

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
UNIVERSITE de BLIDA 1



Faculté de Technologie
Département Génie des Procédés

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Spécialité : Génie Chimique

Intitulé de thème

**Amélioration des performances de
l'unité CCR 520 de la raffinerie
d'Alger**

Présenté par :

Melle MALLA Rania

Melle BOULBAIR Amira

Encadré par :

Pr. BOURAS Omar

Mr. MAALEG Amine

Promotion 2024

المخلص

يعد الإصلاح الحفزي عملية حاسمة في صناعة النفط، ومع ذلك، فإن تنفيذه يثبت أنه معقد بسبب العديد من المتغيرات التشغيلية التي يصعب التحكم فيها. من بين هذه المعلمات، يمكننا ذكر الضغط ودرجة الحرارة والسرعة المكانية ونسبة H_2 / H_c ، وما إلى ذلك.

يهدف هذا العمل إلى دراسة ومتابعة معايير الأداء والتشغيل لوحدرة الإصلاح الحفزي (CCR) بهدف تحسين رقم أوكتان المنتج وإنتاجيته. لتحقيق ذلك، تم وضع الوحدة تحت المراقبة وتمت متابعة معايير التشغيل المختلفة للوحدة خلال فترة زمنية محددة. ركزت المرحلة الأولى، في شكل أعمدة بيانية على حساب معايير التشغيل. تضمنت المرحلة الثانية رسم الرسوم البيانية المقابلة لهذه المعلمات ومتابعتها بدقة.

Abstract

The implementation of catalytic reforming is complex due to multiple operational variables that are difficult to control. These parameters include pressure, temperature, spatial velocity, H_2/H_c ratio, etc.

This work aims to study and monitor the performance parameters of the CCR unit in order to improve the octane index and the performance of the product. It was realized by putting the unit under control during which the different parameters of the unit's operation were followed during a well determined period. The first part, in the form of histograms, was focused on the calculation of walking parameters. The second part relating to the tracing of the corresponding graphs was followed by the monitoring of these different parameters.

Résumé

La mise en œuvre du reformage catalytique est complexe en raison de multiples variables opérationnelles difficiles à contrôler. Parmi ces paramètres figurent la pression, la température, la vitesse spatiale, le rapport H_2/H_c , ..., etc.

Ce présent travail a pour but l'étude et le suivi des paramètres de performance et de marche de l'unité CCR dans le but d'améliorer l'indice d'octane et le rendement du produit. Il a été réalisé en mettant l'unité sous contrôle durant lesquels les différents paramètres de marche de l'unité ont été suivi durant une période bien déterminée. La première partie, sous forme d'histogrammes, a été focalisée sur le calcul des paramètres de marche. La deuxième partie relative au tracé des graphes correspondants a été suivie par le suivi de ces différents paramètres.



Dédicaces

Du profond de mon cœur, je dédie ce travail à tout(e)s celles et ceux qui me sont cher(e)s

A ma chère mère Nedjema

Aucune dédicace ne serait exprimée mon respect, mon amour éternel et ma considération pour les sacrifices que vous avez consentis pour mon instruction et mon bien être.

Je vous remercie pour tout le soutien et l'amour que vous me portez depuis mon enfance et j'espère que votre bénédiction m'accompagne toujours

A mon cher père Bachir

Qui a toujours été ma source d'inspiration et de soutien inconditionnel tout au long de ce parcours. Ton amour, ta sagesse et ton encouragement ont été les piliers de ma réussite. Cette dédicace est un humble témoignage de ma gratitude éternelle. Merci pour tout

Que ce modeste travail soit l'exaucement de vos vœux tant formulés, le fruit de vos innombrables sacrifices puisse ALLAH le très haut, vous accorde santé, bonheur et longue vie.

A ma binôme dévouée Amira

Je te remercie pour l'engagement, le soutien et la collaboration qui ont été essentiels pour achever ce projet. Ta persévérance et ta gentillesse ont rendu cette expérience enrichissante.

Merci pour cette incroyable aventure ensemble, je te souhaite que du bonheur dans ta vie
Je t'aime

Et finalement à toutes ma famille spécialement à mes grands-parents, mes frères Issam et Abd El Malek, mes amies Maroua, Yasmine, Farah, Amina et Soraya, et bien sûr à ma cousine adorée Chahinez...**Je vous aime très fort**

Rania



Dédicaces

Du profond de mon cœur, je dédie ce travail à tout(e)s celles et ceux qui me sont cher(e)s

A ma chère mère Anissa

Aucune dédicace ne serait exprimée mon respect, mon amour éternel et ma considération pour les sacrifices que vous avez consentis pour mon instruction et mon bien être.

Je vous remercie pour tout le soutien et l'amour que vous me portez depuis mon enfance et j'espère que votre bénédiction m'accompagne toujours

A mon cher père Abdelmadjid

Qui a toujours été ma source d'inspiration et de soutien inconditionnel tout au long de ce parcours. Ton amour, ta sagesse et ton encouragement ont été les piliers de ma réussite. Cette dédicace est un humble témoignage de ma gratitude éternelle. Merci pour tout

Que ce modeste travail soit l'exaucement de vos vœux tant formulés, le fruit de vos innombrables sacrifices puisse ALLAH le très haut, vous accorder santé, bonheur et longue vie.

A ma binôme dévouée Rania

Je te remercie pour l'engagement, le soutien et la collaboration qui ont été essentiels pour achever ce projet. Ta persévérance et ta gentillesse ont rendu cette expérience enrichissante.

Merci pour cette incroyable aventure ensemble je te souhaite que du bonheur dans ta vie
Je t'aime.

A mon très cher frère Chemsou et finalement à mes chères amies Abir, Soraya, Amina

Amira



Remerciements

Nous remercions ALLAH le tout puissant de nous avoir donné la santé et la volonté d'entamer et de terminer ce mémoire.

Tout d'abord, ce travail ne serait pas aussi riche et n'aurait pas pu avoir le jour sans l'aide et l'encadrement de Mr Omar BOURAS. Nous le remercions pour la qualité de son encadrement exceptionnel, pour sa patience, sa rigueur et sa disponibilité durant la préparation de ce mémoire

Nos remerciements s'adressent à Mr Amine MAALEG pour son aide pratique et son soutien moral et ses encouragements.

Nos remerciements s'adressent également à tous nos professeurs pour leurs générosités et la grande patience dont ils ont su faire preuve malgré leurs charges académiques et professionnelles.

Nous tenons à remercier également l'équipe de la raffinerie d'Alger pour leur accueil chaleureux

Enfin, nous n'oublions pas de remercier tous ce qui nous ont aidé de près ou de loin pour élaborer ce mémoire.

Tables des matières

Résumé

Dédicaces

Remerciements

Table des matières

Abréviation

Liste des Figures

Liste des Tableaux

Introduction générale 01

Chapitre I : Présentation de la Raffinerie d'Alger

I .1 Présentation du Sonatrach	03
I.2 Présentation de la raffinerie d'Alger	
I.2.1 Définition	03
I.2.2 Historique	03
I.2.3 Situation géographique	04
I.2.4 Installation et équipement	
I.2.4.1 Unité de distillation atmosphérique (unité 100 « ADU »)	05
I.2.4.2 Unité MS block	05
I.2.4.3 Unité sulfure block	05
I.2.4.4 Unité craquage catalytique	06
I.2.4.5 Parc de stockage	06
I.2.4.6 Utilités	06
I.2.4.7 Contrôle des spécifications des produits pétroliers	07

Chapitre II : Généralités sur le pétrole brut et le raffinage

II.1 Introduction	08
II.2 Pétrole	
II.2.1 Définition du pétrole brut	08
II.2.2 Evolution des besoins énergétiques de pétrole	09
II.2.3 Composition du pétrole	10
II.2.3.1 Hydrocarbures	10
II.2.3.1.1 Hydrocarbures aliphatiques saturés ou alcanes ou paraffines	10
II.2.3.1.2 Hydrocarbures cycliques saturés ou cyclanes ou naphènes	10
II.2.3.1.3 Hydrocarbures aromatiques	11
II.2.3.1.4 Hydrocarbures aliphatiques insaturés ou oléfines ou alcènes	11
II.2.4 Spécification du pétrole brut	11
II.2.4.1 Densité	11
II.2.4.2 Viscosité	12
II.2.4.3 Point d'écoulement	12
II.2.4.4 Tension de vapeur et point d'éclair	12
II.2.4.5 Teneur en soufre	13
II.2.4.6 Teneur en sédiments	13
II.2.4.7 Teneur en Azote	13
II.3 Essence	13
II.4 Raffinage du pétrole	
II.4.1 Définition	14
II.4.2 Opérations de raffinage du pétrole	
II.4.2.1 Procédés de séparation	14
II.4.2.2. Procédés de conversion	15
II.4.2.3 Procédés d'amélioration (Traitement)	15
II.4.3 Principaux produits de raffinage de pétrole brut :	
II.4.3.1 Combustibles et carburants	15
II.4.3.2 Matières premières pétrochimiques	15
II.4.3.3 Produits spéciaux	16

Chapitre III : Procédés de Reformage Catalytique

III.1 Indice d'octane	17
III.2 Reformage catalytique	
III.2.1 Introduction	17
III.2.2 Historique	17
III.2.3 Principe et objectif de procédé de reformage catalytique	18
III.2.4 Types de reformage catalytique	18
III.2.5 Spécifications techniques des charges et produits	
III.2.5.1 Charge de procédé	19
III.2.5.2 Produits obtenus par l'unité	19
III.2.6 Chimie des procédés	
III.2.6.1 Réactions fondamentales	20
III.3 Description du procédés CCR et conditions opératoires	
III.3.1 Description du procédé	20
III.3.1.1 Section réactionnelle	20
III.3.1.2 Section d'absorption	21
III.3.1.3. Section de stabilisation et de récupération des GPL	21
III.3.1.4 Section de régénération	21
III.3.1.4.1 Description de la section de régénération	21
III.3.1.4.2 Circulation de catalyseur	23
III.3.1.4.3 Modes de régénération	24
III. 4 Catalyseurs	
III. 4.1 Définition	24
III.4.2 Types de catalyseurs	25
III.4.3 Modes d'action des catalyseurs	25
III.4.4 Propriétés catalytiques	25
III.5 Catalyseurs de reformage catalytique	26
III.5.1 Identification des catalyseurs	26
III.5.2 Caractéristiques du catalyseur	26
III.5.3 Mécanisme du catalyseur	27
III.5.4 Contaminants du catalyseur	28

Chapitre IV : Calcul des paramètres opérationnels

IV.1 Introduction	29
IV.2 Calcul des performances de l'unité R520	29
IV.2.1 But de l'étude	29
IV.2.2 Méthodologie de l'étude	29
IV.2.2.1 Calcul des débits massiques des constituants liquides	30
IV.2.2.2 Calcul des rendements des produits des constituants liquides	30
IV.2.2.3 Calcul des variables opératoires	
IV.2.2.3.1 Rapport Hydrogène/Charge	32
IV.2.2.3.2 Vitesse spatiale	35
IV.2.2.3.3 Rapport Eau/Chlore	36
IV.2.2.3.4 Teneur en chlore sur le catalyseur	37
IV.2.2.3.5 Température moyenne pondérée des réacteurs : WAIT	39
IV.2.2.3.6 Chute de température	42
IV.2.2.3.7 Perte de charge	44

Chapitre V : Suivi des paramètres opératoires de l'unité 520

V.1. Introduction	47
V.2. Suivi des paramètres de l'unité 520	47
V.2.1. But de l'étude	47
V.2.2. Méthodologie de l'étude	47
V.3. Suivi des paramètres de fonctionnement	47
V.3.1. Point initial et point final de la distillation de la charge (PI/PF)	47
V.3.2 Charge	49
V.3.3. Gaz de recyclage	52
V.3.4. Rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/H_c)	54
V.3.5. Perte de la charge le long du lit catalytique	55
V.3.6. Chute de température le long du lit catalytique	58
V.3.7. Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée-TEP-)	61
V.3.8. Indice d'octane NO	62

Conclusion générale
Annexe
Références bibliographiqu

64

Abréviation

ADU	Unite de distillation atmosphérique
API	Américaine pétrole industrie
ARU	Amine regeneration unit
ASTM	American society for testing materials
CCR	Reforming catalytique continu
CPECC	China petroleum engineering and construction
FCC	Fluidized bed catalytic cracking
FGATU	Fuel Gas amine traitement unit
FOD	Fioul oïl domestic
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
LNISOM	L'unité d'Isomérisation
MS block	Moteur spirit block
NHT	Naphta hydrotreatment
NO	Nombre d'octane
PDG	Président-Directeur Générale
P.O.N.A	Paraffine, oléfine, naphène, aromatique
PF	Point finale de la distillation
PI	Point initiale de la distillation
Ppm	Partie par million
P	Pression
R	Réacteur
T	Température
UOP	Universal Oil Product

WAIT

Weighted average inlet temperature

WHSV

Weight hourly space velocity

Liste des Figures

Figure I.1	Vue aérienne de la raffinerie d'Alger RA1G.	05
Figure II.1	Schéma montrant la production du pétrole brut des 16 principaux pays fournisseurs	09
Figure IV.1	Evolution du Rendement de constituant liquide	31
Figure IV.2	Evolution de rapport H ₂ /H _C	33
FigureIV.3	Evolution de pourcentage de H ₂	34
FigureIV.4	Evolution de la vitesse spatiale	36
FigureIV.5	Evolution de la teneur en chlore sur le catalyseur	39
Figure IV.6	Evolution de la température moyenne pondérée	41
Figure IV.7	Evolution de la chute de température le long du lit catalytique	43
Figure IV.8	Evolution de perte de charge le long du lit catalytique	45
Figure V.1	Suivi du point initial et du point final de la charge.	48
Figure V.2	Suivi des composants de la charge PONA (Paraffines)	50
Figure V.3	Suivi des composants de la charge PONA (Oléfines)	50
Figure V.4	Suivi des composants de la charge PONA (Naphtènes)	51
Figure V.5	Suivi des composants de la charge PONA (Aromatique)	51
Figure V.6	Suivi du pourcentage d'hydrogène %H ₂ .	53
Figure V.7	Suivi du rapport H ₂ /H _C .	54
Figure V.8	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R1	56
Figure V.9	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R2	56
Figure V.10	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R3	57
Figure V.11	Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R4	57
Figure V.12	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R1	59
Figure V.13	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R2	59
Figure V.14	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R3	60

Figure V.15	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R4	60
Figure V.16	Suivi de la température WAIT.	62
Figure V.17	Suivi de l'indice d'octane	63

Liste des Tableaux

Tableau II.1	Evolution du prix de pétrole	09
Tableau II.2	Variation des compositions du pétrole	10
Tableau II.3	Propriétés physico-chimiques des essences	14
Tableau IV.1	Données et résultats des constituants liquides	31
Tableau IV.2	Résultats de rapport H ₂ /Hc.	33
Tableau IV.3	Données de la pureté d'hydrogène	34
Tableau IV.4	Résultats de calculs de la vitesse spatiale	35
Tableau IV.5	Les résultats de calcul de rapport H ₂ O/Cl	37
Tableau IV.6	Résultats de calcul de la teneur de chlore sur le catalyseur	38
Tableau IV.7	Résultats de calcul de WAIT	40
Tableau IV.8	Résultats de calcul de chute de température le long du lit catalytique	43
Tableau IV.9	Résultat de calcul de la perte de charge le long du lit catalytique	45
Tableau V.1	Suivi du point initial et du point final de la charge.	48
Tableau V.2	Suivi de la charge.	49
Tableau V.3	Les données du gaz de recyclage.	53
Tableau V.4	Suivi du rapport H ₂ /Hc	54
Tableau V.5	Suivi de la perte de charge le long des lits catalytiques	55
Tableau V.6	Suivi de la chute de température le long du lit catalytique	58
Tableau V.7	Suivi de la température WAIT.	61
Tableau V.8	Suivi de l'indice d'octane NO	62

Introduction Générale

Introduction Générale

Le pétrole a joué un rôle crucial dans l'histoire du XX^{ème} siècle, étant que moteur de l'industrialisation, du progrès et de la transformation des sociétés. Son influence continue de se faire sentir aujourd'hui, même si son avenir est incertain face aux enjeux environnementaux et à la transition énergétique en cours.

Le pétrole brut demeure le cœur de l'économie algérienne. Source de prospérité et de développement, il représente un enjeu stratégique et géopolitique majeur pour le pays.

Face aux défis et à la transition énergétique en cours, l'Algérie doit s'adapter pour assurer un avenir durable à son économie et à ses citoyennes.

Le reformage catalytique est un processus ingénieux qui permet de transformer une fraction moins précieuse du pétrole, le Naphta lourd, en un composant essentiel de nos véhicules : l'essence

Avec le temps le reformage catalytique a su s'adapter et évoluer, d'un simple procédé d'amélioration de l'essence à un outil performant pour la production d'aromatiques essentiels à la chimie.

De nombreuses études ont été réalisées afin d'améliorer le rendement et le fonctionnement de cette unité. Dans ce travail nous sommes intéressées à faire une étude sur le procédé de reformage catalytique a régénération continue dans la raffinerie de Sidi-Arcine à Alger.

L'objectif primordial est d'examiner, à la fois, l'effet des paramètres de marche sur l'augmentation de rendement ainsi que l'amélioration des performances de l'unité pour avoir un bon indice d'octane de reformat.

Sur la base de ces objectifs, ce manuscrit est structuré en 6 chapitres :

Chapitre I : Présentation de l'entreprise Sonatrach et la raffinerie d'Alger avec ces unités

Chapitre II : Généralités sur le pétrole

Chapitre III : Décrit le procédé de reformages catalytique, l'impact des paramètres de marche et généralités sur les catalyseurs

Chapitre IV : Calcul les paramètres opératoires de marche et comparaison entre le cas de marche normal et le cas de démarrage

Chapitre V : Suivi des paramètres opérationnels dans le cas de marche normal

Ce mémoire est clôturé par une conclusion générale

Chapitre I
Présentation de la Raffinerie d'Alger

I.1 Présentation de Sonatrach

Sonatrach (« Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures s.p.a») qui a été créée le 31 décembre 1963 est une entreprise publique Algérienne et un acteur majeur de l'industrie pétrolière. Elle est considérée aujourd'hui comme première compagnie d'hydrocarbures en Afrique et en Méditerranée [1].

