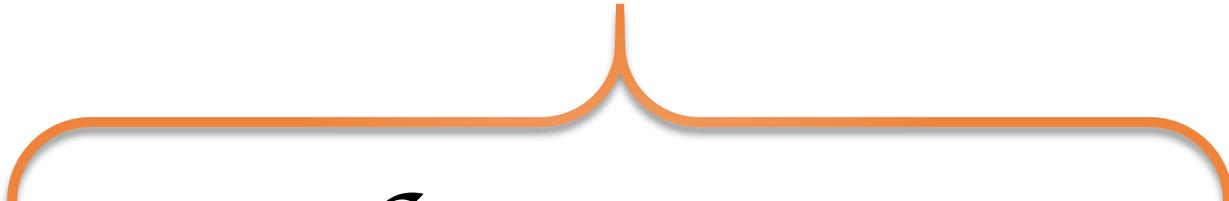


Figure IV.16 : Suivi de l'indice d'octane NO.

Interprétation des résultats

On remarque dans la figure IV.16 une diminution d'indice d'octane par rapport à l'échelle du design à partir du premier mois. Cet abaissement va excessivement augmenter dans le mois de décembre ce qui est dû à la présence des aromatiques lourds (C_9 et C_{10} ne sont pas des produits désirés) issus des naphènes lourds et des paraffines à longue chaîne carbonée qui gênent la production des aromatiques désirés (C_6 et C_7). A cause de leur aromatisation facile, ces aromatiques lourds ont un effet décroissant sur l'indice d'octane global du reformat.



Chapitre V

*Calcul des performances
du catalyseur R-98*



V.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous présenterons et discuterons les performances du catalyseur R-98 qui est le catalyseur de choix durant ces dernières années, un catalyseur bifonctionnel actif et sélectif.

Cette étude a été faite sur une période s'étalant du 01/03/2020 jusqu'au 15/03/2020 de fonctionnement après le processus de la régénération du catalyseur dans la section Platforming. Le calcul a été effectué en utilisant la méthode UOP.

V.2 Calcul des performances du catalyseur R-98

V.2.1 But de l'étude

Les performances de l'unité platforming sont liées directement à celles du catalyseur (activité, stabilité et sélectivité en aromatiques), c'est dans ce sens qu'on a réalisé cette étude dont le but était de calculer les performances du catalyseur R-98 du reforming catalytique II.

V.2.2 Méthodologie de l'étude

Notre étude sera axée sur le calcul des performances du catalyseur UOP R-98 de l'unité 103 de reformage catalytique (Platforming) de la raffinerie de Skikda, selon la méthodologie suivante :

- ❖ 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.

V.2.3 Capacité et paramètres essentiels de marche

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

Paramètres opératoire	Design
Débit volumique m ³ /h	200
Densité 15°C	0,739
ASTM °C	
PI	86
Pf	157
PONA % Vol	
P	66,4
N	26,10
A	7,4
NO	95-98
Soufre ppm	0,5
% H ₂	75
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

V.2.4 Calcul des bilans matière et rendements des produits

V.2.4.1 Débits massiques des constituants liquides

Les débits massiques sont calculés en tenant compte des densités de produits corrigés aux températures réelles :

$$Q_m = Q_v \times d_r^{15} \times k \quad (\text{V.1})$$

Avec :

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

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

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

$$d_r^t \text{ corrigé} = d_r^{15} - a_2(T_r - 15) \quad (\text{V.1.4})$$

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

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.

V.2.4.2 Débits massiques des constituants gazeux

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

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

Avec :

$$k' = (d_d^{15} \div d_{Sch,r}^{15})^{0,5} \times ((P_r + 1,03) \div (P_d + 1,03))^{0,5} \times ((T_d + 273) \div (T_r + 273))^{0,5} \quad (\text{V.2.1})$$

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/cm².

P_d : Pression design du gaz en Kg/cm².

T_d : Température design du gaz en °C.

T_r : Température réelle du gaz en °C.

V.2.4.3 Rendements des produits

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

$$\eta = (Q_{\text{produit}} \div Q_{\text{charge}}) \times 100 \quad (\text{V.3})$$

Les données et les calculs obtenus des débits massiques et rendements des constituants liquides et gazeux ont été effectués durant trois jours différents de la même semaine et les résultats obtenus sont mentionnés dans le tableau V.2 et représentés graphiquement dans la figure V.1.

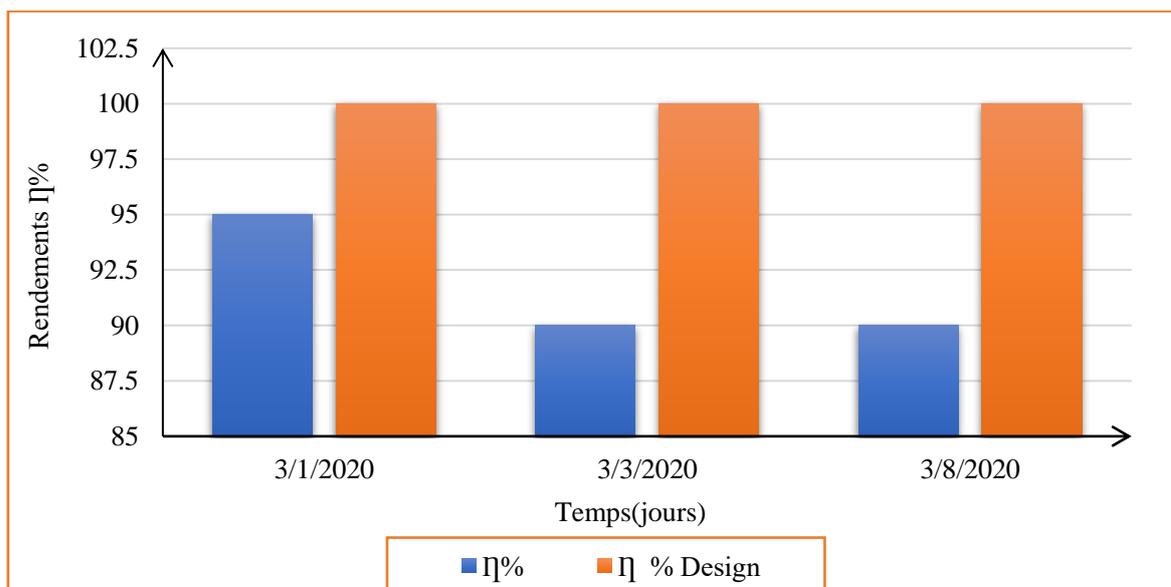


Figure V.1 : Evolution du rendement de reformat.

Tableau V.2 : Données de base et les résultats des constituants liquides et gazeux.

		01/03/2020	03/03/2020	08/03/2020
Constituants liquides	Q_v m ³ /h	190	180	180
	d_d^{15}	0,7435	0,7444	0,7406
	T_d °C	38	38	38
	T_r °C	36,7	36,7	36,7
	d_r^{15}	0,3627	0,4492	0,3888
Constituants gazeux	$Q_{v.gaz}$ m ³ /h	240000	241371	243569
	$d_{Sch,r}^{15}$	0,3627	0,4492	0,3888
	d_d^{15}	0,5313	0,5242	0,3581
	P_r	12,3	12,3	12,3
	P_d	12,3	12,3	12,3
	T_d °C	38	38	38
	T_r °C	36,8	36,8	36,8
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)	101,5711	105,92	98,98
	$Q_{m.gazeux}$ (T/h)	105,558	117,35	111,62
	η %	95	90	90

Interprétation des résultats

Le rendement en reformat d'après l'UOP pour un indice d'octane NO=98 est de 100%, pour notre cas le rendement pour un indice d'octane NO entre 95 et 98 est de 90% à 95%, ceci montre que le catalyseur R-98 a subi une désactivation avec le temps.

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

V.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 :

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

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/kg-mole.

$\%H_2$: Pourcentage molaire de l' H_2 dans le gaz de recyclage.

d_{charge} : densité de la charge.