Elle se compose de cinq raffineries de brut et une raffinerie de condensat [2] :

- Raffinerie d'Alger
- Raffinerie de Skikda
- Raffinerie d'Arzew
- Raffinerie de Hassi Messaoud
- Raffinerie d'Adrar

I.2 Présentation de la raffinerie d'ALGER

I.2.1 Définition

La raffinerie d'Alger, qui a été inaugurée en 1964 et exploitée par Sonatrach, est considérée aujourd'hui comme étant un pilier de l'industrie pétrolière Algérienne. Avec une capacité de traitement de 3,645 millions de tonnes/an, c'est la deuxième plus grande raffinerie du pays après celle de Skikda.

Elle joue un rôle crucial dans la satisfaction de la demande nationale en produits pétroliers. Cette raffinerie qui a été modernisée et agrandie à plusieurs reprises est également un important pourvoyeur d'emplois et un acteur engagé dans la transition énergétique. Aussi, elle s'inscrit dans la stratégie de développement de Sonatrach visant à renforcer la souveraineté énergétique de l'Algérie et à répondre aux exigences croissantes du marché national [3].

I.2.2 Historique

- La raffinerie d'Alger fut créée en décembre 1959 suite à la découverte du pétrole au sud algérien. Le démarrage de la raffinerie a eu lieu par un groupe de compagnies étrangères participantes en projet qui sont [4] :

- Société Shell Algérie 24%.
- Compagnie française de pétrole 20%.
- Standard oil company méditerranéen 17,6%.
- Total S.a.h.m 12%.
- Société française de pétrole BP 10,4%.
- SN Repal 10%.
- La raffinerie d'Alger a été inaugurée par le président de la république le 15 avril 1964, avec une capacité de raffinage de 2 500 000 tonnes de pétrole brut par an [5]
- La réhabilitation de la raffinerie est confiée au groupe français Technip, le 22 septembre 2010, pour un montant de 67,8 milliards de dinars [6]. Le contrat a été réalisé par Sonatrach en 2015 à cause des divergences sur les travaux à réaliser [7].
- Le 6 novembre 2016, la réhabilitation de la raffinerie a été réattribuée au groupe chinois China Petroleum Engineering and Construction (CPECC), pour un montant de 45,5 milliards de dinars. Les travaux visaient à augmenter de 35% les capacités de raffinage [8].
- Le 21 février 2019, la raffinerie d'Alger a été inaugurée par les ministres algériens de l'énergie et de l'intérieur, et le PDG de Sonatrach, après les travaux de réhabilitation et d'extension par China Petroleum Engineering and Construction (CPECC) [9]

I.2.3 Situation géographique

La raffinerie d'Alger s'étend sur une superficie de 182 hectares (bâti et clôturé 96 Hectares). Elle est située à 5 km au sud d'El-Harrach et à 20 km à l'est d'Alger.

Cet emplacement a été choisi après étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau qui est nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement. En ce qui concerne le choix de la région algéroise, elle se présente comme un pôle futur de développement industriel.

En plus, elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40 à 50% de la demande intérieur. Il apparaît clairement que la production à partir de la raffinerie d'Alger sera moins coûteuse que celle venant des autres raffineries [4].



Figure I.1 : Vue aérienne de la raffinerie d'Alger RAIG.

I.2.4 Installation et équipement

I.2.4.1 Unité de distillation atmosphérique (unité 100 « ADU »)

L'objectif de l'ADU (unité de distillation atmosphérique) est la séparation primaire du pétrole brut afin de produire des mélanges directs de distillats et des produits d'alimentation pour d'autres unités de traitement en aval [10].

I.2.4.2 Unité MS block

La section MS Block se décompose en trois unités :

- a) **Unité d'hydrotraitement des naphthas NHT (U-500)** : L'objet de l'Unité d'hydrotraitement du Naphta est de produire des charges d'alimentation hydrotraitées propres pour alimenter l'Unité d'Isomérisation et l'Unité de Reforming catalytique.
- b) **Unité d'isomérisation des naphthas (U-510)** : Cette unité sert à l'isomérisation des naphthas, c'est-à-dire à la transformation des C5 et C6 en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane utilisé dans les sections de mélanges pour obtenir les essences commerciales produites par la raffinerie
- c) **Unité de reforming CCR (U-520)** : L'unité de Reforming CCR permet de produire un reformat à haut indice d'octane de l'ordre de 102 NO afin de le mélanger et obtenir des essences commerciales conformément aux exigences des normes européennes [11].

I.2.4.3 Unité sulfure block

La section Sulfure Block se décompose en quatre unités :

- a) **Unité de traitement du fuel-gaz à l'amine (560) :** Le but de la FGATU (Fuel Gas Amine Treating Unit) est de réduire la teneur en H_2S du gaz acide produit dans les différentes unités de la raffinerie, au moyen d'absorption chimique avec une solution d'amine.
- b) **Unité de Stripage des eaux acide UNIT-570 :** L'unité d'extraction de l'eau acide est conçue pour traiter les eaux acides provenant de l'unité de distillation atmosphérique (U-100), unité de FCC (U-535), unité d'hydro traitement de naphta (U-500), unité de régénération de l'amine (U-580) et l'unité de récupération de soufre (U-590).
- Après le traitement (Stripage), l'eau extrait est déversée dans l'unité de distillation atmosphérique ADU-100) et l'unité de FCC (U-530) pour une utilisation en tant qu'eau de lavage dans le dessalage ou dans l'unité de traitement des effluents (U-580).
- c) **Unité de régénération de l'amine (ARU) UNIT-580 :** L'unité de régénération de l'amine (ARU) a pour but de traiter une charge combinée de 180T par an d'amine riche en soufre qui proviennent des unités FGATU (fuel Gas amine traitement unit (unit-560) et caustic-merox unit (unit-600). L'amine en circulation est le di éthanol amine [12].

I.2.4.4 Unité craquage catalytique

L'alimentation en gasoil du craquage catalytique conventionnel provient principalement de la colonne atmosphérique, de la tour sous vide et du coker retardé. De plus, un certain nombre de raffineurs mélangent une partie du résidu atmosphérique ou sous vide à leurs charges à traiter dans l'unité FCC [13].

I.2.4.5 Parc de stockage

Composé de 53 réservoirs cylindriques d'une capacité totale de 474500 m³ pour le stockage des différents produits. Et de 9 réservoirs sphériques d'une capacité de 15106 m³ pour le stockage du propane et du butane [14].

I.2.4.6 Utilités

Elle se compose des unités suivantes [14] :

- a. Unité de l'eau brute (unité 701)
- b. Les tours de refroidissement (Unité 710/711)
- c. Unité d'eau déminéralisée (unité 720)
- d. Unité d'eau anti incendie (Unité 741)

- e. Unité de production d'air (Unité 781)
- f. La torche (Unité 791)
- g. Unité de production d'azote (unité 810)
- h. Unité de polissage des condensats (unité 830)
- i. Unité de soude caustique et acide chlorhydrique (unité 840)
- j. Unité de traitement des effluents (Unité 850)

I.2.4.7 Contrôle des spécifications des produits pétroliers

Le laboratoire effectue sur les différents produits intermédiaires ou finis, un certain nombre de tests classiques afin de contrôler les spécifications des produits pétroliers selon les normes en vigueur et détecter les anomalies de fonctionnement du process pour optimiser les paramètres. Le département laboratoire est composé de deux services [15] :

- Service contrôle
- Service chimie

Chapitre II
Généralités sur le Pétrole brut et le
Raffinage

II.1 Introduction

L'énergie est essentielle à la vie et à l'activité humaine. Avant la maîtrise du feu il y a 500 000 ans, l'homme disposait de peu d'énergie. Le feu lui a permis de libérer l'énergie solaire stockée dans le bois et d'atteindre des températures plus élevées pour extraire des métaux et produire de nouveaux matériaux.

Cependant, ces énergies renouvelables étaient diffuses et limitées. La découverte du pétrole à la fin du 19^{ème} siècle a marqué une nouvelle ère énergétique. Le pétrole est dense, liquide et facile à transporter, ce qui en fait une source d'énergie idéale pour les transports et l'industrie pétrochimique.

Malheureusement, le pétrole est une ressource non renouvelable et son utilisation a des impacts environnementaux importants [16].

II.2 Pétrole

II.2.1 Définition

Le pétrole brut est un liquide brun foncé, gras, visqueux, presque opaque ; il répand une odeur forte et pénétrante, rappelant celle du bitume surchauffé. Il se compose de divers hydrocarbures maintenant en dissolution de la paraffine et du bitume solide ou asphalte.

Il est plus léger que l'eau et il peut être distillé sans subir d'altération pour devenir limpide et incolore. C'est dans ce dernier état qu'il est livré à la consommation et que nous l'employons pour l'éclairage.

L'analyse chimique révèle que le pétrole est constitué de diverses matières dont la proportion varie sensiblement suivant le lieu d'extraction et la profondeur du gisement. Dans ce qui suit, nous énumérons les différentes substances qui le composent [17] :

- Huiles légères (lampantes)
- Lubrifiantes
- Paraffines
- Asphaltes
- Résidu (combustible)

II.2.2 Evolution des besoins énergétiques de pétrole

A la fin du XX^{ème} siècle, il y a quelques années seulement, l'énergie paraissait abondante et était donc bon marché.

Les réserves de pétrole, de gaz, de charbon semblaient considérables. Le Tableau 1 montre l'évolution du prix de pétrole au comptant en dollars US par baril

Tableau II.1 : Evolution du prix de pétrole

Année	Prix (\$)
1999	20
2007	92
2014	64
2024	90

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 [18].

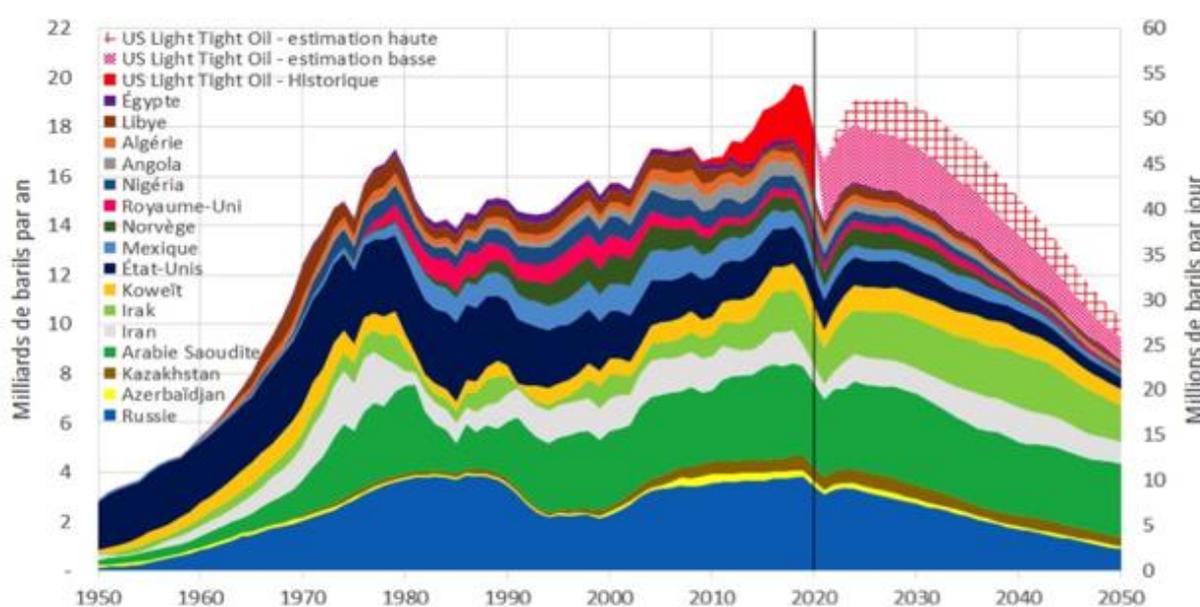


Figure II.1 : Schéma montrant la production du pétrole brut des 16 principaux pays fournisseurs.

II.2.3 Composition du pétrole

Le pétrole est un mélange naturel composé essentiellement d'hydrocarbures. De l'accord quasi unanime, il se forme au sein de certaines roches sédimentaires (roches mères) par transformation de la matière organique qui y est incorporée au moment du dépôt [19].

La composition élémentaire des pétroles varie dans des limites assez étroites :

Tableau II.2 : Variation de la composition du pétrole

Composition élémentaire	C	H	S	O	N
Pourcentage en poids (%)	80-90	10-14	0-3	0-2	0-1

Les hydrocarbures contenus dans ce mélange sont différents d'un gisement à l'autre (aromatiques, saturés linéaires, ramifiés ou cycliques) [19].

II.2.3.1 Hydrocarbures

Les hydrocarbures constituent les éléments essentiels des pétroles. Leurs molécules ne contiennent que du carbone et de l'hydrogène et elles se divisent en plusieurs familles chimiques selon leurs structures. Toutes ces structures sont basées sur la tétravalence du carbone [20].

II.2.3.1.1 Hydrocarbures aliphatiques saturés ou alcanes ou paraffines

Ils sont constitués d'un enchainement d'atomes de carbone portant chacun 0 à 3 atomes d'hydrogène. Chaque carbone est toujours lié à quatre autres atomes.

Un atome d'hydrogène (ou plusieurs) peut être substitué par un carbone ou une chaîne hydrocarbonée : Ce sont les iso paraffines ou les iso alcanes.

Les iso paraffines ont un point d'ébullition inférieur à celui des paraffines normales et ils ont le même nombre d'atomes de carbone [20].

II.2.3.1.2 Hydrocarbures cycliques saturés ou cyclanes ou naphènes

Dans ces hydrocarbures, il y a cyclisation de tout ou d'une partie du squelette carboné où le nombre d'atomes de carbone du cycle ainsi formé peut varier.

Ils ont des températures d'ébullition et des masses volumiques supérieures à celles des alcanes à même nombre d'atome de carbone.

Dans les pétroles bruts, les cycles les plus fréquemment rencontrés sont ceux à cinq ou six atomes de carbone pour lesquels, chaque atome d'hydrogène peut être substitué par une chaîne paraffinique droite ou ramifiée [20].

II.2.3.1.3 Hydrocarbures aromatiques

Ce sont des hydrocarbures cycliques polyinsaturés présents en forte concentration dans les pétroles bruts. La présence dans leur formule d'au moins un cycle à trois doubles liaisons conjuguées leur confère des propriétés remarquables.

En effet, les premiers termes (benzène, toluène, xylènes) sont des matières premières fondamentales de la pétrochimie alors que les homologues supérieurs sont en général néfastes [20].

II.2.3.1.4 Hydrocarbures aliphatiques insaturés ou oléfines ou alcènes

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, c'est le cas des composés oxygénés, sulfurés, azotés, métalliques, asphaltiques, ..., etc

Certains atomes de carbone de la molécule ne sont plus liés qu'à trois atomes, ce qui implique la présence d'une ou plusieurs doubles liaisons carbone-carbone.

Compte tenu de cette double liaison, on rencontrera une situation en isomères beaucoup plus complexe pour les oléfines que pour les familles précédentes [20].

II.2.4 Spécification du pétrole brut

La qualité d'un hydrocarbure doit répondre à certaine spécification relative aux impuretés (eau, sel, sédiments) et aux caractéristiques propres à celui-ci (tension de vapeur, teneur en H₂S, point d'écoulement, viscosité...)

II.2.4.1 Densité

La connaissance de la densité a une importance commerciale car la cotation des pétroles bruts dépend de cette propriété.

La densité des pétroles bruts est exprimée par le rapport de leur masse volumique à celle de l'eau. Toutes deux étant mesurées à la température de référence (15 °C) et à la pression atmosphérique.

La densité des pétroles bruts est de l'ordre de 0.700 pour les condensats légers. L'industrie américaine utilise la gravité A.P.I pour mesurer la densité des pétroles bruts [6].

II.2.4.2 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, les tuyauteries et les conduites de raffinerie, ainsi pour la spécification des pompes et des échangeurs [21].

Elle varie de 1 centpoise pour des huiles et condensats légers à la pression et à la température atmosphérique [21].

La viscosité d'un brut paraffiniez augmentera rapidement si la température baisse, par contre pour le brut naphténique ou mixte l'accroissement de la viscosité sera plus progressif [21].

II.2.4.3 Point d'écoulement

Le point d'écoulement des pétroles bruts est mesuré pour donner une indication approchée sur leur 'palpabilité'.

En fait, l'agitation du fluide provoquée par le pompage peut empêcher retarder ou détruire la formation des cristaux de paraffines, conférant ainsi aux bruts une certaine fluidité au-dessous de la température d'écoulement mesurée [21].

II.2.4.4 Tension de vapeur et point d'éclair

La mesure de la tension de vapeur et du point d'éclair des pétroles bruts permet d'estimer la teneur en hydrocarbures légers. Des normes de sécurité réglementent la manipulation et le stockage des pétroles bruts et produits pétroliers en fonction de leur point d'éclair qui est directement lié à la tension de vapeur.

On admet généralement que les pétroles bruts ayant une tension de vapeur supérieure à 0.2 bar à 37.8 °C, ont un point d'éclair inférieur à 20 °C [21].

II.2.4.5 Teneur en soufre

Les pétroles bruts contiennent des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous, et parfois même du soufre en suspension.

D'une manière générale, la teneur en soufre total d'un brut est comprise entre 0.05 et 5% en poids, rapports qui s'accordent avec la teneur en soufre des débris organiques qui sont à l'origine des pétroles bruts [21].

II.2.4.6 Teneurs en sédiments

Le pétrole brut peut contenir des impuretés solides appelées "sédiments". Ces sédiments qui sont constitués de sable, de boue, de métaux et d'autres particules peuvent obturer les pipelines et nuire à la qualité des produits pétroliers.

La présence de sédiments dans le pétrole brut est donc un problème majeur pour l'industrie pétrolière [21].

II.2.4.7 Teneur en Azote

Le pétrole brut renferme des hydrocarbures azotés sous forme basique (quinoléine, iso quinoléine, pyridine) ou neutres. Ces composés peuvent être mal odorants 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 [21].

II.3 Essence

L'essence est un mélange complexe d'hydrocarbures, principalement des alcanes, des iso-alcanes, des cycloalcanes, des alcènes et des aromatiques. Elle contient également des composés oxygénés qui améliorent ses propriétés.

L'essence est de couleur jaune pâle, transparente, très odorante, inflammable et volatile. Elle est utilisée comme carburant dans les moteurs à explosion.

Les propriétés physiques et chimiques des essences sont répertoriées dans le Tableau 3 suivant :

Tableau II.3 : Propriétés physico-chimiques des essences.

Température de fusion °C	Température de vaporisation °C	Solubilité dans l'eau 20 à 200 °C (mg/L)	Masse volumique à 15 °C kg/m ³	Température d'auto-inflammation °C	Limites d'explosivité dans l'air	Pression de vapeur saturante hPa
< -60	25 à 220	100 à 250	680 à 790	450	< 1,4 % vol > 7,6 % vol	350 à 900

II.4 Raffinage du pétrole

II.4.1 Définition

Le raffinage est l'ensemble des opérations qui permettent de transformer le pétrole brut en carburants (GPL, essence, gasoil), combustibles (fiouls) et produits spéciaux tels que les cires et les paraffines. Chacun de ces produits répond à des spécifications précises et révisées périodiquement [23].

Le raffinage du pétrole consiste à séparer le pétrole brut en différents groupes d'hydrocarbures par distillation. Ces produits sont ensuite transformés en produits utilisables par le biais de procédés tels que le craquage et l'hydrocraquage.

Les raffineries simples se contentent de la distillation atmosphérique et sous vide, tandis que les raffineries intégrées réalisent également le fractionnement, la conversion, le traitement, le mélange et la production de lubrifiants, de fiouls lourds et de bitumes. Certaines raffineries intègrent même des installations pétrochimiques [24].

II.4.2 Opérations de raffinage du pétrole

II.4.2.1 Procédés de séparation

La première étape du processus de raffinage consiste à fractionner le pétrole brut selon la volatilité de chaque fraction, en utilisant des tours de distillation atmosphérique et sous vide.

La distillation atmosphérique du pétrole brut s'effectue par le procédé de séparation le plus classique. On crée par vaporisation partielle du pétrole brut liquide une phase vapeur et une phase liquide. La phase vapeur, plus légère, est ensuite recueillie par condensation [24]

II.4.2.2. Procédés de conversion

Une fois les opérations de séparation terminées, il reste encore une proportion d'hydrocarbures lourds qui ne répond pas à la demande de produits plus légers. Pour remédier à cela, ces molécules lourdes sont soumises à un processus de craquage, qui consiste à les décomposer en deux ou en plusieurs molécules plus légères.

Le craquage est l'un des procédés de conversion couramment utilisés dans l'industrie pétrolière pour produire des produits plus précieux aux besoins du marché [24].

II.4.2.3 Procédés d'amélioration (Traitement)

Ces procédés permettent de réduire les émissions de polluants et de rendre les émissions plus conformes aux normes environnementales, contribuant ainsi à une meilleure qualité de l'air et à une réduction des impacts négatifs sur la santé humaine et l'environnement [24]

II.4.3 Principaux produits de raffinage de pétrole brut

II.4.3.1 Combustibles et carburants

Les principaux produits de raffinage de pétrole brut se répartissent comme suit [25] :

- Fioul lourd
- Fioul oil domestique (FOD)
- Gazole (ou gasoil)
- Kérosène (ou carburacteur ou Jet A1)
- Supercarburants (ou essences) automobiles

II.4.3.2 Matières premières pétrochimiques

Le raffinage constitue le point de départ de la valorisation du pétrole brut et le chaînon amont de la pétrochimie avec la production de gaz naturel ou associé. Le naphte - sous-produit du raffinage - a été historiquement la matière première essentielle de la pétrochimie dans les

pays industrialisés. Pour ceux-ci, le naphte était un sous-produit de raffineries conçues et orientées vers la satisfaction de la demande finale [26].

Le naphta est un liquide dérivé du pétrole brut, principalement utilisé comme matière première dans l'industrie pétrochimique pour la production d'éthylène et de propylène, eux-mêmes utilisés pour la fabrication de matières plastiques.

Le naphta est inflammable, toxique et peut avoir des impacts environnementaux négatifs. Il peut également être utilisé comme solvant ou comme additif à l'essence pour augmenter son indice d'octane [27].

II.4.3.3 Produits spéciaux

Les produits spéciaux se répartissent comme suit [28] :

Ethylène : Il est produit naturellement, par biosynthèse à partir de la méthionine, par divers fruits, légumes et fleurs. Industriellement il est obtenu par vapocraquage d'hydrocarbures

Propylène : Préparé principalement par vapocraquage d'hydrocarbures ou par craquage catalytique dans des raffineries

BTX : le benzène, le toluène et les xylènes sont des hydrocarbures aromatiques qui sont extraits du pétrole lors de sa distillation et se retrouvent principalement dans le naphta.

Styrène : Il est principalement destiné à donner des polymères comme des polystyrènes, des résines ABS et SAN, des caoutchoucs tel que le SBR

Polyéthylène : Le polyéthylène, préparé par polymérisation de l'éthylène, est la matière plastique la plus utilisée

Polystyrène : Il est obtenu par polymérisation du styrène

Chapitre III
Procédés de Reformage Catalytique
et Catalyseurs

III.1 Indice d'octane

L'octane est une mesure de la résistance du carburant à l'auto-inflammation dans le moteur à basse et haute charge du moteur, ce qui peut causer des dommages

L'indice d'octane est mesuré empiriquement en comparant le carburant à un mélange d'isooctane (100) et de n-heptane (0). Une essence avec un indice d'octane de 95 a la même résistance à l'auto-inflammation qu'un mélange de 95% d'isooctane et 5% de n-heptane [29].

III.2 Reformage catalytique

III.2.1 Introduction

Aujourd'hui la plupart des raffineries sont équipées d'un reformage catalyseur. Il sert à produire à partir des coupes « naphta » constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour carburants à haut indice d'octane. Par ailleurs, il fournit l'hydrogène nécessaire dans la raffinerie pour les hydrotraitements des autres coupes [30].

III.2.2 Historique

L'augmentation de la demande en essence dans les années 1930 a conduit au développement du craquage catalytique et du reformage thermique [31].

En 1949, UOP a franchi un cap important avec le procédé platforming, utilisant un catalyseur platine sur alumine chlorée à haute pression (70 bars). Les catalyseurs et les procédés ont continué à s'améliorer dans les années 1950 et 1960, avec des pressions de fonctionnement qui ont diminué jusqu'à environ 10 bars à la fin des années 1960 [31].

Le reformage catalytique a connu trois évolutions majeures depuis les années 1970 [31] :

- Introduction de la régénération continue avec des pressions d'environ 10 bars,
- Diminution des pressions jusqu'à 3 bars vers la fin des années 1980,
- Augmentation de la sévérité de l'opération et recherche de meilleurs rendements.

De nos jours, le reformage catalytique est un procédé crucial pour la production d'aromatiques et d'hydrogène dans les raffineries [31].

Le reformage catalytique est un procédé important pour les raffineries, mais son avenir est incertain à cause des réglementations environnementales de plus en plus strictes.

Les unités régénératives opérant à basse pression avec des catalyseurs sélectifs sont les plus prometteuses pour l'avenir. Il est peu probable que les raffineries cessent d'utiliser le reformage catalytique dans les années futures [31].

Pour un meilleur rendement et un indice d'octane plus élevé, la raffinerie d'Alger travaille actuellement avec une pression très faible et en régénération continue de catalyseur

III.2.3 Principe et objectif de procédé de reformage catalytique

En première analyse, le reformage catalytique consiste en la production d'aromatiques à haut indice d'octane à partir de naphthènes et de paraffines essentiellement en C7 C8 et C9 de manière aussi sélective que possible [31].

Les liaisons dans les molécules naphthéniques s'ouvrent et libèrent de l'hydrogène et ces molécules donnent naissance à des molécules aromatiques dont le chef de file est le benzène [31].

Le processus de reformage catalytique implique des réactions chimiques complexes à 500°C entre des gaz et des catalyseurs à base de platine. Les réactions principales, déshydrogénations, déshydrocyclisations et isomérisations, augmentent l'indice d'octane du carburant.

Cependant, des réactions parasites de craquage et de cokéfaction se produisent également. La vitesse de ces réactions dépend de la pression, de la température, du catalyseur et de la composition du carburant [32].

Ainsi, une diminution de la pression augmente la production d'hydrogène et améliore la qualité et la quantité du reformat. En revanche elle entraîne une augmentation du cokage.

III.2.4 Types de reformage catalytique

Avant 1971, il existait deux types d'unités de reformage catalytique : semi-régénératives et régénératives cycliques. Depuis, une nouvelle génération de procédés dits régénératifs est apparue grâce aux catalyseurs multiétatiques.

Cette technologie permet une production continue d'essence et d'hydrocarbures aromatiques grâce à des conditions de traitement plus sévères.

L'évolution des unités de reformage catalytique s'est faite en passant de procédés discontinus avec régénération périodique à des procédés continus grâce aux catalyseurs multi métalliques [33].

III.2.5 Spécifications techniques des charges et produits

III.2.5.1 Charge du procédé

L'unité de reformage à régénération catalytique en continu est alimentée par :

- Unité d'hydrotraitement du naphta (unité 500).
- Flux gazeux recyclé à partir de l'unité Isomérisation, faisant partie du MS Block, alimente
- Unité de reformage à régénération catalytique en continu :
- Dégagement de gaz de l'unité d'isomérisation (ISOM) (unité 510).

Le catalyseur de l'unité de reformage catalytique à régénération continue (CCR) est un catalyseur de haute pureté à base d'alumine, imprégné de platine et de promoteurs. Il est fortement sensible aux impuretés présentes dans la charge d'alimentation. Un certain nombre d'entre elles sont considérées comme des poisons réversibles alors que d'autres sont irréversibles [34].

III.2.5.2 Produits obtenus par l'unité

Il y a trois produits primaires issus de l'unité de reformage CCR qui sont : un flux de reformat, un flux de GPL et un flux de gaz riche en hydrogène

Deux flux gazeux de purge secondaires supplémentaires sont acheminés vers le collecteur de fuel Gas :

Fuel Gas du séparateur de l'absorbeur de GPL, Fuel Gas de l'unité de purification de l'hydrogène dans la section de régénération de l'unité CCR [34].

III.2.6 Chimie des procédés

III.2.6.1 Réactions fondamentales

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

- Les réactions souhaitables, c'est-à-dire les réactions conduisant à une augmentation de l'indice d'octane ainsi qu'à une production d'hydrogène d'une grande pureté. Ce sont les réactions qu'il y a lieu de favoriser.
- Les réactions négatives, c'est-à-dire les réactions conduisant à une diminution de l'indice d'octane, une baisse de pureté d'hydrogène ou une perte de rendement des produits. Ce sont les réactions qu'il y a lieu de réduire [34].

A. Réactions souhaitables avec production d'hydrogène : déshydrogénation des naphthènes et déshydrocyclisation des paraffines

B. Réactions souhaitables dans l'amélioration de l'indice d'octane sans production d'hydrogène : Isomérisation des paraffines linéaires et isomérisation des naphthènes

C. Réaction négatives : Craquage et Cokage

III.3 Description du procédé CCR et conditions

III.3.1 Description du procédé

Le procédé CCR est subdivisé en 4 sections suivantes :

III 3.1.1 Section réactionnelle

Avant d'être envoyée dans les réacteurs, la charge est préparée en y injectant de l'eau, un agent chlorurant et un agent sulfurant. Elle est ensuite filtrée et mélangée à du gaz riche en hydrogène. Le mélange est préchauffé puis chauffé à la température de réaction avant d'être envoyé dans les réacteurs.

Les réactions étant endothermiques, la charge est chauffée entre chaque réacteur. Le reformat non stabilisé est ensuite refroidi et séparé de l'hydrogène. L'hydrogène est recyclé et le reformat est envoyé vers la section d'absorption [34].

III.3.1.2 Section d'absorption

Le gaz d'hydrogène produit est purifié des traces d'HCl et des composés lourds dans la section absorption. Il est ensuite comprimé en deux étapes et mélangé avec les incondensables de l'unité d'isomérisation. Le mélange est refroidi jusqu'à 0 °C pour récupérer un maximum de GPL et obtenir un gaz riche en hydrogène très pur. Ce gaz est ensuite envoyé vers un ballon où les traces de Hc s'échappent et sont récupérées par un absorbeur.

Le gaz riche en hydrogène, débarrassé de ses chlorures, est finalement utilisé pour alimenter différentes unités de la raffinerie. Les GPL condensés avec le reformat sont envoyés vers la section de stabilisation de l'unité [34].

III.3.1.3. Section de stabilisation et de récupération des GPL

Les gaz issus de l'absorption et du ballon accumulateur sont séparés en deux fractions : les incondensables (C1 et C2) et la partie liquide. Cette dernière est ensuite purifiée des chlorures et envoyée dans le stabilisateur.

Le stabilisateur sépare le GPL en vapeur (tête) et le reformat (pied). Le GPL est condensé et stocké, tandis que le reformat est refroidi et envoyé vers la section de mélange pour produire les essences commerciales. Le chauffage du stabilisateur est assuré par un four [34].

III.3.1.4 Section de régénération

Le catalyseur utilisé dans la section de réaction nécessite d'être régénéré après son passage dans les quatre réacteurs. Il suit un circuit de régénération en continu avec le procédé [34].

III.3.1.4.1 Description de la section de régénération

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

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

Les trois premières étapes sont effectuées dans le régénérateur, la quatrième étape dans la première trémie inférieure et la dernière étape dans la chambre de réduction [34].

A. Régénérateur

➤ Zone de stockage

Le catalyseur usé est stocké en haut du régénérateur pendant 1 à 2 heures, où il est préchauffé avant d'être évacué par 8 tuyaux vers la zone de combustion. Pour éviter la combustion du coke, la zone de stockage est maintenue sous légère surpression d'azote, empêchant l'entrée du gaz de combustion riche en oxygène [34].

➤ Zone de combustion

La zone de combustion est constituée de 2 lits radiaux traversés par le gaz de combustion dont la température et la teneur en oxygène augmentent graduellement. Le contrôle se fait par la température et l'oxygène à l'entrée. Un circuit de refroidissement permet de réguler la température entre les lits. Le catalyseur est exempt de coke si la combustion est complète et sans élévation de température [34].

➤ Zone d'oxychloration/de calcination

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

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

Une chute de pression minimale est maintenue entre la zone de combustion et la zone d'oxychloration/calcination pour empêcher que le gaz d'oxychloration ayant une forte teneur en oxygène ne se mélange avec le gaz de combustion [34].

B. Refroidissement du catalyseur

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

Les 8 tuyaux ne sont pas isolés afin de permettre un refroidissement naturel du catalyseur par convection. Puis le catalyseur s'écoule de la première trémie inférieure vers le premier pot de lift, où il est élevé au moyen d'un flux d'azote gazeux jusqu'à la première trémie supérieure avant d'être introduit dans la chambre de réduction [34].

C. Chambre de réduction : Réduction du catalyseur

La réduction du catalyseur venant d'être régénéré est effectuée à l'intérieur de la chambre de réduction. Cette opération peut être légèrement exothermique (en raison des réactions d'hydrocraquage de composés C₂+) et la température d'entrée est réglée pour avoir environ 480 °C en sortie de chambre de réduction.

Le gaz de réduction est un gaz riche en hydrogène produit dans la section de réaction et purifié dans l'unité de purification (membrane). Il est ensuite préchauffé dans l'échangeur de réduction. Le réchauffeur électrique de réduction permet un réglage précis de la température d'entrée de la réduction [34].

III.3.1.4.2 Circulation de catalyseur

La circulation du catalyseur est assurée en continu au moyen d'un système de lift de gaz qui achemine le catalyseur du fond du régénérateur vers le haut du premier réacteur, puis du fond de chaque réacteur vers le haut du réacteur suivant, et enfin du fond du dernier réacteur vers le haut du régénérateur.

Le catalyseur s'écoule vers le bas par gravité à travers chaque lit de réacteur et il fait appel à deux gaz de lift.

- L'azote gazeux pour :
 - ↳ Lift 1, entre le régénérateur et le premier réacteur
 - ↳ Lift 5, entre le quatrième réacteur et le régénérateur
- Du gaz riche en hydrogène dans la section de réaction, à savoir :
 - ↳ Lift 2, entre le premier et le deuxième réacteur

- ↳ Lift 3, entre le deuxième et le troisième réacteur
- ↳ Lift 4, entre le troisième et le quatrième réacteur [34].

III.3.1.4.3 Modes de régénération

Il y a deux modes de régénération : Black burning et le white burning

A. Black burning : Ce mode fonctionne dans le cas de démarrage ou bien lorsqu'il y a un problème dans l'unité.

Exemple de problème : panne de chlore dans le régénérateur

Panne de purificateur de l'hydrogène qui envoyé le gaz H_2 vers la réduction

Teneur en coke élevée dans ce cas la combustion est incomplète

Dans le mode black burning le catalyseur partiellement chargée en coke traverse les zones d'oxychloration et de calcination où l'injection d'air, d'agent de chloration et d'eau a été probablement arrêtée

B. White burning : Ce mode fonctionne dans le cas de marche normal lorsqu'il y a aucun problème dans l'unité

Le catalyseur pauvre en coke traverse les zones d'oxychloration et calcination avec une injection d'air, d'agent de chloration et d'eau donc la section de régénération marche normal [34].

III.4 Catalyseurs

III.4.1 Définition

Sur le plan fondamental, on considère un catalyseur comme un composé chimique capable d'exercer sur l'évolution d'une transformation thermodynamiquement possible, un effet accélérateur et un effet d'orientation [35].

Un catalyseur a un rôle unique d'accélération, il ne peut accélérer qu'une réaction qui peut avoir lieu sans lui. Il ne modifie ni le sens d'évolution d'une transformation ni la composition du système à l'état finale [36].