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

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

	$Q_{v.gaz}$ Kg/h	$Q_{v.charge}$ Kg/h	M_{charge}	d_{charge}	$\%H_2$	Design	H_2/HC
01/03/2020	240000	190	106	743,5	0,7206	6 à 8	5,7933
03/03/2020	241371	180	106	744,4	0,7029		6,04
08/03/2020	243569	180	106	740,6	0,6888		5,955

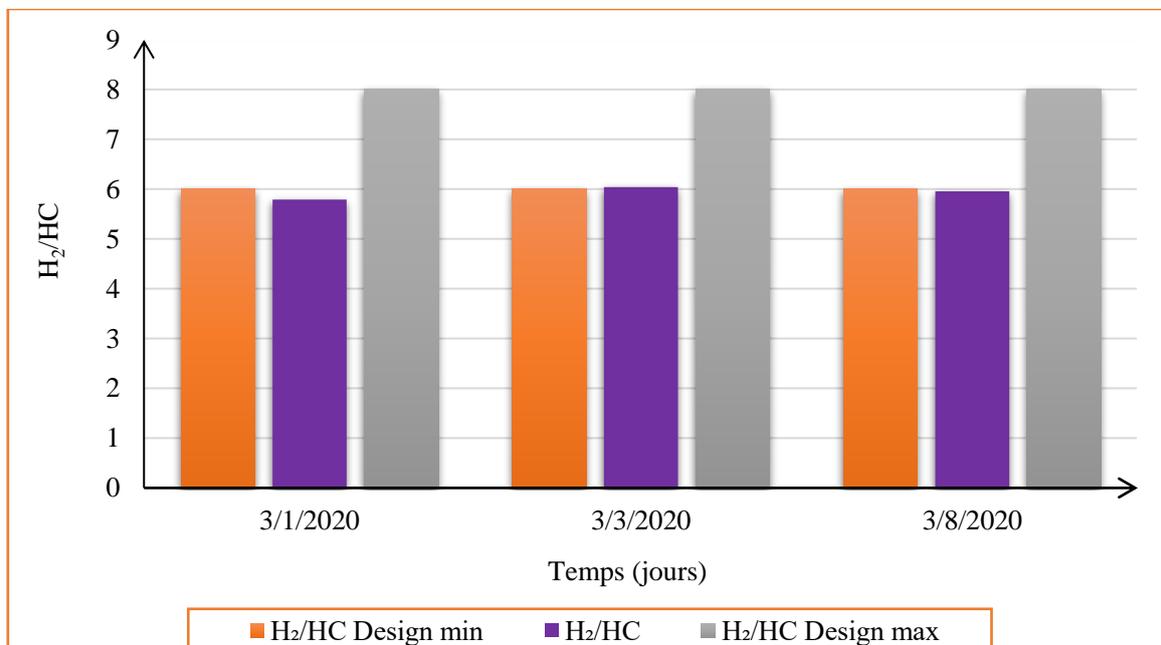


Figure V.2 : Evolution du rapport H_2/HC .

Interprétation des résultats

On remarque d'après la figure V.2 que les valeurs de rapport H_2/HC sont inférieures à celle du maximum de design. Notons qu'il ne permet pas d'assurer une bonne hydrogénation et donc une mauvaise protection du catalyseur qui est en cours de désactivation ainsi l'augmentation de la TMP à cause de l'effet thermique élevé de l'hydrogène, donc plus d'énergie est apporté aux réacteurs.

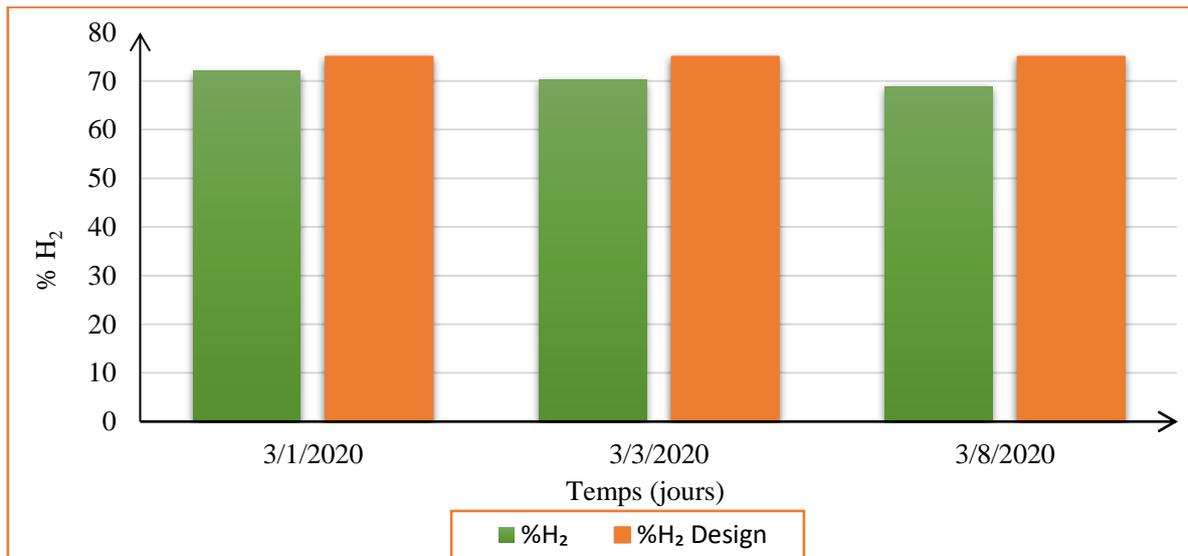


Figure V.3 : Evolution du pourcentage % H₂.

Quant à l'évolution du pourcentage % H₂ (Figure V.3) On constate que le pourcentage d'H₂ est nettement inférieure à celui prévu pour un débit de cycle (75% molaire) ce qui se répercute sur le poids moléculaire du gaz qui est élevé.

V.2.5.2 Vitesse spatiale (VVH)

C'est le rapport entre le débit volumique de la charge et le volume du catalyseur en h⁻¹, et est donnée par la formule suivante :

$$VVH = Q_v / V_{cat} \quad (V.5)$$

Avec :

$$V_{cat} = \sum m_{cat} / \rho \quad (V.5.1)$$

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.

f : masse volumique du catalyseur en kg/m^3 .

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

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

	$Q_{v.charge}$ m^3/h	m_{cat} Kg	f Kg/m^3	V_{cat} m^3	Design h^{-1}	VVH h^{-1}
01/03/2020	190	$131,125 \times 10^3$	765	171,4052	0,96	1,108
03/01/2020	180	$131,125 \times 10^3$	765	171,4052		1,05014
08/03/2020	180	$131,125 \times 10^3$	765	171,4052		1,05014

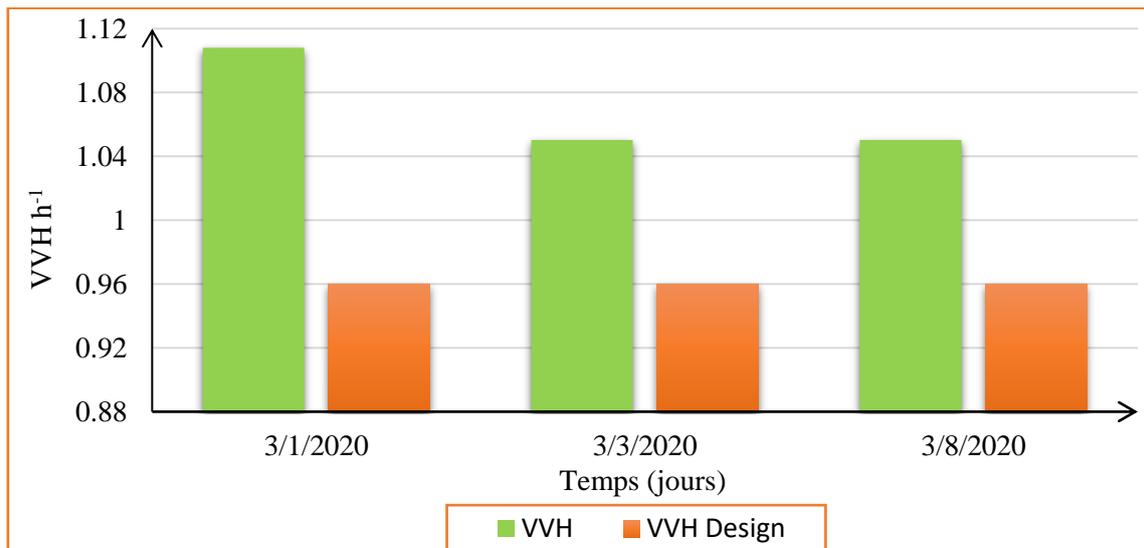


Figure V.4 : Evolution de la vitesse spatiale.

Interprétation des résultats

On observe que la vitesse spatiale est supérieure à celle de design (Figure V.4), cela est due au taux de marche légèrement fort à cause de la température moyenne du ballon V5 (ballon de séparation de la section réactionnelle). La valeur de la vitesse spatiale VVH a excédé sa valeur design, cette augmentation va diminuer le temps de contact qui a un effet négatif sur l'indice d'octane. Par contre une diminution de la vitesse spatiale (diminution du débit de

charge) favorise les réactions d'hydrocrackings mais n'a pratiquement pas d'influences sur les réactions d'aromatisations.

V.2.5.3 Rapport Eau/Chlore

La balance eau /chlore dans le système des réactions est un facteur déterminant pour l'activité et la sélectivité du catalyseur c'est-à-dire le rendement en produits désirés (aromatiques).

L'acidité du catalyseur est ajustée pendant la fabrication du catalyseur et elle doit être maintenue à un niveau convenable au cours de l'opération, pour cela la teneur en chlore est mesurée régulièrement dans le gaz de recyclage car ça fournit des informations sur la teneur en chlore à la surface du catalyseur, également la teneur en eau est contrôlée par la mesure du taux de chlore, puisque la teneur en chlore sur le catalyseur est fonction du ratio H₂O/Cl dans le gaz de recycle.