III.4.2 Types de catalyseurs

On distingue deux types de catalyseurs : homogènes (même phase que les réactifs) et hétérogènes (phase différente).

Les catalyseurs hétérogènes, souvent des métaux précieux ou des oxydes métalliques, sont couramment utilisés dans l'industrie. Cependant, les catalyseurs homogènes gagnent en popularité car ils sont plus faciles à refroidir [37].

III.4.3 Modes d'action des catalyseurs

Les catalyseurs utilisés sont des métaux de transition très finement divisés :

- Le platine est généralement utilisé sous la forme PtO_2 , catalyseur d'Adams.
- Le palladium est normalement déposé sur un support inerte comme du carbone, sous la forme de poudre très fine pour augmenter la surface de contact (Pd/C).
- Le nickel Ni, de Raney ou de Senderens, est dispersé dans l'alcool.

Un catalyseur est caractérisé par sa surface spécifique qui peut atteindre 1000 m^2 par gramme. Le solide est très poreux car la réaction chimique se produit à la surface du catalyseur [34].

III.4.4 Propriétés catalytiques

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

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

inhibition de l'acidité du catalyseur et la diminution de la surface de contact métallique. Des traces de métal dans la charge affectent également la stabilité de façon négative [34].

III.5 Catalyseurs de reformage catalytique

Les catalyseurs de reformage ont grandement évolué depuis le début de leur développement. Les améliorations se faisant souvent en parallèle des avancées apportées aux procédés industriels. Néanmoins, certaines caractéristiques typiques ont perduré à travers le temps.

Les fondations de ces catalyseurs sont basées sur des nanoparticules de platines dispersées sur de l'alumine gamma ($\text{Pt}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$). [38]

III.5.1 Identification des catalyseurs

Le catalyseur continu d'être le cœur du procédé du reformage. Il est susceptible d'activer les réactions de reformage désirées et rendre le reformage catalytique un processus commercialement faisable.

Tous les catalyseurs actuels sont dérivés du platine sur alumine chloré introduit en 1949 par UOP (Universal Oil Product). Le catalyseur se présente sous forme de billes (lit fixe et mobile) et d'extrudés (lit fixe) d'environ 1,2 et 2,2 mm de diamètre [39].

III.5.2 Caractéristiques du catalyseur

Le catalyseur de reformage est un élément crucial dans le processus de transformation du naphta en essence. Il est constitué d'une base, généralement de l'alumine (Al_2O_3), et de métaux actifs comme le platine, dosés à environ 1% pour une dispersion optimale. L'acidité du support est ajustée par des composés chlorés.

Ce catalyseur bifonctionnel joue un rôle clé dans différentes réactions :

- Hydrogénation et déshydrogénation : activées par les métaux.
- Isomérisation et hydrocraquage : nécessitent des sites amétalliques et acides.
- Déshydrocyclisation : catalysée par le platine et les sites acides [40,41].

Il est bien connu que l'ajout d'un second métal affaiblit la vitesse de formation de coke et donc une augmentation de stabilité et de sélectivité du catalyseur est obtenue [42].

Récemment, par contre, plusieurs études ont tenté d'améliorer la performance des catalyseurs bimétalliques par modification du support [43,44], ou bien par ajout d'un troisième ou encore un quatrième métal [45,46].

III.5.3 Mécanisme du catalyseur

A. Activité : fonctions métalliques et acides

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

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

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

B. Fonction métallique

Pour une activité catalytique maximale, le métal doit être fortement dispersé sur le support en alumine et au-dessous de la taille maximale possible de particules (la valeur effective est de l'ordre de $1 \cdot 10^{-6}$ mm). Cette forte dispersion et cette taille micrométrique des particules, résultant du procédé spécial de fabrication, doivent être maintenues durant la vie du catalyseur en mettant en place des conditions de fonctionnement appropriées

C. Fonction acide

Il faut un certain niveau d'acidité du support de catalyseur pour promouvoir certaines des réactions souhaitées (isomérisation, déshydrocyclisation), ce qui conduit par conséquent à une maximisation des performances souhaitées (production de reformat, rendements en hydrogène ou en indice d'octane). Le niveau optimal d'acidité change quelque peu en fonction de ces performances souhaitées [34].

III.5.4 Contaminants du catalyseur

Les contaminants des catalyseurs se divisent en deux types : temporaires et permanents. Les poisons temporaires peuvent être éliminés sans arrêt de l'installation et le catalyseur retrouve ses performances après leur disparition. En revanche, les poisons permanents causent une perte d'activité irréversible, nécessitant le remplacement du catalyseur. Parmi les poisons permanents majeurs pour les catalyseurs à lit fixe et régénérés en continu, on trouve l'arsenic, le plomb, le cuivre, le fer, le nickel, le chrome, le mercure, le sodium et le potassium [34].

Chapitre IV

Calcul des paramètres opérationnels

IV.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous présenterons et discuterons les variables de procédé qui conformément à la thermodynamique et à la cinétique. Ces variables sont examinées d'un point de vue plus pratique en tant que Paramètres opérationnels, ainsi que leurs possibilités d'utilisation effective par les opérateurs pour régler les performances de l'unité.

Cette étude a été faite sur une période s'étalant du 26/12/2023 jusqu'au 21/01/2024

(Dates de démarrages : le 26/12/2023 et 21/01/2024, Fonctionnement en mode Black Burning : 31/12/2023, Fonctionnement normal « White Burning » : 03/01/2024 et 10/01/2024)

IV.2 Calcul des performances de l'unité R520

IV.2.1 But de l'étude

Les performances de l'unité CCR sont liées directement à celles des paramètres (pression, température, vitesse spatiale, le ratio $H_2/HC...$). C'est dans ce sens que nous avons réalisé cette étude dont le but était de calculer les performances de l'unité du reformage catalytique a régénération continue et de comparer le cas de démarrage de l'unité avec le cas de marche normal.

IV.2.2 Méthodologie de l'étude

Notre étude sera axée sur le calcul des performances de l'unité 520 de reformage catalytique de la raffinerie d'Alger, selon la méthode suivante :

- ❖ Calcul de débits massiques des constituants liquides
- ❖ Calcul des rendements des constituants liquides
- ❖ Calcul des variables opératoires :
 - Calcul des rapports hydrogène/hydrocarbure (H_2/H_C)
 - Calcul des vitesse spatiales (WSHV)
 - Calcul des rapport eau/chlore (H_2O/Cl)
 - Calcul de la teneur en chlore dans le catalyseur (Cl/Cat)
 - Chute de température le long de lit catalytique
 - Perte de charge le long de lit catalytique

IV.2.2.1 Calcul des débits massiques des constituants liquides

Les débits massiques sont calculés en tenant compte des densités de charge et de produit à 15 °C

$$Qm(\text{charge}) = Qv(\text{charge}) \times d_r^{15}(\text{charge}) \quad (\text{Eq V.1})$$

$$Qm(\text{reformat}) = Qv(\text{reformat}) \times d_r^{15}(\text{produit}) \quad (\text{Eq V.2})$$

Où les paramètres suivants représentent :

- Qm : Débit massique du liquide (charge et produit) kg/h
- Qv : Débit volumique du liquide (charge et produit) m^3/h
- $d_r^{15}(\text{charge})$: Densité réelle du liquide (charge) à 15 °C
- $d_r^{15}(\text{Produit})$: Densité réelle du liquide (produit) à 15 °C

IV.2.2.2 Calcul des rendements des produits des constituants liquides

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

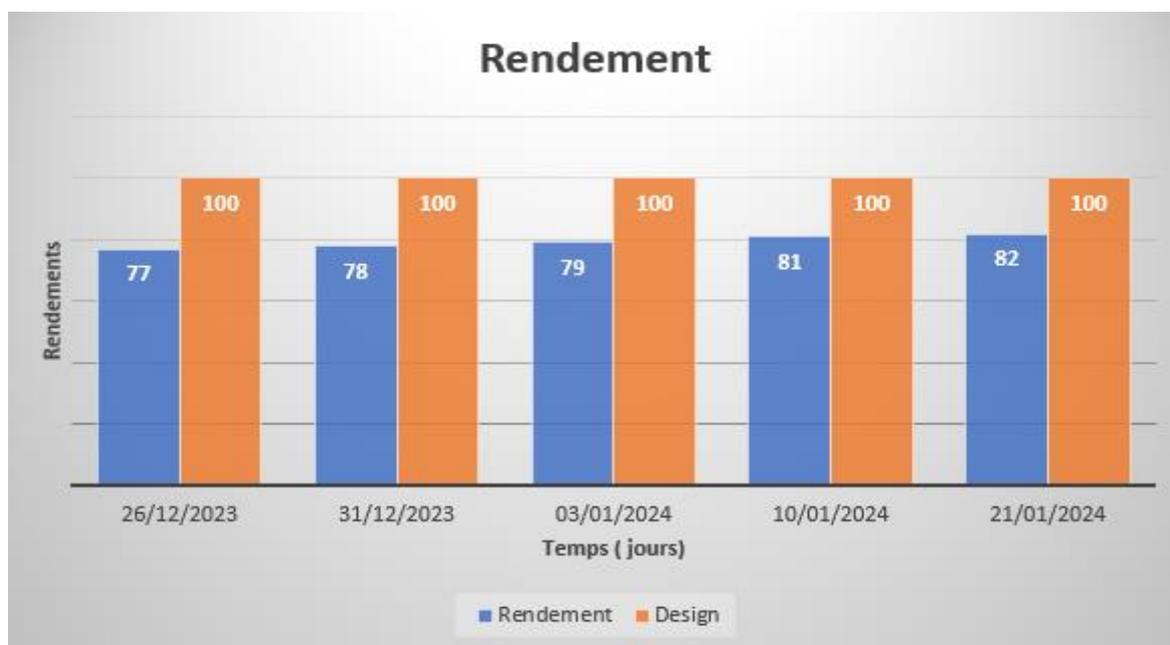
$$R = (Qm_{\text{produit}} \div Qm_{\text{charge}}) \times 100 \quad (\text{Eq V.3})$$

Les résultats obtenus des débits massiques et rendements des constituants liquides pendant la durée de 26/12/2023 jusqu'à 21/01/2024 sont mentionnés dans le Tableau IV.1 et exploités sous forme de courbes dans la Figure IV.1.

Les résultats des autres dates étudiées sont représentés en annexe C4

Tableau IV.1 : Données et résultats des constituants liquides

Dates	26/12/2023	31/12/2023	03/01/2024	10/01/2024	21/01/2024
Qv (charge) m^3/h	70	83	83	102	70
d_r^{15} (Charge) kg/m^3	744	746	744	745	745
Qm (charge) kg/h	52080	61918	61752	75990	52150
Qv (produit) m^3/h	50	61	61	75	54
d_r^{15} (Produit) kg/m^3	797	796	803	822	790
Qm (produit) kg/h	39850	48556	48983	61650	42660
R %	77	78	79	81	82

**Figure IV.1 : Evolution du rendement du constituant liquide.**

L'examen de ces histogrammes fait apparaître une augmentation claire du rendement à cause de la teneur du carbone dans le catalyseur noir (4 à 6%) qui favoriserait une meilleure régénération et donc une bonne activation du catalyseur.

Si la teneur du carbone dans le catalyseur dépasse les 6% cela peut provoquer des problèmes dans l'unité donc on va basculer vers le mode Black Burning qui provoque par la suite une diminution du rendement.

Dans ce contexte, nous pouvons dire aussi que l'augmentation du rendement est en relation directe avec l'augmentation de l'indice d'octane.

IV.2.2.3 Calcul des variables opératoires

IV.2.2.3.1 Rapport Hydrogène/Charge

Le rapport H₂/HC est le rapport de H₂ pur dans le gaz de recyclage (en mole/h) sur le débit d'alimentation (en mole/h)

Le rapport H₂/HC se calcule comme suit :

$$\mathbf{H2/HC} = \frac{\mathbf{R/M \times Y}}{\mathbf{F/m}} \quad (\text{Eq V.4})$$

R : Flux de recyclage en kg/h

M : Masse moléculaire du gaz de recyclage

F : Débit d'alimentation en kg/h

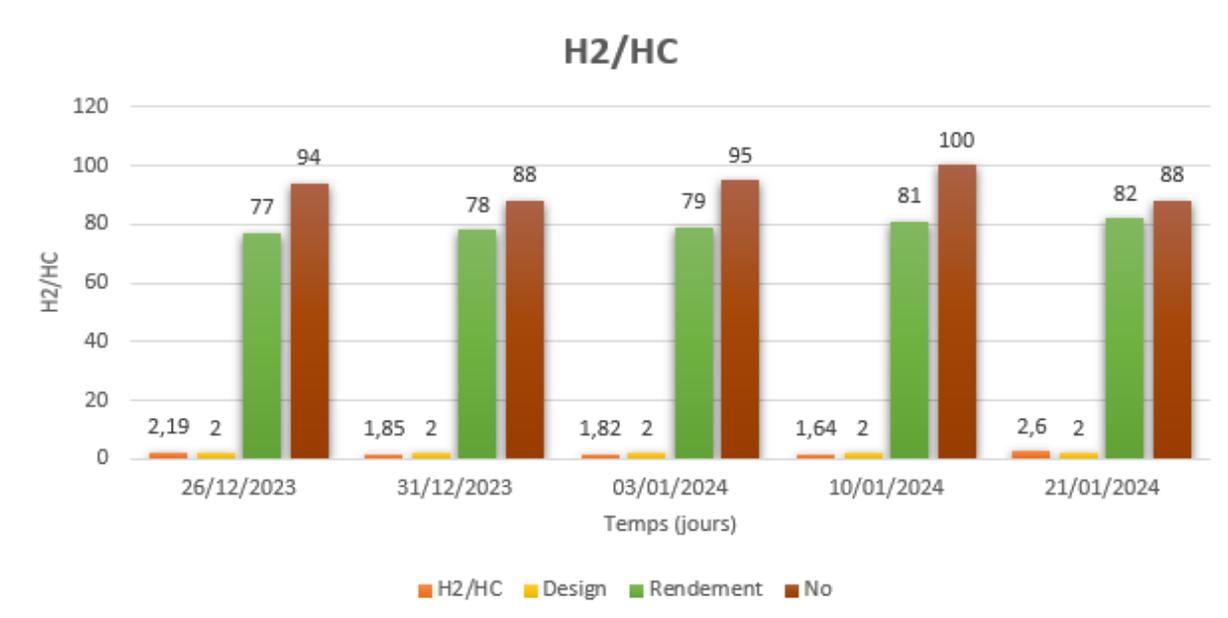
m : Masse moléculaire de la charge d'alimentation

Y : Fraction vol se H₂ dans le gaz de recyclage

Les données et les résultats de calcul correspondants sont mentionnés sur le Tableau IV.2 et représentés graphiquement dans la Figure IV.2

Tableau IV.2 : Résultats de rapport H₂/H_c.

Dates	26/12/2023	31/12/2023	03/01/2024	10/01/2024	21/01/2024
R	1292,88	1451,21	1147,45	1467,76	1092,06
M	5,2				
Y	4,021	3,5937	4,4601	3,87559	5,65439
F	52080	61918	61752	75990	52150
M	114				
Design	2				
H₂/H_c	2,19	1,85	1,82	1,64	2,6

**Figure IV.2 : Evolution du rapport H₂/H_c.**

Les histogrammes de la Figure IV.2 montre une diminution du ratio dans les dates de marche normal avec une augmentation du rendement ainsi que de l'indice d'octane

Le ratio H₂/H_c a peu d'influence sur la qualité ou le rendement de la production, un ratio faible diminue la pression partielle d'hydrogène et augmente la formation du coke ce qui augmente par la suite le rendement.

➤ Pureté d'hydrogène

La pureté de l'hydrogène est une mesure de la quantité d'impuretés présentes dans le gaz (les GPL), elle est exprimée en pourcentage en volume, ce qui représente la fraction de gaz d'hydrogène pur dans le mélange gazeux total.

Les données sont mentionnées dans le Tableau V.3 et représentées graphiquement dans la Figure V.3

Tableau IV.3 : Données de la pureté d'hydrogène.

Dates	26/12/2023	31/12/2023	03/01/2024	10/01/2024	21/01/2024
H₂	95,54	94,36	95,01	95,6	96,8
%					

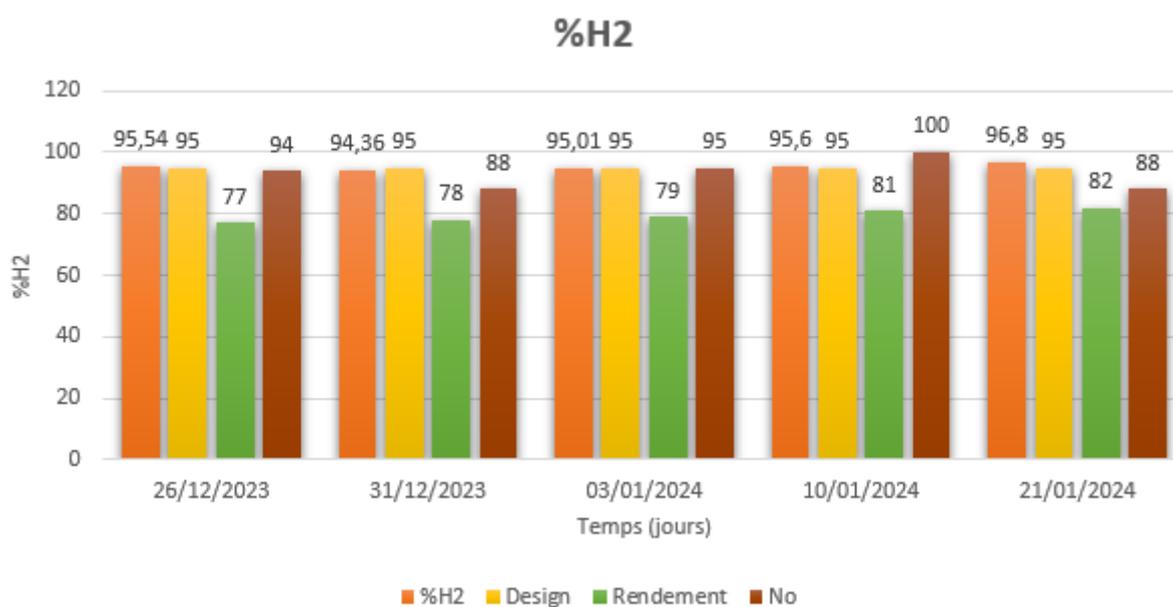


Figure IV.3 : Evolution de pourcentage de H₂.