Les injections eau/chlore de l'unité platforming sont directement liées à l'équilibre eau/chlore dans les réacteurs. Afin de maintenir une acidité optimale du catalyseur R-98, des injections d'eau et d'un composé chloré (DCP) sont prévues en amont des réacteurs, ce rapport est donné par la formule suivante :

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

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 (dichloropenane) 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 V.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}			
01/03/2020	09	0,1	6,52	1,72	106	18	35,5	5,79	18-23 %	16,999
03/03/2020	10	0,2	5,98	1,85	106	18	35,5	6		14,139
08/03/2020	09	0,1	6,01	1,61	106	18	35,5	5,95		16,613

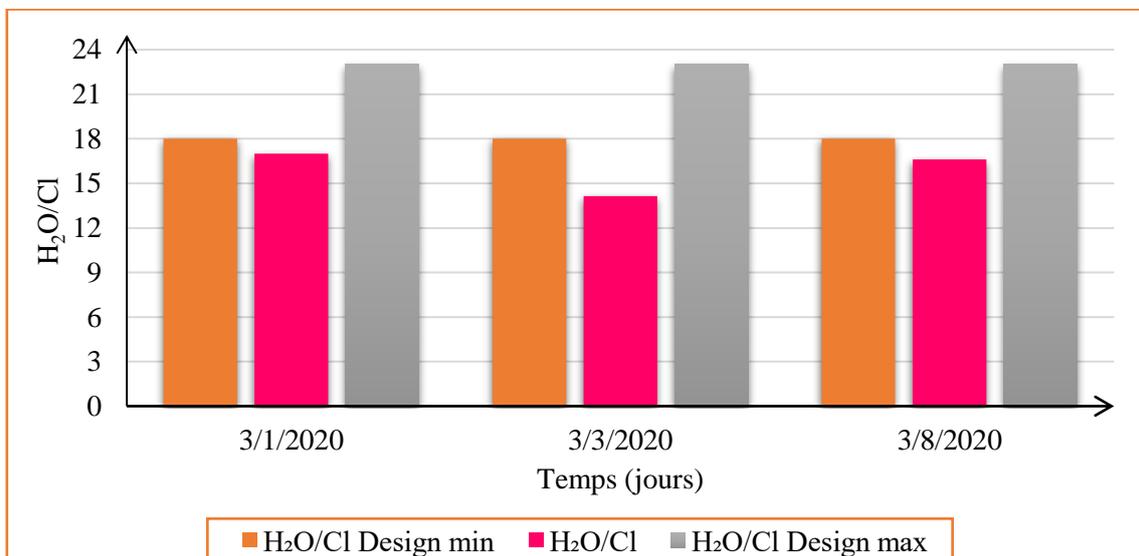


Figure V.5 : Evolution du rapport Eau /Chlore.

Interprétation des résultats

On observe que le rapport Eau/Chlore (Figure V.5) est dans l'ordre de design dans la période d'étude mais c'est loin de la valeur maximale de ce dernier.

Un déficit d'eau causera un craquage excessif catalysé par la fonction métal au lieu de la fonction acide, ce qui diminue la pureté d'H₂ dans le gaz de recyclage, la production des GPL diminue mais le rendement en liquide serait faiblement affecté. D'autre part une faible quantité d'eau (au-dessous de l'ordre du design) nécessaire pour assurer une bonne dispersion du chlore et un bon état d'hydratation de l'alumine.

L'eau lave l'acidité du catalyseur, ce qui diminue la cyclisation des paraffines (réaction clef pour la production des aromatiques).

V.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 :

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

Tel que :

$$\text{WABT} = \Sigma F_i (T_e + T_s) / 2 \quad (\text{V.7.1})$$

Avec :

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

F_i : distribution en % massique du catalyseur dans les trois réacteurs : (9,532% R31, 15,824% R32, 24,976% R33, 49,666% R34).

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

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

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

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

	01/03/2020			03/03/2020			08/03/2020		
	T _e °C	T _s °C	F _i	T _e °C	T _s °C	F _i	T _e °C	T _s °C	F _i
R31	506	463	0,09532	506	463	0,09532	508	465	0,09532
R32	506	488	0,15824	506	489	0,15824	508	491	0,15824
R33	506	496	0,24976	506	496	0,24976	508	498	0,24976
R34	506	501	0,49666	506	502	0,49666	508	504	0,49666
WABT °C	500,03			500,0994			501,3533		
%H₂O/Cl	16,999			14,139			16,613		
Design	0,9 à 1 %								
%Cl/Cat	1,11			1.2804			1,2489		

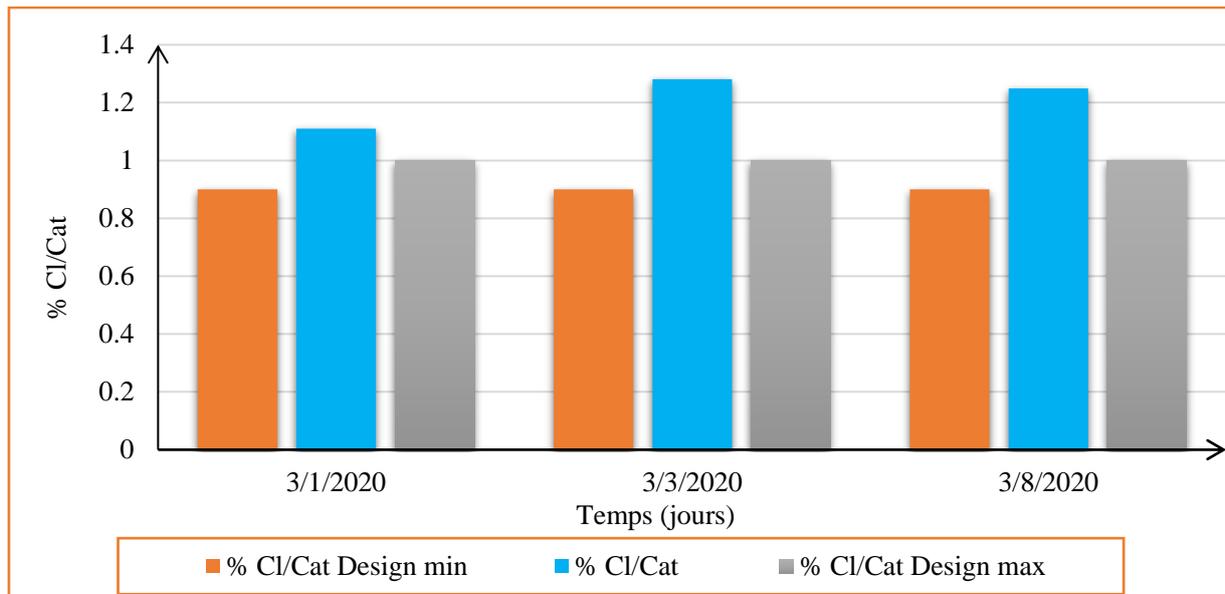


Figure V.6 : Evolution de la teneur en Chlore sur le catalyseur R-98.

Interprétation des résultats

D'après la représentation graphique des résultats obtenus (Figure V.6) On constate que le rapport Cl/Cat est légèrement supérieur à celui du design. Une teneur de 1% de chlore sur le catalyseur lui assure une acidité optimale. Un catalyseur surchloré augmente la réaction d'isomérisation et de craquage ce qui conduit à une influence sur les rendements en reformat et en hydrogène. Par conséquent le NO du reformat augmente pour une température donnée mais les rendements en reformat, en H₂ diminuent et le gaz augmente. Donc une quantité correcte de chlore est cruciale pour maintenir une acidité optimale sur le catalyseur.

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

L'activité est un terme utilisé pour définir la température WAIT, à laquelle un catalyseur doit opérer pour donner l'indice d'octane désiré.

V.2.6.1 La 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 :

$$\text{WAIT}_{\text{calculée}} = \text{WAIT}_{(V.V.H=1)} + C_{\text{CAT}} + C_{V.V.H} \quad (\text{V.8})$$

Avec :

WAIT (v.v.H=1) : Correction de la température moyenne pondéré à VVH=1.

C_{CAT} : Correction selon le type de catalyseur.

C_{v.v.H} : Correction selon la vitesse spatiale actuelle.

Engelhard a calculé la température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) en mettant un cas de base à partir duquel on peut déterminer comment changer la température WAIT des réacteurs pour les changements spécifiques de l'alimentation, RON 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 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 V.7.

Tableau V.7 : Résultats de calcul de WAIT_{calculée}

	01/03/2020	03/03/2020	08/03/2020
NO	92,1	91,6	91,6
VVH h⁻¹	1,108	1,05014	1,05014
WAIT (v.v.H=1)	479	478	476
C_{CAT}	-15	-15	-15
C_{v.v.H}	20	18,5	18,5
Design	473-543 °C		
WAIT _{calculée} °C	484	481,5	479,5

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

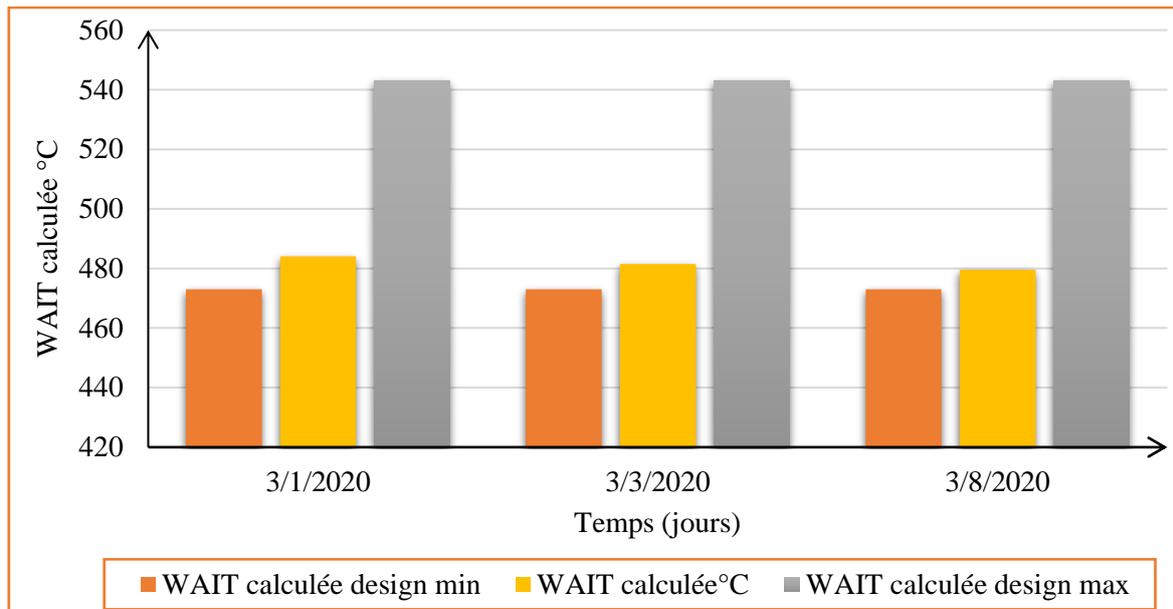


Figure V.7 : Evolution de la température WAIT calculée.

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

$$WAIT_{actuelle} = \sum F_i T_e \quad (V.9)$$

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 V.8).

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

	01/03/2020		03/03/2020		08/03/2020	
	T_e °C	F_i	T_e °C	F_i	T_e °C	F_i
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	

V.2.6.2 Calcul de Δ WAIT

C'est la différence entre WAIT calculée et actuelle :

$$\Delta\text{WAIT} = \text{WAIT}_{\text{calculée}} - \text{WAIT}_{\text{actuelle}} \quad (\text{V.10})$$

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

Tableau V.9 : Résultats de calcul de Δ WAIT.

	01/03/2020	03/03/2020	08/03/2020
Δ WAIT °C	-21,98	-24,48	-28,48

Interprétation des résultats

D'après la méthode UOP le catalyseur a perdu au total (28,48°C) d'activité par rapport au catalyseur neuf après 3 ans de service, ceci montre que le catalyseur a subi une désactivation. L'application de ce calcul périodiquement permet de contrôler et d'établir une base de données sur l'activité du catalyseur.

V.2.6.3 Chute de température le long du lit catalytique

Est déterminée par la formule suivante :

$$\Delta T_{\text{totale}} = \Delta T1 (\text{R31}) + \Delta T2 (\text{R32}) + \Delta T3 (\text{R33}) + \Delta T4 (\text{R34}) \quad (\text{V.11})$$

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 de calcul obtenus sont mentionnés dans le tableau V.10 et sont représentés graphiquement dans la figure V.8.

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

	01/03/2020		03/03/2020		08/03/2020	
	T _e °C	T _s °C	T _e °C	T _s °C	T _e °C	T _s °C
R31	506	463	506	463	508	465
R32	506	488	506	489	508	491
R33	506	496	506	496	508	498
R34	506	501	506	502	508	504
Design	-105 °C					
ΔT °C	-76		-74		-74	
Total °C	-224					

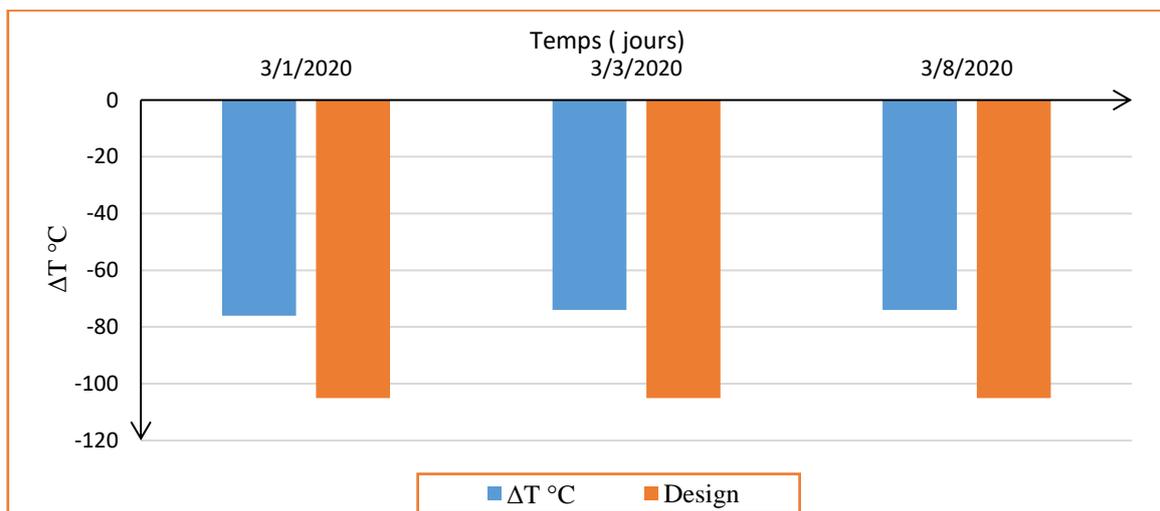


Figure V.8 : Evolution de la chute de température le long du lit catalytique.

Interprétation des résultats

On a ΔT inférieure que celle de design, donc on a moins d'endothermicité ce qui signifie qu'on a moins de réactions d'aromatization et plus de réactions d'hydrocraquage car en fin du cycle le catalyseur est usé et ses performances sont en baisse.

V.2.6.4 Perte de charge le long du lit catalytique

Elle est déterminée par la formule suivante :

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

Avec :

$$\Delta P1 = P1_{Sortie} - P1_{Entrée}$$

$$\Delta P2 = P2_{Sortie} - P2_{Entrée}$$

$$\Delta P3 = P3_{Sortie} - P3_{Entrée}$$

$$\Delta P4 = P4_{Sortie} - P4_{Entrée}$$

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

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

	Design	01/03/2020	03/03/2020	08/03/2020
ΔP (R31)	0,2	0,23	0,22	0,23
ΔP (R32)	0,3	0,16	0,16	0,16
ΔP (R33)	0,2	0,12	0,11	0,12
ΔP (R34)	0,2	0,13	0,13	0,13
ΔP Kg/cm ²	1,7	0,64	0,62	0,64
Total Kg/cm²	1,9			

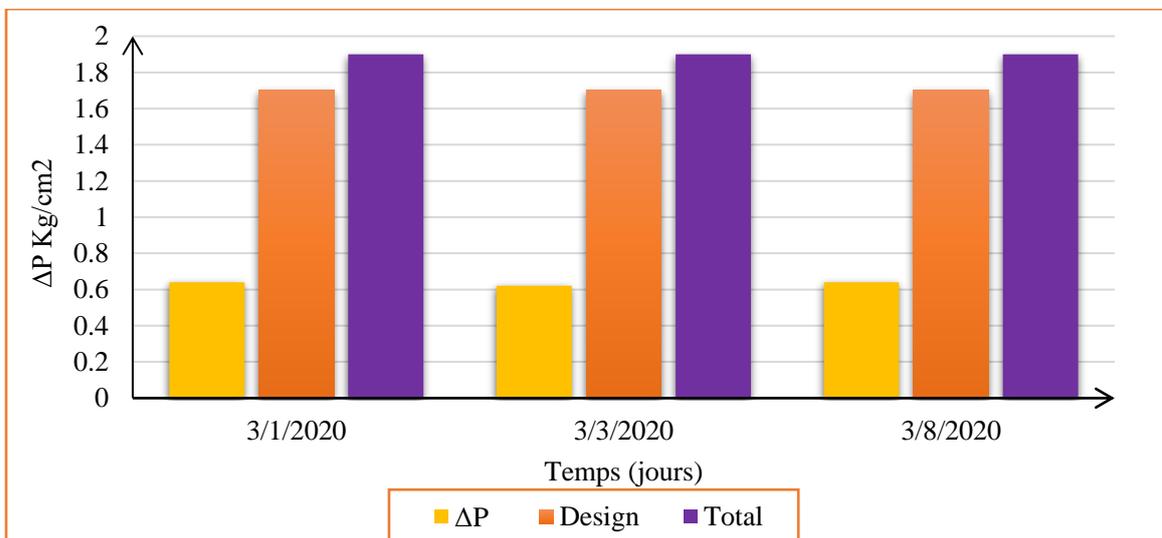
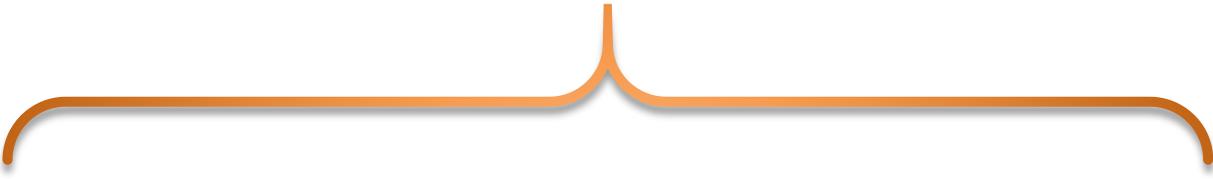


Figure V.9 : Evolution du Perte de charge le long du lit catalytique.