Les histogrammes de la Figure IV.3 montre l'augmentation de la pureté dans le cas de marche normal ainsi que le rendement et l'indice d'octane.

La pureté est bonne et presque égale à la valeur de design donc le purificateur marche bien et par la suite on a une bonne réduction donc il n'y a pas de passage du gaz O₂ vers les réacteurs qui provoque la formation des molécules d'eau, ce dernier est le poison numéro 1 pour l'activité catalyseur.

IV.2.2.3.2 Vitesse spatiale

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

Vitesse spatiale horaire en masse :

$$\text{WHSV} = \frac{\text{masse de la charge } (\frac{kg}{h})}{\text{masse de catalyseur dns les réacteurs} (kg)} \quad (\text{Eq V.5})$$

Les données et les résultats de calcul correspondants sont mentionnés sur le Tableau IV.4 et représentés graphiquement dans la Figure IV.4

Tableau IV.4 : Résultats de calcul de la vitesse spatiale.

Dates	26/12/2023	31/12/2023	03/12/2024	10/01/2024	21/01/2024
Masse de la charge kg/h	52080	61918	61752	75990	52150
Masse de cat dans les réacteurs kg	29570				
Design	1,8				
WHSV h^{-1}	1,76	2,09	2,09	2,56	1,76

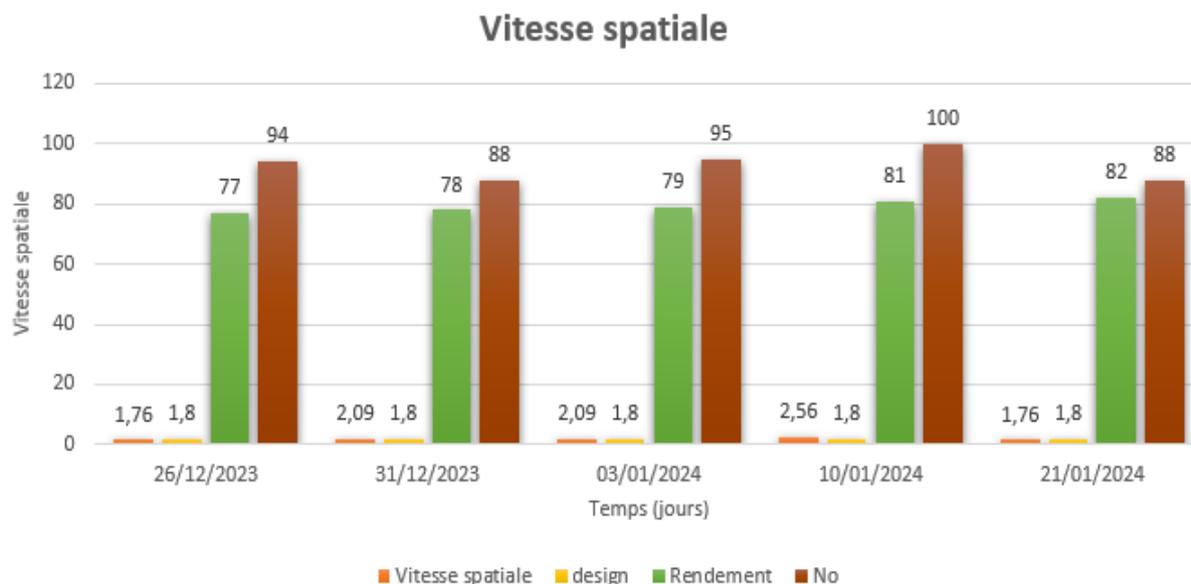


Figure IV.4 : Evolution de la vitesse spatiale

Les histogrammes montrent de façon claire que la vitesse spatiale augmente avec le rendement et l'indice d'octane.

L'augmentation de la vitesse spatiale veut dire qu'il y a une augmentation de la température et de débit de charge qui par la suite augmente le taux de carbone et le pourcentage d'oxygène dans la zone d'oxychloration. Cette augmentation donne une bonne régénération et donc une bonne activation du catalyseur.

IV.2.2.3.3 Rapport Eau/chlore

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

La teneur en chlore du catalyseur varie en fonction de l'humidité du gaz de recyclage et de l'éluion à l'eau du chlore

Pour un fonctionnement optimal de l'unité CCR :

La teneur en eau dans le gaz de recyclage doit être maintenue entre 15 et 25 ppm en volume et il convient que la teneur en HCl associée soit de l'ordre de 1 ppm en volume. Il faut noter que la détermination de la teneur en HCl n'est pas très fiable

Nous avons pris les données de l'injection de chlore et de l'eau dans l'étape de régénération donc dans les deux dates de fonctionnement en White Burning (dans le cas de démarrage ou fonctionnement en Black Burning l'injection passe au niveau de la charge).

Les données et les résultats de calcul sont mentionnés sur le Tableau IV.5

Tableau IV.5: Résultats de calcul de rapport H₂O/Cl

Dates	26/12/2023	31/12/2023	03/01/2024	10/01/2024	21/01/2024
Injection H ₂ O (kg/h)	/	/	2,38	2,41	/
Injection Cl (kg/h)	/	/	1,21	0,9	/
Design	2				
H ₂ O/Cl	/	/	1,97	2,68	/

Ce rapport est nécessaire pour le calcul de la teneur en chlore sur le catalyseur

IV.2.2.3.4 Teneur en chlore sur le catalyseur

L'acidité du catalyseur dépend de la quantité de chlore fixée sur le catalyseur à la fabrication. C'est pourquoi ce niveau doit être ajusté pendant l'oxychloration et maintenu dans une plage comprise entre 0,9 à 1,1 % en masse.

La teneur de chlore sur le catalyseur se calcule comme suit :

$$\%Cl/Cat = 1,7 - 0,504 \text{Log} (H_2O/Chlore) + 0,0032*(510 - WABT) \quad (\text{Eq V.6})$$

$$WABT = \frac{\left(m \text{ cat. dans R1} \times \frac{T_{i1} + T_{i1}'}{2}\right) + \left(m \text{ cat. dans R2} \times \frac{T_{i2} + T_{i2}'}{2}\right) + \dots + \left(m \text{ cat. dans R4} \times \frac{T_{i4} + T_{i4}'}{2}\right)}{M_t} \quad (\text{Eq V.7})$$

Avec :

T_{i1}, T_{i2}, T_{i3}, ... sont les températures d'entrée vers le premier réacteur « R1 », le deuxième réacteur « R2 », etc.

Ti1', Ti2', Ti3'... sont les températures de sortie du premier réacteur « R1 », du deuxième réacteur « R2 », etc.

m : Masse de catalyseur R1, R2, R3, ... représentent la masse de catalyseur dans le premier réacteur « R », le deuxième réacteur « R2 », etc

Mt : masse totale du catalyseur dans les quatre réacteurs

Les données et les résultats de calcul sont mentionnés sur le Tableau IV.6 et représentés graphiquement dans la Figure IV.5

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

		26/12/2024		31/12/2023		03/01/2024		10/01/2024		21/01/2024	
	m kg	Te °C	Ts °C	Te °C	Ts °C	Te °C	Ts °C	Te °C	Ts °C	Te °C	Ts °C
R1	3570	500	403	512	414	512	393	526	403	480	394
R2	5330	499	449	511	457	509	436	525	445	479	422
R3	7410	498	441	510	473	511	464	524	463	478	433
R4	13260	499	455	510	468	511	482	524	480	478	446
Mt du cat Kg	29570										
WABT		471,50		485,586		484,607		492,278		455,280	
H ₂ O/Cl %		/		/		1,97		2,68		/	
Design	1,1										
Cl/Cat %		/		/		1,63		1,54		/	

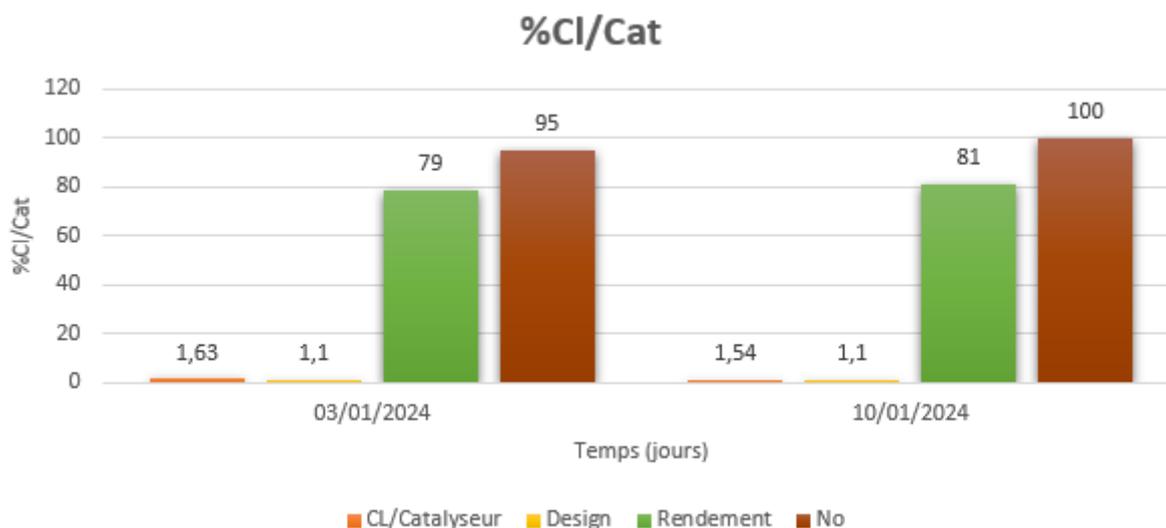


Figure IV.5 : Evolution de la teneur en chlore sur le catalyseur

Les histogrammes de la Figure IV.5 montrent une diminution en teneur du chlore avec une augmentation en indice d'octane.

En effet, le chlore est un moyen de protection et pas un moyen d'activation de catalyseur. Sa diminution provoque moins de protection et donc une formation du coke élevée entraînant ainsi une bonne régénération et donc un bon rendement.

IV.2.2.3.5 Température moyenne pondérée des réacteurs : WAIT

La température est le paramètre opérationnel le plus important et le plus utilisé. Par une simple augmentation ou diminution en entrée de réacteur, les opérateurs peuvent faire monter ou abaisser l'indice d'octane du produit.

Les températures d'entrée de réacteur n'étant pas nécessairement toutes identiques, il est couramment acceptable de considérer la température moyenne d'entrée (WAIT) comme représentative des températures des réacteurs.

La température moyenne pondérée se calcule comme suit :

$$\text{WAIT} = \frac{(m \text{ cat. dans } R1 \times Ti1) + (m \text{ cat. dans } R2 \times Ti2) + \dots + (m \text{ cat. dans } R4 \times Ti4)}{Mt} \quad (\text{Eq V.8})$$

Avec :

Ti1, Ti2, ... Ti4 sont les températures d'entrée vers le premier réacteur « R1 », le deuxième réacteur « R2 », etc.

m : (Masse de catalyseur R1) représente la masse de catalyseur dans le premier réacteur « R1 », le deuxième réacteur « R2 », etc.

Mt : Masse totale du catalyseur dans les quatre réacteurs

Les données et les résultats de calcul sont mentionnés sur le Tableau IV.7 et représentés graphiquement dans la Figure IV.6

Tableau IV.7 : Résultats de calcul de WAIT.

		26/12/2023	31/12/2023	03/01/2024	10/01/2024	21/01/2024
	m	Te	Te	Te	Te	Te
	kg	°C	°C	°C	°C	°C
R1	3570	500	512	512	526	480
R2	5330	499	511	509	525	479
R3	7410	498	510	511	524	478
R4	13260	499	510	511	524	478
Masse tot de cat Kg	29570					
Design	514					
WAIT °C		498,9	510,4	510,8	524,4	478,4

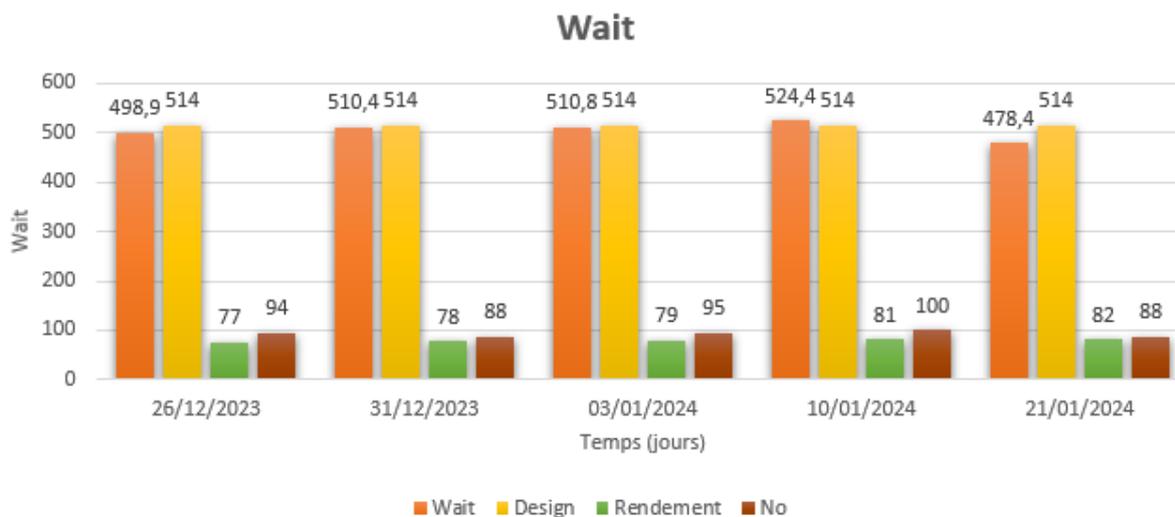


Figure IV.6: Evolution de la température moyenne pondérée.

L'histogramme de la Figure 6 montre une augmentation du WAIT dans le cas de fonctionnement normal avec une augmentation du rendement et d'indice d'octane

L'augmentation du WAIT a une relation avec l'augmentation de la température puisqu'elle permet au carbone de s'approcher vers le 6 (teneur du carbone dans le catalyseur) provoquant ainsi une augmentation du pourcentage d'oxygène ainsi qu'une bonne régénération et donc une bonne activation du catalyseur.

➤ Calcul de Δ WAIT

L'abaque de l'annexe D permet d'estimer l'incrémentation de la température WAIT susceptible de se traduire par une incrémentation du paramètre sélectionné :

- Vitesse spatiale (WHSV)
- Pression
- RON Clear (indice d'octane)
- Qualité d'alimentation

Exemple de calcul :

- Si nous souhaitons augmenter le No de 90 à 102

$$\text{NO 90: } \Delta\text{WAIT} = -16,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{NO 102: } \Delta\text{WAIT} = 12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

❖ Résultats : $\Delta\text{WAIT} = 12 - (-16,5) = 28,5$

Donc pour augmenter le NO de 90 à 102 il faut augmenter la température moyenne pondéré de 28,5 °C

➤ Si nous souhaitons augmenter la vitesse spatiale de $1,7h^{-1}$ à $1,8h^{-1}$

$$WHSV=1.7h^{-1} : \Delta WAIT = -3,4 \text{ °C}$$

$$WHSV= 1.8h^{-1} : \Delta WAIT = -2 \text{ °C}$$

❖ Résultats : $\Delta WAIT = -2 - (-3,5) = 1,4 \text{ °C}$

Donc pour augmenter la vitesse spatiale de $1.7h^{-1}$ à $1.8h^{-1}$ il faut augmenter la température moyenne pondéré de 1,4 °C

IV.2.2.3.6 Chute de température

Elle est déterminée comme suit :

$$\Delta T \text{ totale} = \Delta T1(R1) + \Delta T2(R2) + \Delta T3(R3) + \Delta T4(R4) \quad (\text{Eq V.9})$$

Avec :

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

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

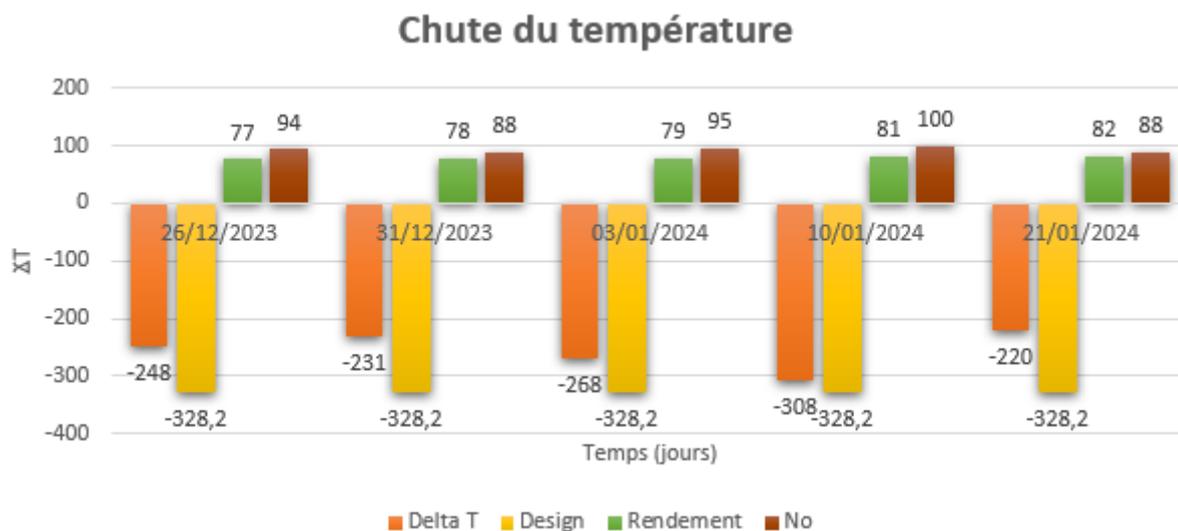
$$\Delta T3 = T3 \text{ sortie} - T3 \text{ entrée}$$

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

Les données et les résultats de calcul sont mentionnés sur le Tableau IV.8 et représentés graphiquement dans la Figure IV.7

Tableau IV.8 : Résultats de calcul de chute de température le long du lit catalytique.