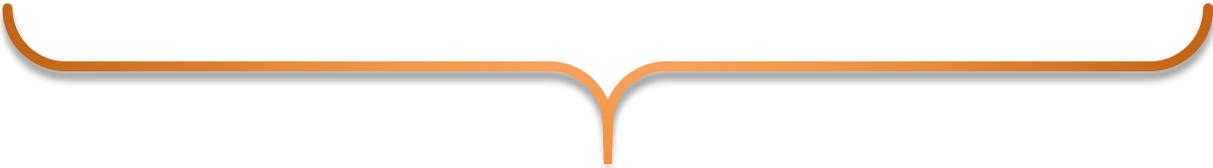
Interprétation des résultats

On a une perte de charge totale supérieure que celle du design, et cela est dû au bouchage au niveau du lit catalytique. De même qu'en fin de cycle le pourcentage massique du coke par

rapport au catalyseur sur sa surface atteint (15%-20%), le catalyseur doit être régénéré et tamisé afin de favoriser les réactions d'aromatisation.



Conclusion générale
CONCLUSION GÉNÉRALE



Conclusion générale

Dans les dernières années beaucoup d'efforts ont été réalisés dans le domaine de reformage catalytique pour trouver le catalyseur performant et optimiser les conditions de travail afin d'obtenir les meilleurs rendements en produits aromatiques pour répondre aux besoins en carburants (échelle nationale) et en hydrogène pour les nouvelles unités dans la raffinerie de Skikda. Il nous a été donnée la tâche d'étudier l'évaluation des performances de l'unité reformage catalytique au sein de la plus grande raffinerie en Algérie celle de Skikda, plus précisément la section reforming II (U101, U103).

Pour cela nous avons fait un suivi attentif des paramètres dépendant et nous nous sommes intéressés à étudier les performances du procédé. Notre but de travail était de connaître tous les paramètres qui gouvernent la production des aromatiques par reformage catalytique des coupes naphtas à travers les différentes sections (hydrotraitement et reforming) issues de distillation de pétrole brut Algérien.

Nous avons effectué une étude théorique de reformage catalytique des naphtas suivie par une étude pratique. Nous avons ensuite étudié le reformage catalytique de coupe naphta sur un système catalytique industriel, fournis par Engelhard R-98, ce système était de type bimétallique, Et nous avons pu relever :

- ✓ Les différents paramètres de marche des sections de production du reformat.
- ✓ L'acheminement des produits fabriqués à partir du traitement de la charge (Naphta lourd) jusqu'à l'obtention de reformat.
- ✓ La récolte des informations concernant les différents paramètres de marche de chaque section (débit, température, pression, taux de charge), nous a été indispensable pour entamer la phase de calcul.

Le calcul des différents paramètres de fonctionnement a été effectué à l'aide des paramètres de marche actuelle relevés sur une période de suivi allant du 01/03/2020 au 15/03/2020.

L'étude de ce présent travail a été structurée en deux (02) parties :

La première partie était consacrée au suivi des paramètres de fonctionnement de l'unité reformage catalytique de la raffinerie de Skikda, et qui a mené aux remarques suivantes :

- ✓ Le point initial et le point final ASTM de la charge n'étaient pas dans les normes du design, ils ont eu une influence négative sur les performances de l'unité et donc sur le rendement en aromatiques, ainsi que sur la vitesse de cokage qui a augmenté.

- ✓ La charge était dans l'ordre de design sauf un léger écart en PONA.
- ✓ Le rendement en reformat d'après l'UOP pour un indice d'octane NO=98 est de 100%, pour notre cas le rendement pour un indice d'octane NO entre 91,6 et 92,1 était de 93%, ceci montre que le catalyseur R-98 a subi une désactivation.
- ✓ Les valeurs de rapport H₂/HC étaient inférieures que celles du design.
- ✓ La vitesse spatiale VVH est devenue plus grande que celle du design ce qui indique une grande sévérité.
- ✓ A partir de la température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée, nous avons constaté que le catalyseur actuel R-98 a perdu (28,48°C) d'activité par rapport au catalyseur neuf. Dans les conditions de marche actuelle, Le catalyseur actuel se désactive plus vite que l'ancien R-62.
- ✓ La perte de charge le long du lit catalytique est supérieure que celle du design. Cette augmentation est remarquable dans les quatre réacteurs, ce qui va créer des chemins préférentiels de la charge au sein du lit catalytique, donc la création des zones mortes. Et cela va influencer directement sur le rendement.
- ✓ La chute de température le long du lit catalytique du réacteur R31, R32, R33, R34 donne une idée claire sur la contribution de chaque réacteur dans le gain d'octane. De là, nous concluons les réactions chimiques qui ont eu lieu dans chaque réacteur tels que : la déshydrogénation, la déshydrocyclisation et l'hydrocraquage.

La deuxième partie a été consacrée à l'étude de l'amélioration des performances de l'unité de reformage catalytique (Unité103) par l'utilisation du catalyseur de la section de reforming II R98 (Platine / Rhénium : 0.25% - 0.25% pds, Support alumine). En clarifiant la méthode de calcul qui permet d'améliorer ces performances et nous avons trouvé que la plupart des rapports ne sont pas dans l'ordre de design, ainsi que la différence entre le WAIT calculée et actuelle, ce qui confirme que le catalyseur R-98 a subi une désactivation.

Enfin, et comme conclusion, nous dirons que malgré que le catalyseur R-98 est à la fin de son cycle il fait son rôle : le Rendement reste stable dans le reformage de coupe naphta durant le cycle, Amélioration du rendement en reformat et d'hydrogène pas mal (augmentation des bénéfiques) avec une longue durée de cycle (après 3ans de marche).

Recommandation

Pour améliorer les performances du catalyseur R-98 et de l'unité platforming sur la base des résultats obtenus en fin de son cycle, on recommande ce qui suit :

✚ Ajustement de point initial et final de la distillation ASTM de la charge, pour permettre une meilleure réaction d'isomérisation et déshydrogénation.

✚ La quantité d' H_2 restera toujours insuffisante, donc on propose d'installer une nouvelle unité de production d'hydrogène.

✚ Diminuer la pression moyenne des réacteurs à la valeur recommandée par le design afin de favoriser les réactions d'aromatization.

✚ Optimiser la régulation de la température à l'entrée du réacteur R31 recommandée par le design en réglant le problème d'échange thermique au niveau des préchauffeurs 103 E-31A/B, afin de pouvoir convertir tous les naphthènes dans ce réacteur et permettre ainsi une meilleure déshydrocyclisation des paraffines dans le réacteur R31. Nous suggérons de substituer les échangeurs 103 E-31 pour atteindre la température prévue de la charge $500^\circ C - 550^\circ C$ à l'entrée du premier four (F31). De plus, l'utilisation des solutions de réformateur catalytique d'Emerson permet d'avoir un contrôle précis de la température de sortie du réchauffeur et des mesures précises pour que le réformateur fournisse suffisamment d'hydrogène.

✚ Réviser le système des injections eau/chlore du point de vue qualitatif en contrôlant d'une manière permanente l'acidité du catalyseur et le maintenir à 0,8 ppm de chlore recommandée par le design, pour atténuer le craquage.

✚ La vidange du réacteur de manière à en retirer le catalyseur usé, puis son rechargement en catalyseur actif. Ces deux opérations doivent être réalisées de manière la plus efficace et rapide possible, de manière à diminuer au maximum le temps d'arrêt du réacteur, pour des raisons économiques évidentes.

✚ Le catalyseur est sensible aux impuretés, composés azotés, oxygénés et sulfurés, 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 NH_3 , de l'hydrogène sulfuré H_2S et de l'eau qui sont éliminés dans la section de purification. 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.

✚ Améliorer le contrôle de la pureté de l'hydrogène, ce qui entraîne une durée de vie plus longue du catalyseur.

✚ Malgré que la quantité excessive de chlore augmente les réactions d'hydrocraquage, les dépôts de carbone augmentent également. La modification de la fonction du métal pourrait être réalisée en ajoutant un composant métallique secondaire ou ternaire au Pt tel que l'étain (Sn) ou l'indium (In).

✚ Les inconvénients des réacteurs à lit fixe sont le transfert de chaleur médiocre et de faibles facteurs d'efficacité des particules catalytiques. L'utilisation d'un réacteur à lit fluidisé pourrait aider à surmonter les limitations de taille des particules de catalyseur du réacteur à lit fixe. On y ajoute éventuellement au moins un composé abaisseur de température de fusion, tel que l'antimoine, le bismuth, le potassium employer dans ce fluide.

✚ Afin de pouvoir produire assez d'essence pour satisfaire la demande au-delà de 2020 avec des taux d'aromatiques faibles, il est recommandé :

- D'ajouter un autre réacteur pour assurer la conversion de toutes les paraffines et les naphènes en aromatiques ce qui traduit l'augmentation du rendement.
- D'augmenter la capacité de reforming à plus de 30.000 BPSD.
- D'installer une unité d'isomérisation avec recyclage sur catalyseur Platine/alumine chlorée.
- D'installer une section de purification pour assurer l'élimination de H₂S et de l'eau.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] J. PIERRE WAUQUIER, le raffinage du pétrole, Produits pétroliers, Schéma de fabrication, Tome1 (1994).
- [2] <https://jancovici.com>.
- [3] <https://fr-static.z-dn.net>.
- [4] <https://www.connaissancedesenergies.org>.
- [5] <https://www.ufip.fr/petrole/petrole-et-energie/le-petrole-aujourd'hui-et-demain>.
- [6] J. G. Speight, The Chemistry and Technology of Petroleum, Chemical Industries Marcel Dekker, New York, (1980).
- [7] J. Pierre WAUQUIER, Le raffinage du pétrole, Procédés de séparation, Tome 2 (1998).
- [8] <http://www.ilocis.org/fr/documents/ILO078.htm>.
- [9] Technique de l'ingénieur IFP, ENSPM Formation Industrie, (2005).
- [10] <https://sonatrach.com/>.
- [11] <https://www.energy.gov.dz/>.
- [12] <http://www.algerie-dz.com/article9048.html>.
- [13] ALILOU, L'augmentation de capacité de traitement dans l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger, Mémoire d'ingénieur d'état, Université de Boumerdès (2005).
- [14] SOLTANE Abdelhak, LAIB Brahim, Simulation et optimisation de topping par une colonne pré-distillation, Mémoire de master, Université d'El Oued, (2014).

[15] ARCHACHE Abd elmadjid, Amélioration des performances du catalyseur R98 du reforming II RA1k (Skikda), Projet professionnel de fin de formation Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialisé en raffinage, Ecole de Boumerdès, (2017).

[16] HAMIDA Abd Essalem, Description de l'unité reforming 02 (circuit et fonctionnement), Rapport de stage msp professionnalisation des techniciens en raffinage, Raffinerie de Skikda ra1k, Ecole d'Arzew, (2019).

[17] ADOUANI Fateh, Reformage catalytique, Projet professionnel de fin de formation Pour l'obtention du diplôme de technicien supérieur spécialisé en Raffinage, École de Skikda, Institut Algérien du pétrole, (2017).

[18] BELAID Khaled, étude de la régénération de catalyseur R62 de l'unité reforming catalytique II, Projet professionnel de fin de formation pour l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialisé en raffinage et pétrochimie, Institut Algérien du Pétrole école de Boumerdes (IAP), (2017).

[19] GUERMACHE Anissa, Optimisation de la formulation des essences. Mémoire de fin d'études en vue de l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialise en pétrochimie, Ecole d'ingénieurs de Boumerdes, (2005).

[20] 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).

[21] A. CHAVEL, G.LEFEBVRE, Procédés de pétrochimie, Tome 1, 2eme édition, (1985).

[22] BOULTIF Walid, Etude théorique du reformage catalytique : Application à l'échelle industrielle, Mémoire de magister, Université Ferhat Abbas – Sétif, (2012).

[23] Pierre. LEPRINCE, Le Raffinage du pétrole, Tome 3 Procédés de transformation, (1998).

[24] MARCILLY Christian, Catalyse acido-basique, Application au raffinage et à la pétrochimie, Volume 2, (2003).

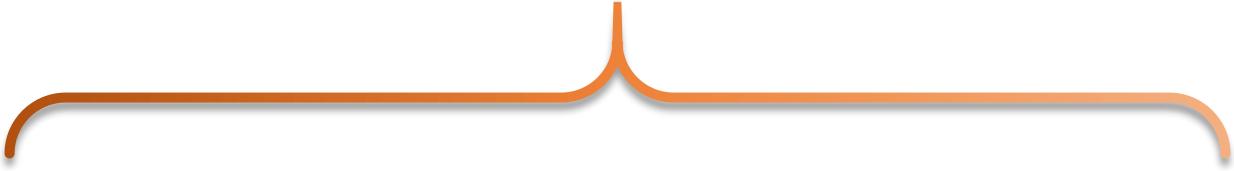
[25] Manuel Opérateur Reforming II (unité 101 et unité 103).

[26] MERABET Ahmed, Etude des performances du catalyseur E801/E803 de l'unité magnaforming de Skikda, Mémoire de master, Ecole d'ingénieurs de Boumerdes, (2011).

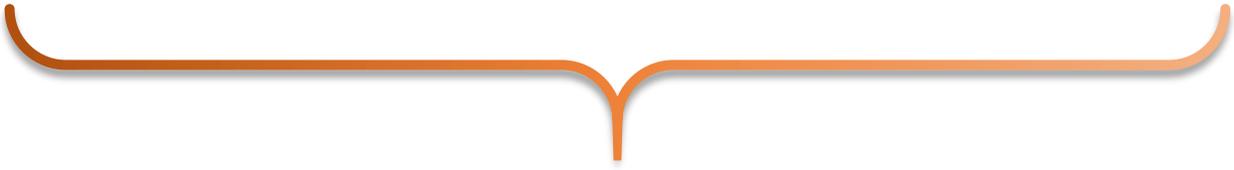
[27] BOUCHA Khaled, OUSFIA Abderrezak, Amélioration de l'indice d'octane par reformage catalytique au niveau de la raffinerie d'Adrar RA1D, Mémoire de master, Université d'Adrar, (2019).

[28] BOUBERGOUG Adel, Régénération du catalyseur UOP (R86) du reforming catalytique, Mémoire master, Université Badji Mokhtar-Annaba, (2016).

[29] IFP Training, Traitement des coupes légères et des distillats moyens, Ecole nationale supérieure du pétrole et des moteurs, (2015).



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

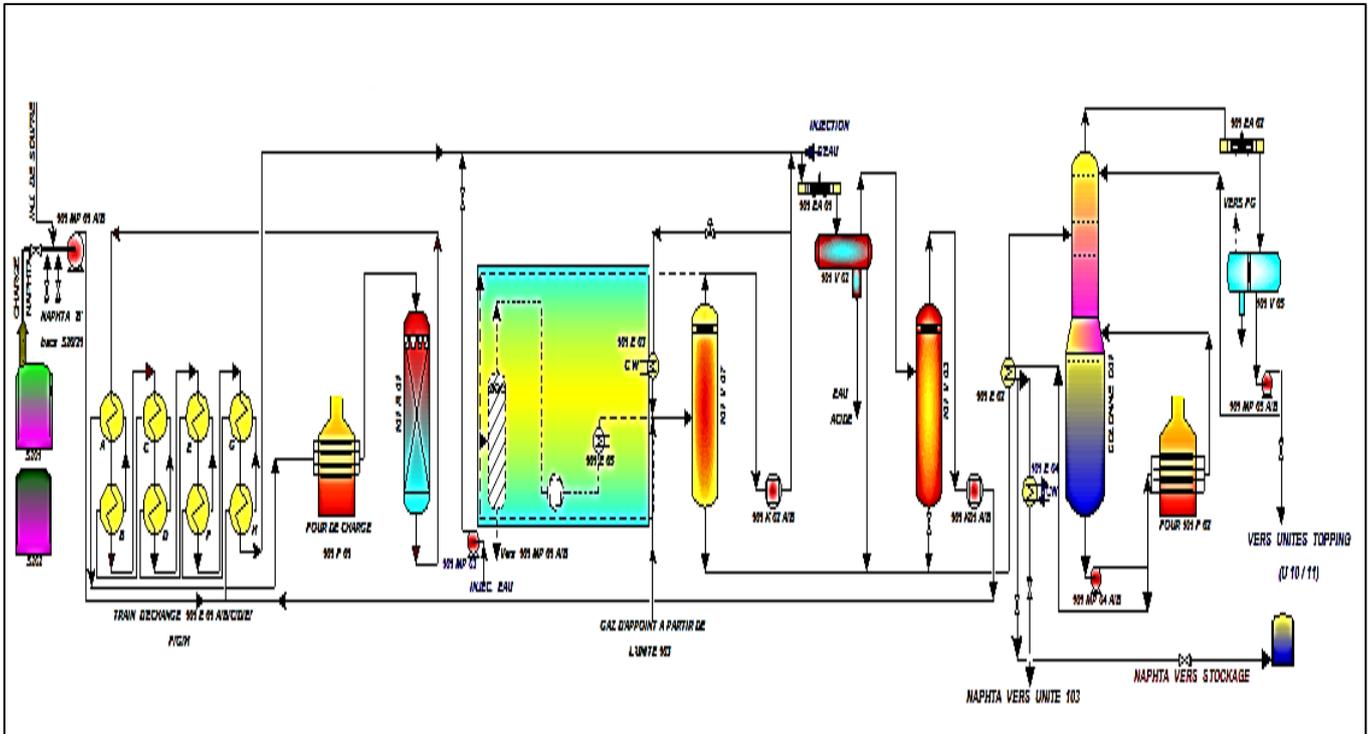


Figure B.1 : Schéma simplifié de l'unité Reforming II de la section prétraitement [19].