	26/12/2023		31/12/2023		03/01/2024		10/01/2024		21/01/2024	
	Te	Ts								
	°C	°C								
R1	500	403	512	414	512	393	526	403	480	394
R2	499	449	511	457	509	436	525	445	479	422
R3	498	441	510	473	511	464	524	463	478	433
R4	499	455	510	468	511	482	524	480	478	446
Design	-328,2 °C									
ΔT °C	-248		-231		-268		-308		-220	
Total °C	-1275									

**Figure IV.7:** Evolution de la chute de température le long du lit catalytique

L'histogramme de la Figure IV.7 montre une augmentation de ΔT qui provoque une augmentation du rendement et de l'indice d'octane puisqu'un ΔT élevé veut dire qu'il y a des réactions dans la section réactionnelle (les réactions sont endothermiques)

IV.2.2.3.7 Perte de charge

La pression partielle d'hydrogène est la variable de base du fait de son effet intrinsèque sur les vitesses de réaction.

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

La perte de charge est calculée comme suit :

$$\Delta P \text{ totale} = \Delta P1 (R1) + \Delta P2 (R2) + \Delta P3 (R3) + \Delta P4 (R4) \quad (\text{Eq V.10})$$

Avec :

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

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

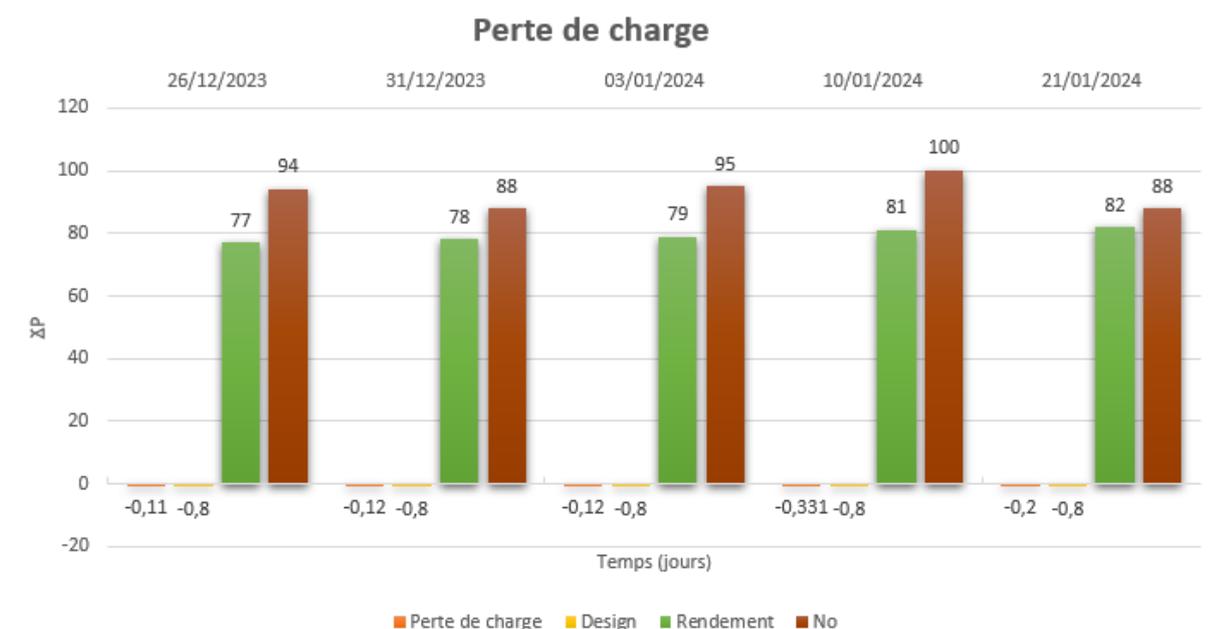
$$\Delta P3 = P3\text{Sortie} - P3\text{Entrée}$$

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

Les données et les résultats de calcul sont mentionnés sur le Tableau IV.9 et représentés graphiquement dans la Figure IV.8

Tableau IV.9: Résultats de calcul de la perte de charge le long du lit catalytique

	26/12/2023	31/12/2023	03/01/2024	10/01/2024	21/01/2024
$\Delta PR1$	-0,0471	-0,05	-0,05	-0,075	-0,05
$\Delta PR2$	-0,06	-0,07	-0,07	-0,09	-0,06
$\Delta PR3$	0	0	0	-0,096	-0,05
$\Delta PR4$	0	0	0	-0,07	-0,04
Design	-0,8				
ΔP (bar)	-0,11	-0,12	-0,12	-0,331	-0,2
Total (bar)	-0,881				

**Figure IV.8 :** Evolution de la perte de charge le long du lit catalytique

Les histogrammes de la Figure 8 montrent une augmentation de ΔP qui provoque une augmentation du rendement et de l'indice d'octane.

La pression est un paramètre qui influence la formation de coke mais non pas sur le taux de réactions. Généralement, on travaille avec des pressions presque stables à cause du fonctionnement des machines tournantes.

Une augmentation de ΔP dû au bouchage au niveau de lit catalytique ou bien aux perturbations dans la circulation.

Interprétation générale

Les dates de démarrages il y a une perturbation car l'unité été on mode Black Burning donc la régénération pas complète il y a uniquement la combustion donc pas une bonne activation de catalyseur et par la suite le NO et le rendement sont perturbés.

Une fois basculé en mode de régénération White Burning, les réactions deviennent stables, le taux de réaction stable, l'activation de catalyseur est bonne ce qui nous donne de bons rendements et NO.

Chapitre V

Suivi des paramètres opératoires de l'unité 520

V.1. Introduction

Dans ce chapitre, nous présenterons et discuterons les résultats d'étude effectuée au sein de l'unité de reformage catalytique U520. Cette étude a été faite sur une période de fonctionnement du 28/01/2024 jusqu'au 28/02/2024 après le processus de la régénération continue du catalyseur dans la section reforming.

V.2. Suivi des paramètres de l'unité 520

Le but de cette partie de notre étude sera axé sur le calcul et le suivi des paramètres qui affectent directement ou indirectement les performances de l'unité 520 de reformage catalytique (reforming) et qui va permettre de donner une vision bien précise sur la situation de marche de l'unité.

V.2.2. Méthodologie de l'étude

Le travail sera réalisé par le suivi des paramètres suivants :

- Point initial et point final de la charge (PI/PF).
- Caractéristiques de la charge.
- Composition du gaz de recyclage.
- Rapport hydrogène/hydrocarbure (H_2/H_c).
- 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).

V.3. Suivi des paramètres de fonctionnement

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

Le point initial est fixé de façon que les spécifications actuelles soient respectées concernant la limitation en benzène dans les essences commerciales 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 ainsi quand son élévation augmente la vitesse du cokage du catalyseur augmente.

Les données sont mentionnées dans le Tableau V.1 et représentées graphiquement dans la Figure V.1

Tableau V.1 : Suivi du point initial et du point final de la charge.

Date	PI	PI DESIGN	PF	PI DESIGN
28/01/2024	101	100	177	100
07/02/2024	99	100	175	100
11/02/2024	100	100	178	100
21/02/2024	100	100	176	100
25/02/2024	102	100	176	100
26/02/2024	103	100	175	100
27/02/2024	100	100	178	100
28/02/2024	101	100	177	100
29/02/2024	100	100	176	100

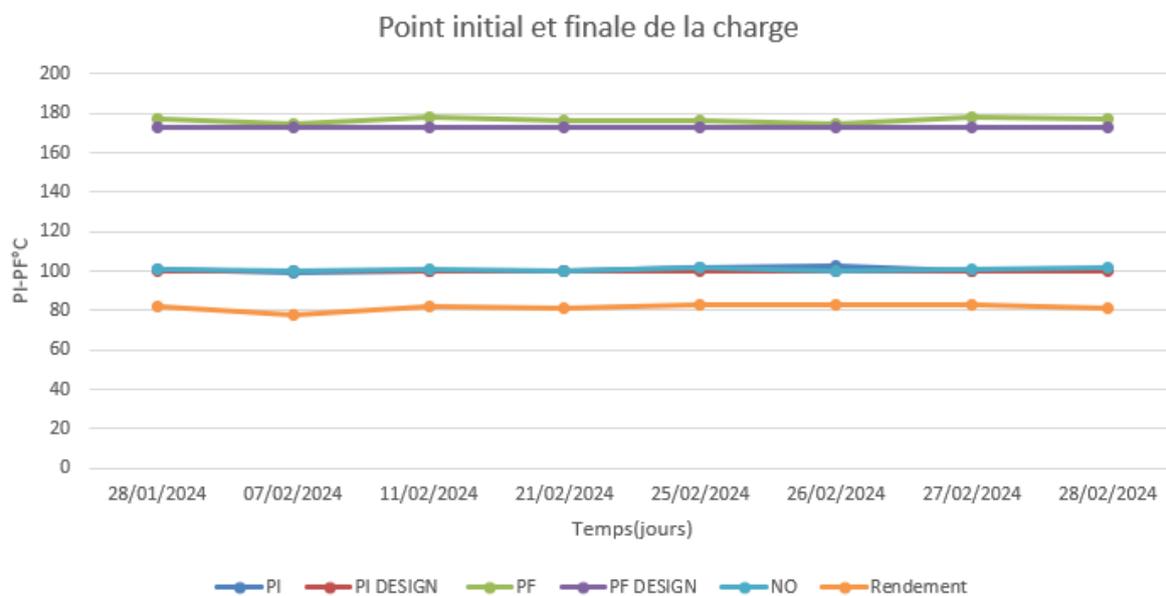


Figure V.1 : Suivi du point initial et du point final de la charge.

D'après les courbes de la Figure V.1, nous remarquons que le graphe des points initiaux de la charge est presque surposé avec celui du design. Par contre, le graphe des points finaux de la charge est en général supérieur à celui du design montrant ainsi une production des constituants lourds alors que le graphe lié aux points initiaux produit des constituants légers.

Il est à noter que les points initiaux et finaux de la charge sont stables lorsque le system n'est soumis à aucune perturbation extérieure. Ainsi donc, ils sont en relation avec la qualité de la charge et donc la qualité de la charge du sortie de l'unité NHT est jugée acceptable.

V.3.2 Charge

La charge PONA est un mélange d'hydrocarbures dérivé du pétrole brut. Elle peut être modifiée par des procédés de raffinage.

Les données correspondantes sont mentionnées dans le Tableau V.2 et représentées graphiquement dans les Figures V (2.3.4.5)

Tableau V.2 : Suivi de la charge.

Charge	Design	28/01/24	07/02/24	11/02/24	21/02/24	25/02/24	26/02/24	27/02/24	28/02/24
P	67,9	/	/	/	/	59,57	63,8	63,26	62,11
O	0	/	/	/	/	0,04	0,03	0,04	0,42
N	26	/	/	/	/	33,47	31,45	32,34	28,99
A	6,2	/	/	/	/	7,21	7,14	4,37	8,48

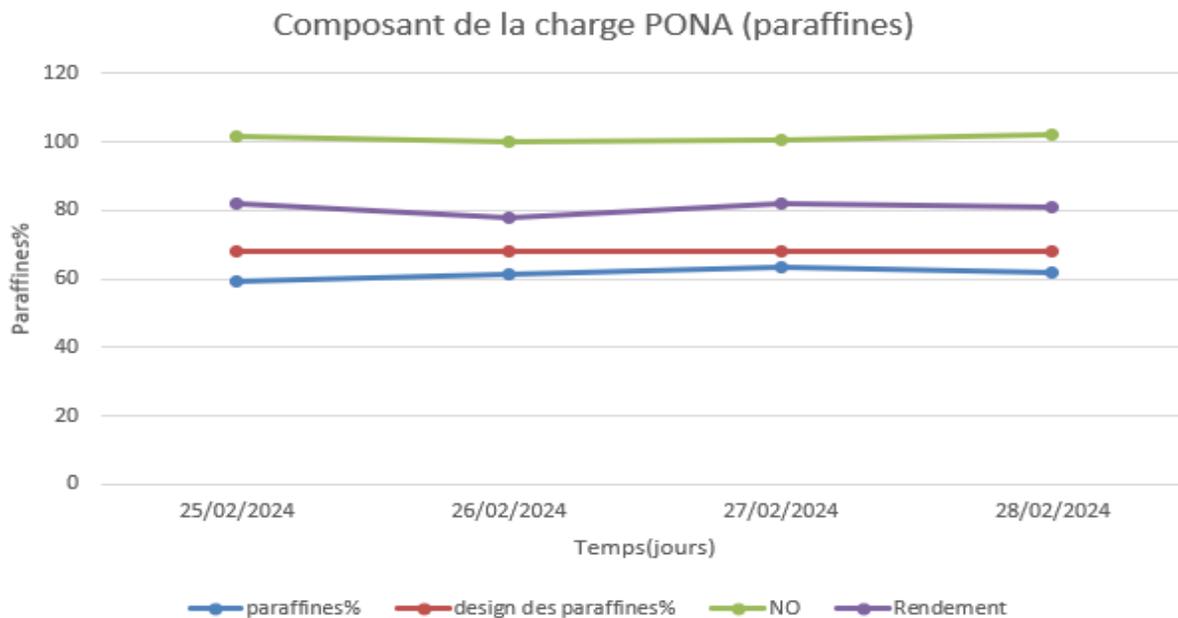


Figure V.2 : Suivi des composants de la charge PONA (Paraffines)

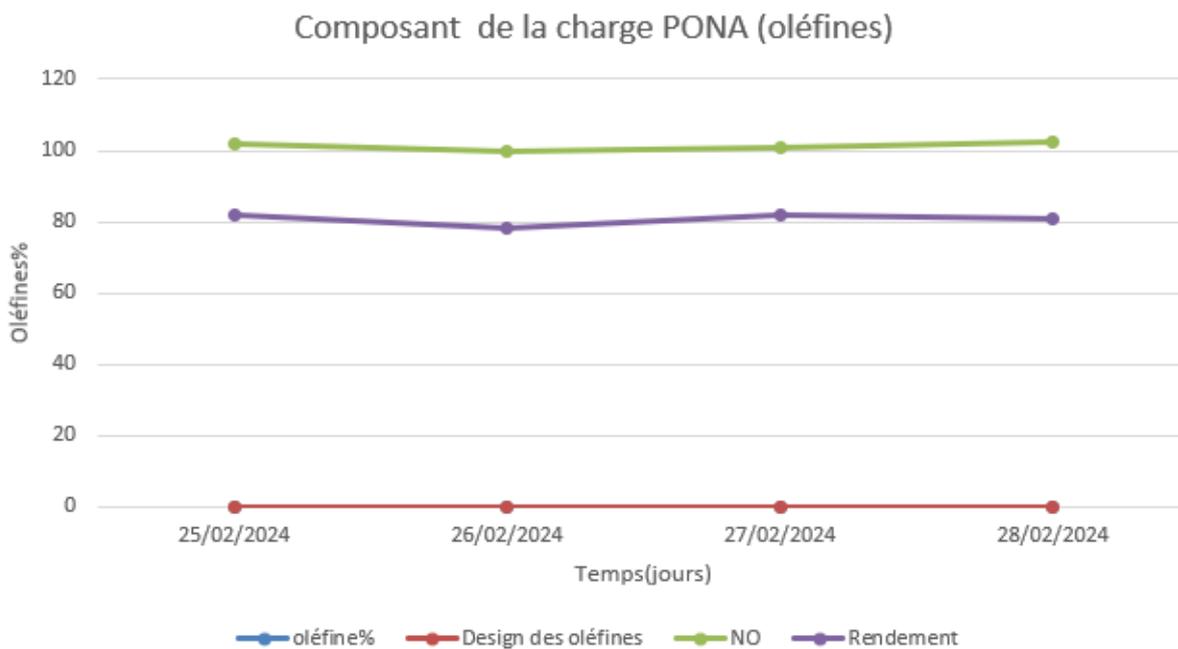


Figure V.3 : Suivi des composants de la charge PONA (Oléfines)

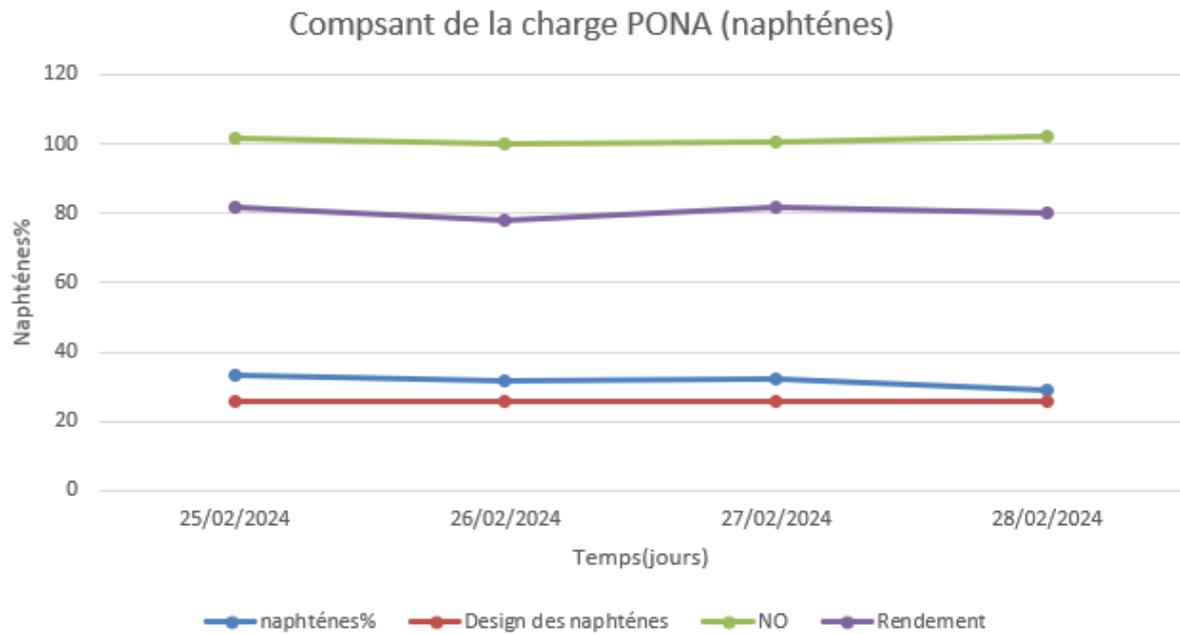


Figure V.4 : Suivi des composants de la charge PONA (Naphhtènes)