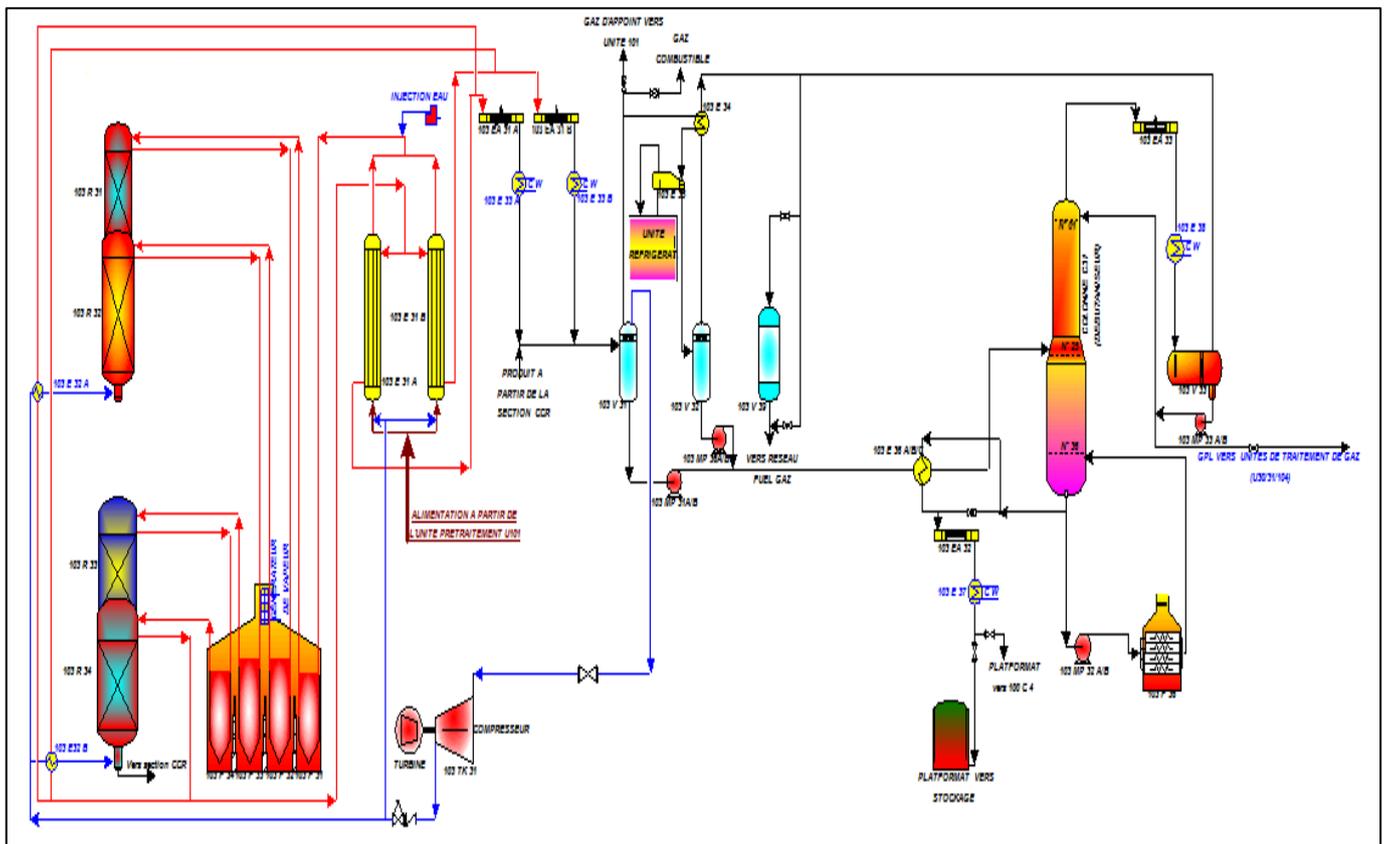


Figure B.2 : Schéma simplifié de l'unité Reforming II de la section platforming [19].

Tableau B.1 : Les propriétés physiques du naphta "B" et "C" [25].

PROPRIETES	NAPHTA "B"	NAPHTA "C"
Densité à 15 °C	0,7267	0,7715
TVR 37,8 °C, kg/cm2	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 [19].

Flux	Débit (kg/h)	T (°C)	P (bars)	Flux	Débit (kg/h)	T (°C)	P (bars)
1	153 487	38	39,4	9	2 435	85	39,1
2	155 921	42	35,2	10	154 329	57	24,6
3	155 921	314	32,8	11	154 329	182	7,7
4	155 921	366	28,8	12	26 992	103	7,5
5	155 921	371	28	13	26 992	57	7,1
6	155 921	115	25,7	14	270	57	16,8
7	162 840	57	24,7	15	446 802	238	8
8	2 435	57	24,4	16	152 196	126	-

Tableau B.3 : Propriétés physiques du catalyseur UOP S-120 [15].

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

Tableau B.4 : Identification et repérage des équipements [25].

Items	Repères	Service	Pression kg/cm ²	Temp 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 9,6	57 °C
7	101-MP 5/B		7,1 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 C 1	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
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	57 °C
			39,1	84 °C
35	101-K 1/B		24,4	57 °C
			39,1	84 °C
36	101-K 2/A	Compresseur d'appoint	12	38 °C
			25,8	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	16,1	485 °C
46	103-E 32/A	Echangeur de	13,6	531 °C
47	103-E 32/B	Echangeur de	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 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 de charge C31	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	3 ^{me} réacteur	14,6 14,3	Te=453 °C Ts=523 °C
65	103-R 34	4 ^{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-MK 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
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-MV 313	Ballon		
81	103-MV 314	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-TP 35	Pompe circulation du générateur vapeur.	35	230 °C
105	103-MP 36/A	Pompe V 32	P _{asp} =12 P _{ref} =21	-18 °C
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-KMP 312	Pompe de condensateur TK 31		

Tableau B.5 : Données design de la section platforming [19]

Flux	Débit kg/h	T (°C)	P (bars)	Flux	Débit kg/h	T (°C)	P (bars)
1	150 719	127	15,5	14	122 227	118	12,8
2	122 028	484	15,3	15	122 227	38	12,3
3	244 056	484	15,3	16	244 171	38	12,3
4	244 056	543	15,1	17	93 451	38	12,3
5	244 056	492	14,9	18	93 451	57	15,5
6	244 057	543	14,6	19	19 543	38	12,3
7	244 057	519	14,3	20	19 543	-18	11,7
8	244 057	543	14,1	21	8 207	38	17,2
9	244 057	522	13,9	22	130 398	38	12,3
10	244 057	543	13,6	23	134 886	198	20,4
11	244 170	529	13,4	24	48 366	80	17,9
12	121 943	529	13,4	25	315 531	254	18,3
13	121 941	118	12,8	26	125 773	38	16,2

Tableau B.6 : les propriétés physiques du catalyseur UOP R 98 Platforming [25].

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
Chloride (% poids)	9-11
Pression (Kg/cm ²)	1,8
Vitesse spatiale (h ⁻¹)	0,96
Quantité chargée (tonnes)	131,125

ANNEXE C

Tableau C.1 : Indice d'octane recherché des hydrocarbures purs [20].

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, 2,3Trimethylbutane	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
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

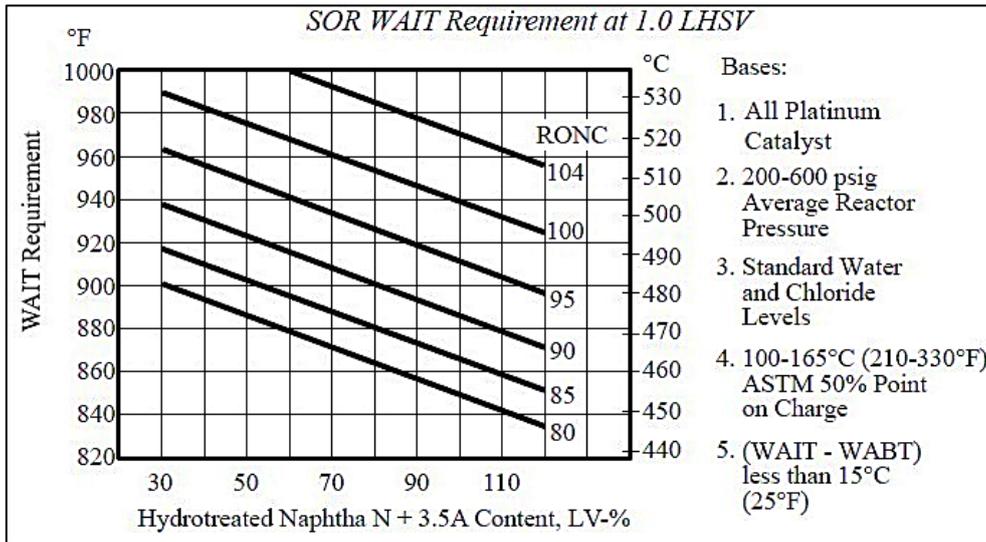


Figure D.1 : Correction de la température moyenne pondéré à VVH=1.