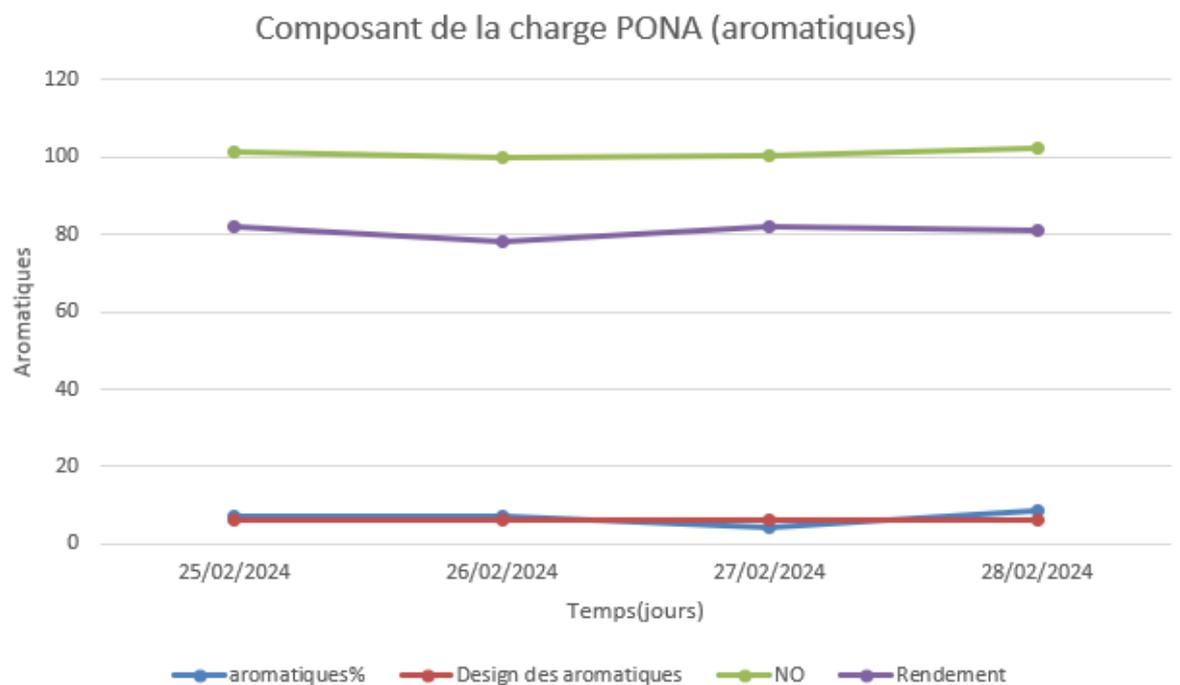


Figure V.5 : Suivi des composants de la charge PONA (Aromatiques)

Comme le mentionnent les courbes du PONA (paraffines, oléfines, naphhtènes, aromatiques), il y a une augmentation dans les paraffines et une diminution dans les naphhtènes.

Les oléfines et les aromatiques sont stables par rapport à le cas design.

L'augmentation des paraffines est causée par des changements dans la composition du pétrole brut car les pétroles bruts plus lourds ont tendance à contenir plus de paraffines que le brut plus léger, comme la charge du reformage catalytique est naphta lourd donc les paraffines sont élevées.

La faible quantité des oléfines dû aux pétroles bruts lourds qui sont généralement plus riches en paraffines et en naphènes et plus pauvre en oléfines que les pétroles bruts légers. Cela est dû à la dégradation thermique des oléfines au cours de la maturation du pétrole brut.

La diminution des naphènes dans la charge PONA est le résultat d'une combinaison de facteurs liés à la source du pétrole brut et aux procédés de raffinage utilisés. En effet, la gestion de la teneur en naphènes est un élément important du raffinage du pétrole car elle permet d'optimiser les procédés et d'obtenir des produits pétroliers de qualité répondant aux exigences spécifiques des utilisateurs.

La stabilité des aromatiques avec un pic au milieu est expliquée par ces composées comme le benzène ont une structure cyclique délocalisée d'électrons. ette dernière confère à la molécule une grande stabilité chimique, la rendant moins susceptible aux réactions chimiques qui pourrait modifier sa structure.

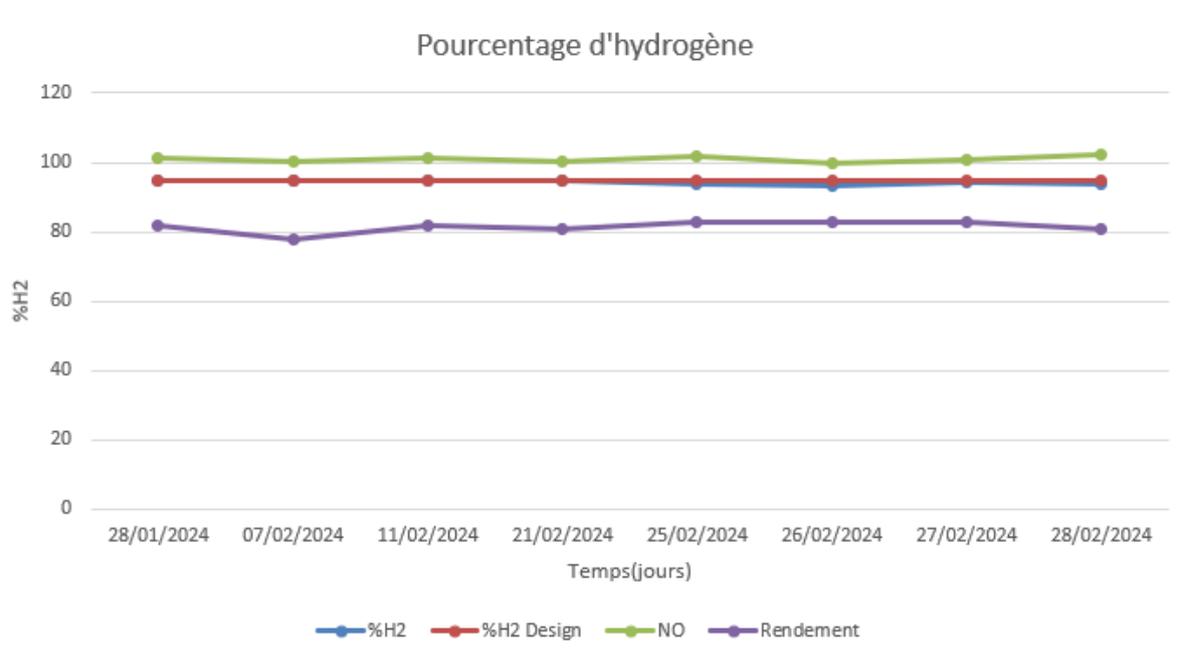
V.3.3. Gaz de recyclage

La composition de gaz de recyclage est très importante dans la marche d'une unité reforming. La pureté du gaz H_2 indique l'importance relative du la réaction : aromatisation (production de gaz H_2)

Le Tableau VI.3 présente les données du pourcentage de l'hydrogène ainsi que l'eau et chlore et le soufre avec leur design. Elles sont représentées graphiquement dans la Figure V.6.

Tableau V.3 : Données du gaz de recyclage.

	Design	28/02/24	07/02/24	11/02/24	21/02/24	25/02/24	26/02/24	27/02/24	28/02/24
H ₂ %	95	94,656	94,772	94,862	94,923	93,58	93,37	94,1	93,68
H ₂ O ppm	/	17,9	28,4	28,7	28,7	28,6	21,9	15,4	20,3
Cl ppm	/	3	/	6	21	25	/	/	/
Soufre Ppm	/	0	/	1	0	0	/	/	/

**Figure V.6:** Suivi du pourcentage d'hydrogène %H₂.

D'après la représentation graphique du pourcentage du gaz H₂ durant la période d'étude (Figure V.6), nous constatons que la quantité de ce gaz est presque identique que celle du cas design traduisant ainsi une réduction presque parfaite.

V.3.4. Rapport hydrogène/hydrocarbure (H₂/Hc)

Le rapport H₂/Hc indique combien de molécules d'hydrogène pur entourent chaque molécule d'hydrocarbure à l'entrée de la section réactionnelle. Cela vise à préserver le catalyseur contre les réactions chimiques produisant du coke sur sa surface.

Les données correspondantes sont mentionnées dans le Tableau V.4 et représentées graphiquement dans la Figure V.7

Tableau V.4 : Suivi du rapport H₂/Hc.

	Design	28/01/24	07/02/24	11/02/24	21/02/24	25/02/24	26/02/24	27/02/24	28/02/24
H ₂ /Hc	2	1,73	1,73	1,68	1,67	1,67	1,67	1,77	1,67

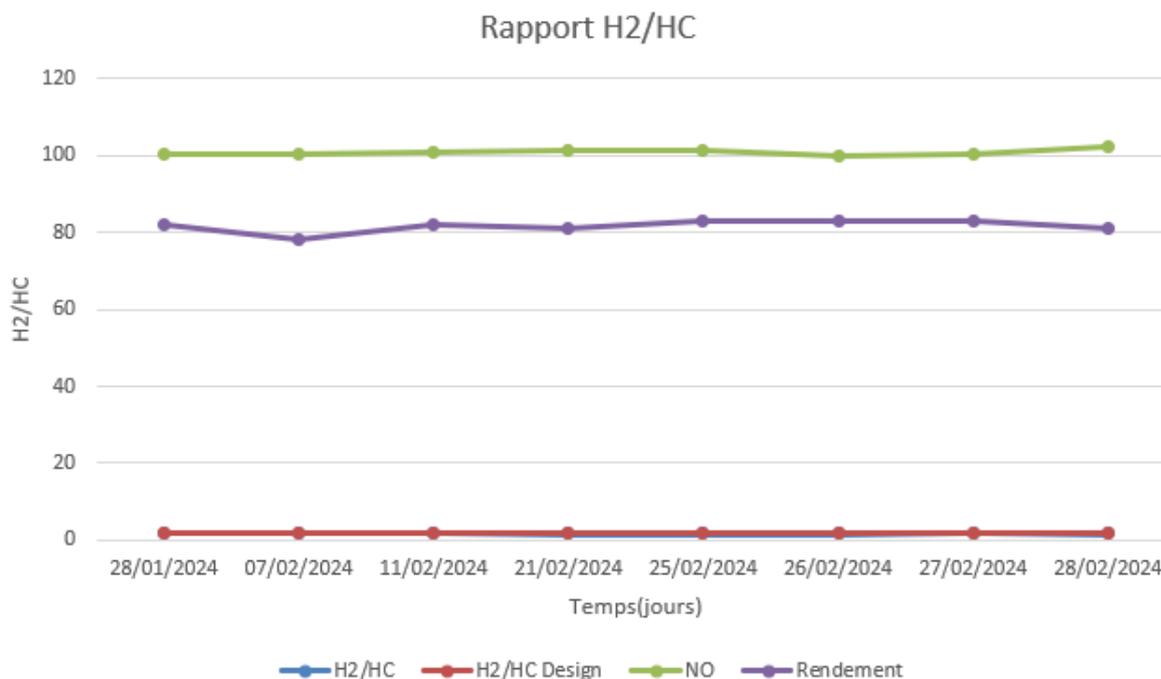


Figure V.7 : Suivi du rapport H₂/Hc.