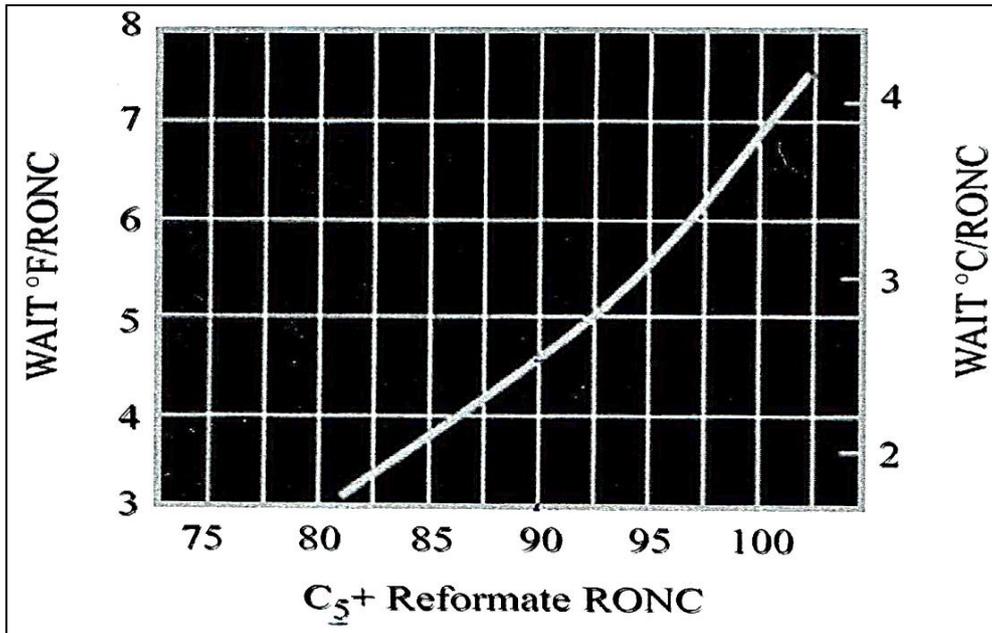


Figure D.2 : température – octane.

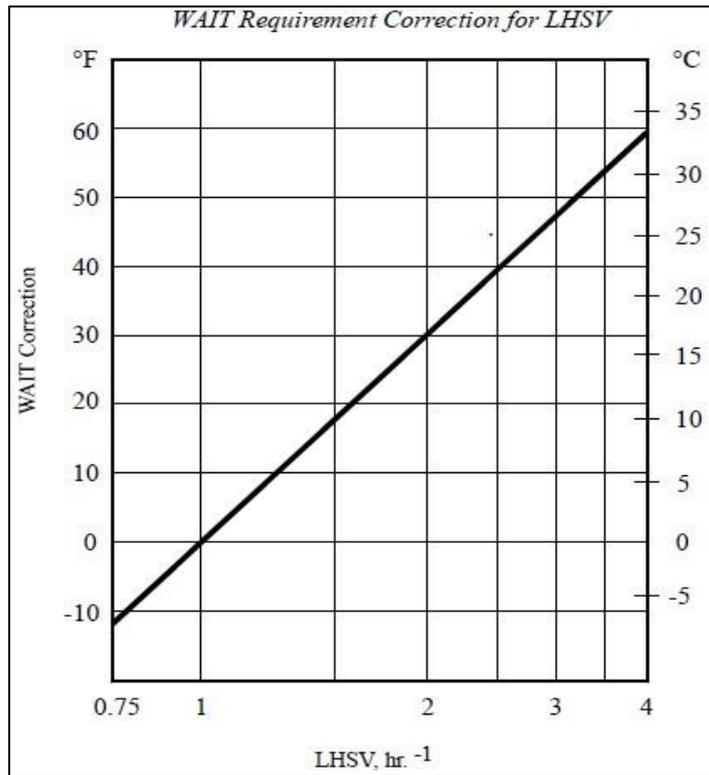


Figure D.3 : Correction selon la vitesse spatiale actuelle.

Tableaux des données

	11 Juin 2019	11 Juillet 2019	13 Aout 2019	12 Sept 2019	02 Oct 2019	13 Nov 2019	11 Dec 2019
Débit(m ³ /h)							
U101	200	200	200	200	200	200	195
U103	190	190	190	190	190	190	190
R1 : Te-Ts	315-316	315-316	315-316	315-316	315-316	315-317	315-317
ΔT	+1	+1	+1	+1	+1	+2	+2
ΔP	1.03	1.17	1.14	1.10	1.09	1.10	1.32
R31 : Te-Ts	492-435	492-437	494-439	494-441	496-443	498-446	500-452
ΔT	-57	-55	-55	-53	-53	-52	-48
ΔP	0.22	0.22	0.22	0.23	0.23	0.22	0.23
R32 : Te-Ts	492-469	492-469	494-472	494-472	496-474	498-477	500-480
ΔT	-23	-23	-22	-22	-22	-21	-20
ΔP	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16
R33 : Te-Ts	492-479	492-479	494-482	494-482	496-484	498-486	500-488
ΔT	-13	-13	-12	-12	-12	-12	-12
ΔP	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.12
R34 : Te-Ts	492-487	492-486	494-489	494-488	496-490	498-493	500-495
ΔT	-5	-6	-5	-6	-6	-5	-5
ΔP	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	0.13	0.14
T°Rx	492°C	492	494	494	496	498	500
T°v31	37.5°C	37.9	37.8	38	36.5	41	36.8
Vitesse K31	5788npm	5919npm	5814	5800	5825	5800	5731
P/F (m ³ /h)	140	144	143	143	142	145	144
GPL (m ³ /h)	17.70	16.70	16.7	17.30	18	17	17.1
C5 (m ³ /h)	3 m ³ /h	2.5	2	2	2	2	00
H2/HC	8.48	8.63	9.13	8.82	8.98	6.60	6.48
Densité	0.7350	0.7374	0.7357	0.7379	0.7378	0.7370	0.7396
Distillation :							
Pi	73	72	71	72	70	70	79
Pf	160	167	161	161	158	160	167
NO	95.4	95.3	94.8	93.9	94	93.6	94
Soufre	0.5	0.4	0.5	0.5	0.4	0.4	0.5
H2	81.43	82.12	83.01	82.73	82.67	73.82	73.09
PM	7.16	6.84	6.25	6.51	6.56	10.18	10.27
D _{Schill}	0.2478	0.2366	0.2164	0.2252	0.2269	0.3521	0.3555
D à 15°C	0.5286	Manque d'air	0.5480	Manque d'air	Manque d'air	0.5301	0.5266
H ₂ O	13	14	13	13	13	14	13
Hcl	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
H ₂ S	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS

	Janvier 2020				Février 2020			Mars 2020			
	07	16	19	28	05	19	25	01	03	06	08
Débits :U101	195	186	186	186	200	200	186	186	200	185.5	185
U103	190	180	180	180	180	180	180	190	180	180	180
R1 :Te	315	315	315	315	315	315	315	315	315	315	315
Ts	316	317	316.8	317	317	316	317	317	317	317	317
ΔT	+1	+2	+1.8	+2	+2	+1	+2	+2	+2	+2	+2
ΔP	1.29	1.25	1.24	1.23	1.29	1.26	1.223	1.21	1.27	1.20	1.2
R31 :Te	500	502	502	504	504	504	506	506	506	508	508
Ts	453	457	456	458	459	460	463	463	463	464	465
ΔT	-47	-45	-45	-45	-45	-44	-43	-43	-43	-44	-42
ΔP	0.23	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.23	0.22	0.23	0.23
R32 :Te	500	502	502	504	504	504	506	506	506	508	508
Ts	481	484	483	485	475	486	488	488	489	490	491
ΔT	-19	-18	-18	-18	-19	-18	-18	-18	-17	-18	-17
ΔP	0.16	0.16	0.16	0.16	0.15	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16
R33:Te	500	502	502	504	504	504	506	506	506	508	508
Ts	489	492	491	493	493	493	496	496	496	498	498
ΔT	-11	-10	-10	-11	-11	-11	-10	-10	-10	-10	-10
ΔP	0.12	0.12	0.11	0.12	0.11	0.12	0.12	0.12	0.11	0.12	0.12
R34: Te	500	502	502	504	504	504	506	506	506	508	508
Ts	495	497	497	499	499	499	501	501	502	503	504
ΔT	-5	-5	-5	.5	-5	-5	-5	-5	-4	-5	-4
ΔP	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
T°Rx	500	502	502	504	504	504	506	506	506	508	508
T°v31	40	37	36.5	36	34.9	35	37.7	37.5	37	36.6	37.5
Vitesse K31	5790	5720	5690	5660	5661	5700	5670	5670	5666	5660	5660
P/F (m³/h)	145	139	135	135	134	134	136	135	137	132	135
GPL (m³/h)	15.5	15.80	16.5	17	17	17.40	16.7	16.20	16	17.35	17.20
C5 (m³/h)	00	00	00	00	00	00	00	00	00	00	00
H2/HC	6.20	6.92	7.07	6.64	6.18	6.86	6.37	6.70	5.98	6.52	6.06
Densité	0.7419	0.7440	0.7399	0.7395	0.7402	0.7409	0.7435	0.7435	0.7444	0.7424	0.7406
Distil: Pi	77	78	79	71	74	80	80	78	76	74	80
Pf	168	172	165	168	167	173	170	165	159	71	170
NO	92.5	94	93.2	92.3	92.8	92	92.7	92.1	91.6		91.6
Soufre	0.4	0.4	0.5	0.4	0.5	0.5	0.4	0.4	0.5		0.5
H2	74.39	75.64	73.86	73.22	69.85	74.15	72.11	72.06	70.29	70.24	68.88
PM	10.07	9.49	10.05	10.40	11.50	9.95	10.60	10.48	12.98	11.18	11.24
DSchill	0.3483	0.3283	0.3477	0.3599	0.3977	0.3444	0.6369	0.3627	0.4492	0.3869	0.3888
D à 15°c	0.5398	Manque d'air	0.5239	0.5323	Manque d'air	Manque d'air	0.5247	0.5313	0.5242		0.3581
H2O	14	13	12	16	15	7	9	9	10		9
Hcl	0.6	0.3	0.2	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1	0.2		0.1
H2S	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS	ABS		ABS