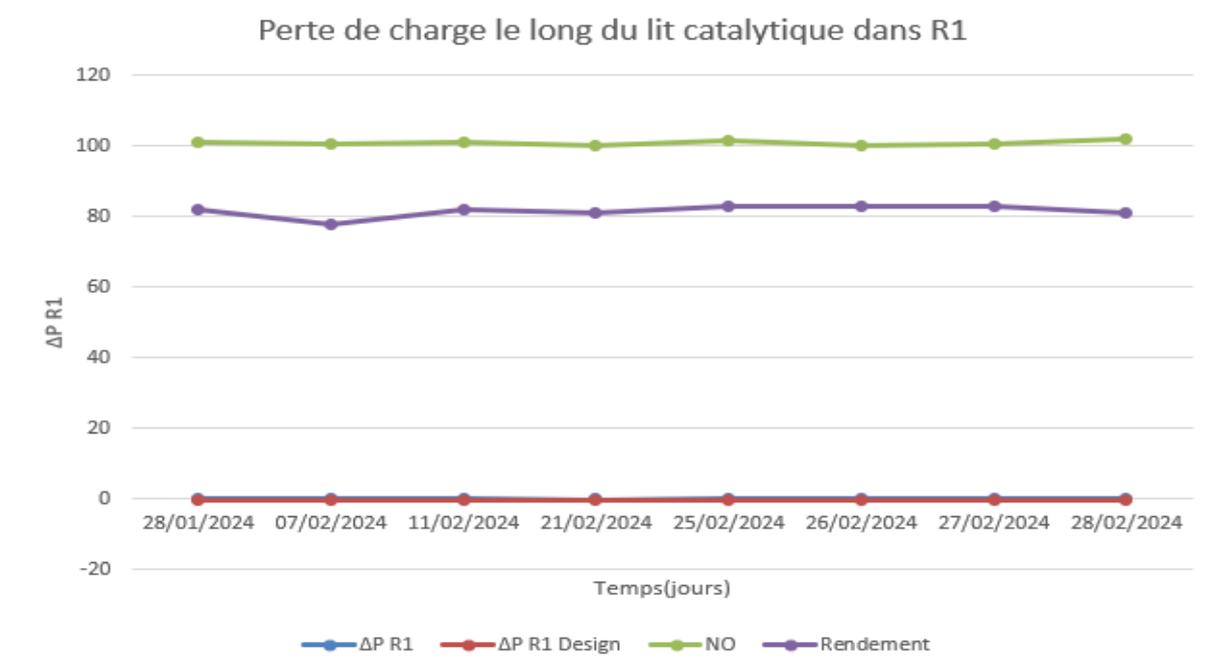


Figure V.8 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R1

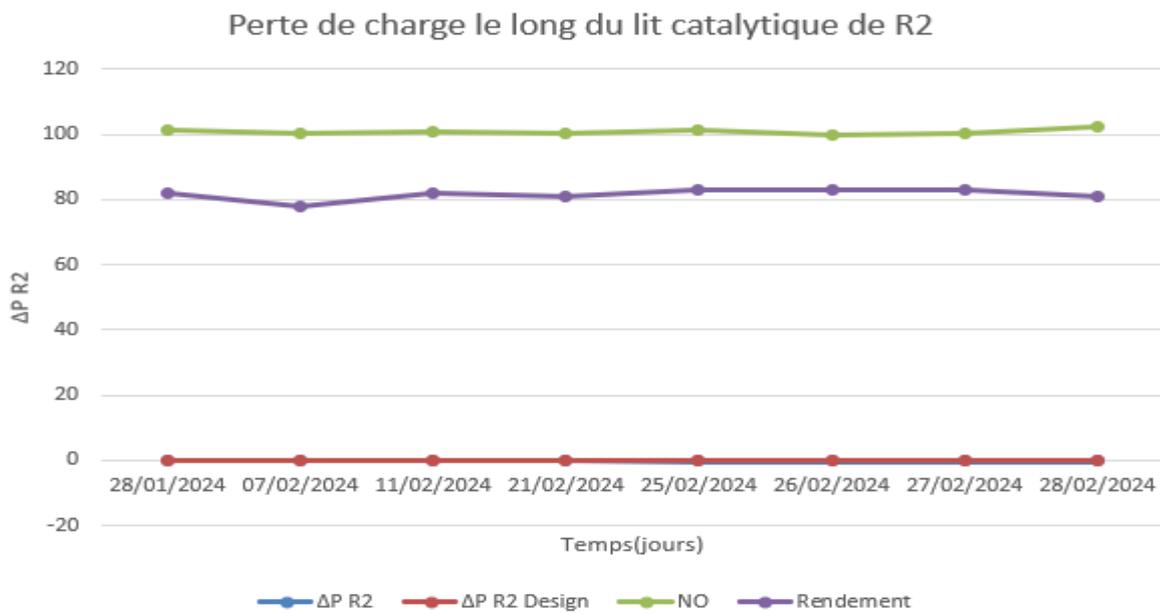


Figure V.9: Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R2

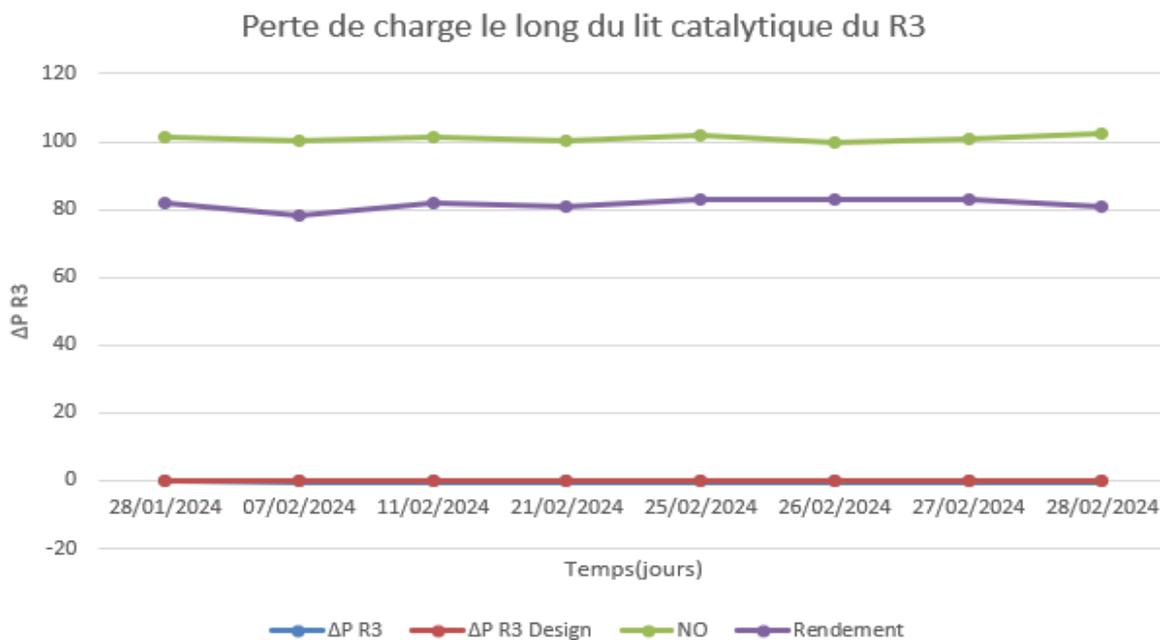


Figure V.10 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R3

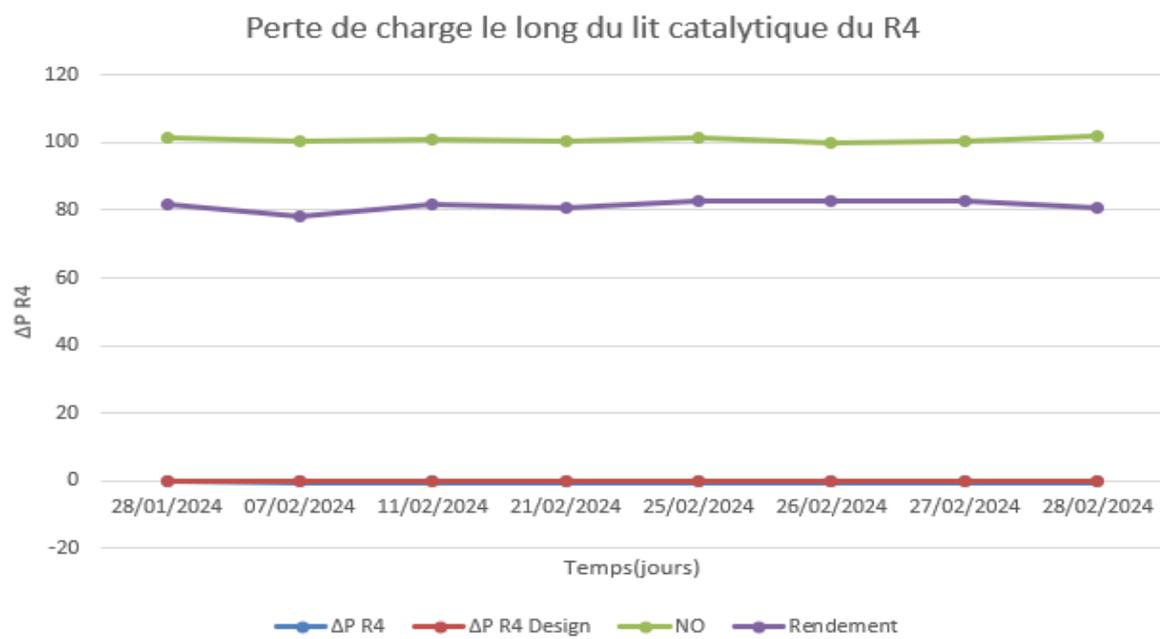


Figure V.11 : Suivi de la perte de charge le long du lit catalytique du réacteur R4

Les Figures précédents montrent que la perte de charge est moins élevée par rapport au design. Ceci permet d'augmenter la production d'hydrogène par conséquent une diminution des légers.

V.3.6. Chute de température le long du lit catalytique

La diminution de température dans chaque réacteur découle de la nature endothermique des réactions chimiques de reformage.

Comme le montre le Tableau 18, les variations de la température entre les réacteurs fournissent une indication précise de la contribution de chaque valeur à l'amélioration de l'octane et de l'importance des réactions spécifiques dans chaque unité.

Les données sont mentionnées dans le Tableau V.6 et représentées graphiquement dans les Figures V (12.13.14.15).

Tableau V.6 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique

	Design	28/01/24	07/02/24	11/02/24	21/02/24	25/02/24	26/02/24	27/02/24	28/02/24
$\Delta T R1$	-125,3	-123	-123	-124	-123	-124	-125	-125	-124
$\Delta T R2$	-85,2	-78	-79	-79	-78	-79	-80	-79	-78
$\Delta T R3$	-65,7	-62	-60	-61	-60	-60	-61	-60	-59
$\Delta T R4$	-52	-45	-43	-43	-42	-43	-45	-43	-43

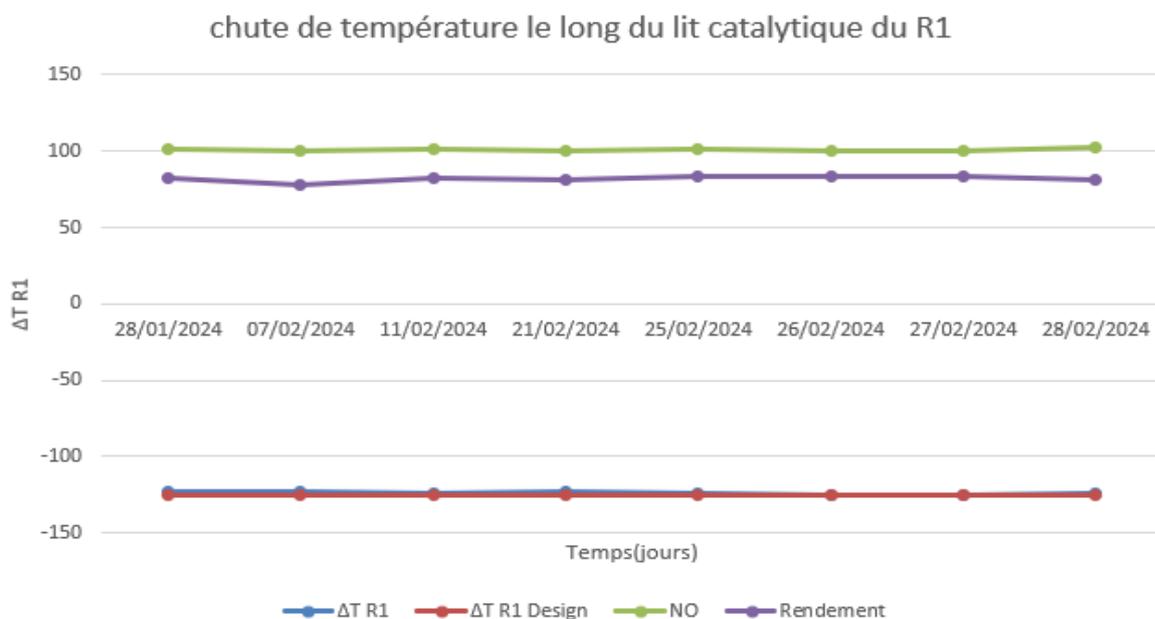


Figure V.12: Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R1

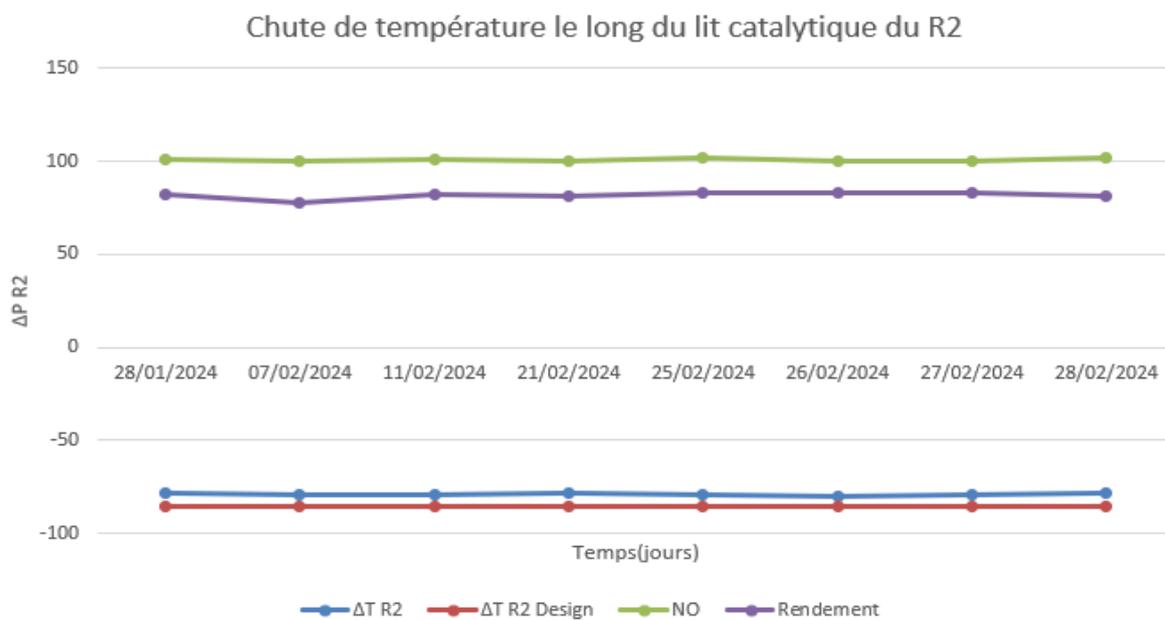


Figure V.13 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R2

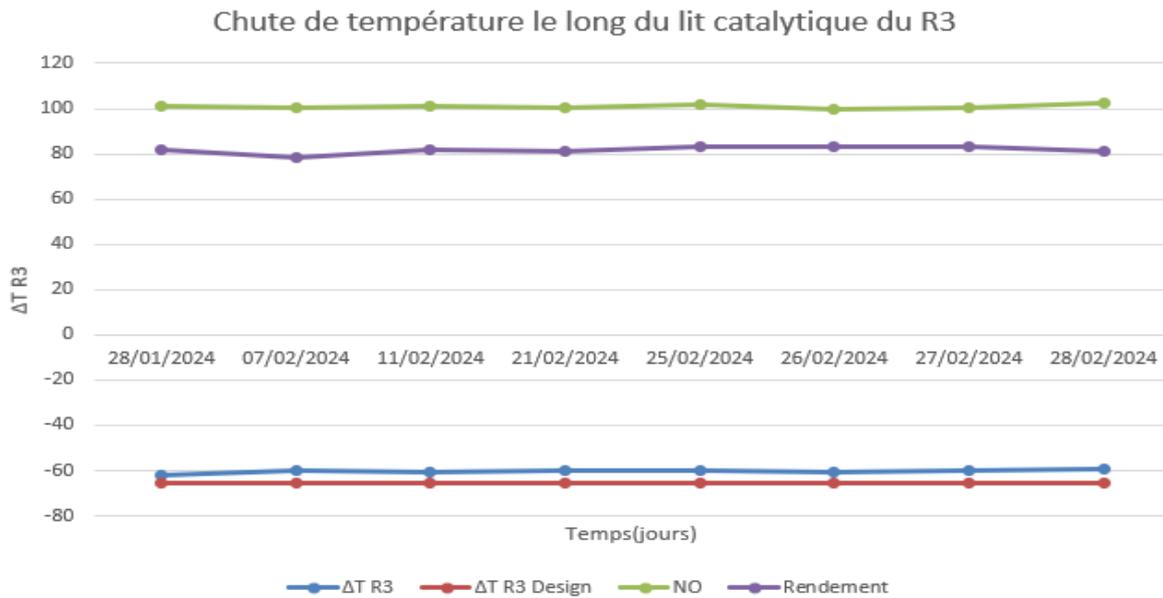


Figure V.14 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R3

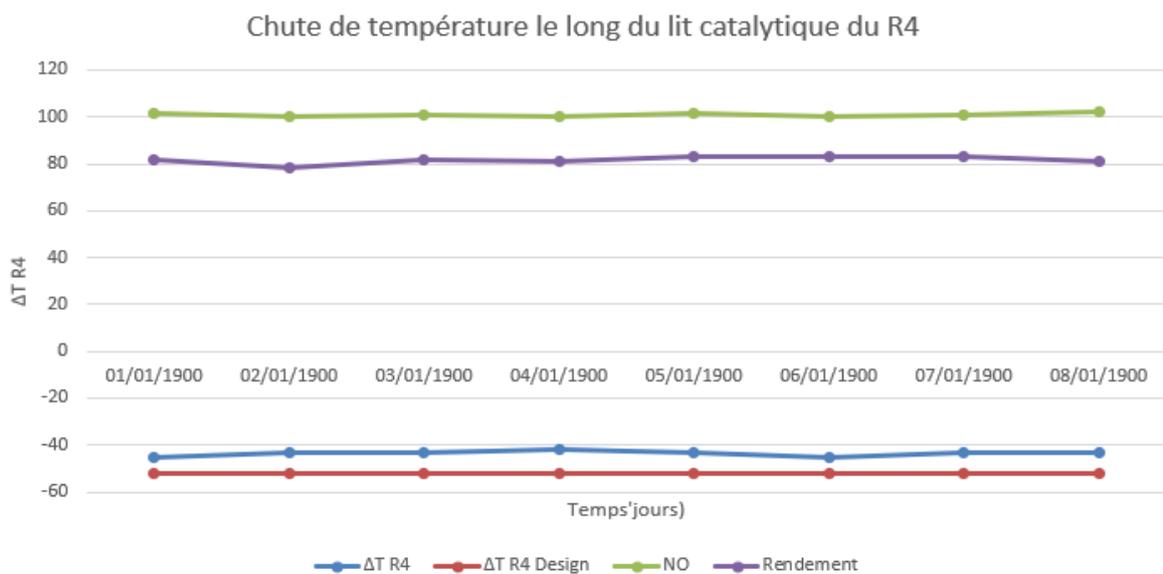


Figure V.15 : Suivi de la chute de température le long du lit catalytique du R4

Les Figures V. (12,13,14,15) montres que les chutes de températures de 4 réacteurs sont moins élevées que le cas design.

La stabilité de chute de température entre les réacteurs de procédées de reformage catalytique dépend de plusieurs facteurs :

- Disposition des réacteurs qu'ils soient en série ou en parallèle influence la distribution de la charge et la répartition de la chaleur.

- Un débit de charge presque constant et contrôlé contribue à une chute de température stable

V.3.7. Température WAIT (Température d'Entrée Pondérée-TEP-)

Le paramètre opérationnel principal pour influencer la sévérité du processus de reformage est la température d'entrée dans les réacteurs. Une augmentation de cette température stimule les vitesses des réactions chimiques en présence du catalyseur.

Etant donné le caractère endothermique des réactions d'aromatization, des températures d'entrée relativement élevées sont nécessaires pour favoriser une meilleure aromatisation.

Par ailleurs, les écarts de température entre les réacteurs fournissent des indications claires sur la contribution de chacun à l'amélioration de l'octane et sur l'importance des réactions spécifiques dans chaque unité.

Les données sont mentionnées dans le Tableau V.7 et représentées graphiquement dans la Figure V.16

Tableau V.7 : Suivi de la température WAIT.

	Design	28/01/24	07/02/24	11/02/24	21/02/24	25/02/24	26/02/24	27/02/24	28/02/24
WAIT °C	514	524,94	526,87	527,12	526,91	526,17	526,94	525 ,99	525,99

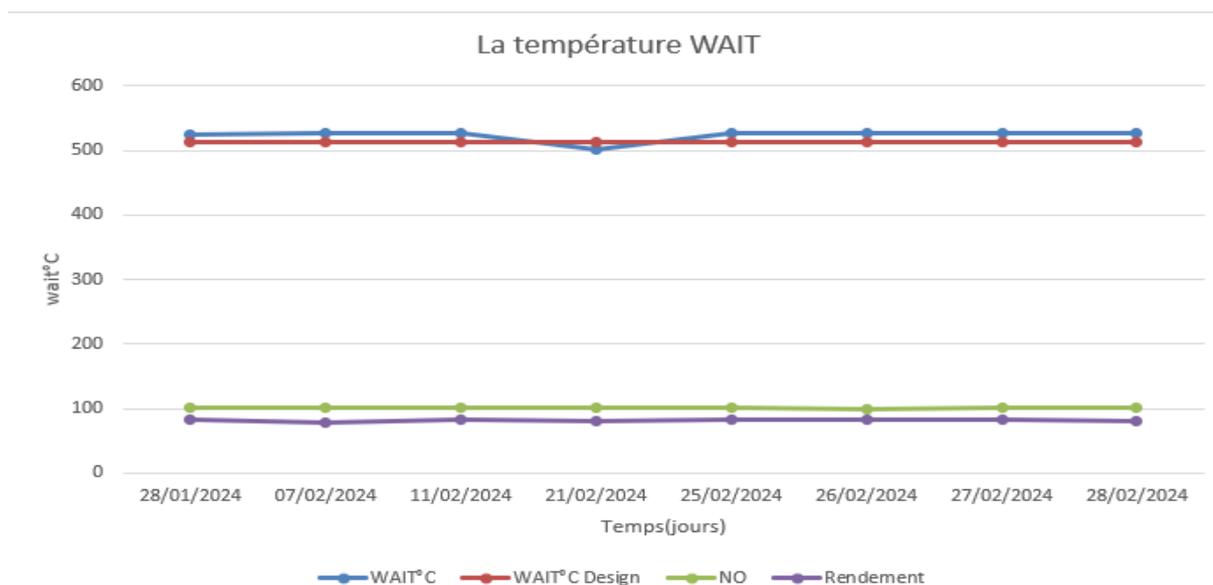


Figure V.16 : Suivi de la température WAIT.

On observe que la courbe de la température WAIT est plus élevée que le cas design.

La conductivité thermique élevée conduira la chaleur plus rapidement ce qui contribuera à presque stabiliser la température.

V.3.8. Indice d'octane NO

La mesure continue de l'indice d'octane du reformat est essentielle dans le processus. Elle permet des ajustements réguliers des paramètres de fonctionnement de l'unité pour maintenir le niveau cible de RON.

Les données sont mentionnées dans le Tableau 8 et représentées graphiquement dans la Figure 17.

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

	Design	28/01/24	07/02/24	11/02/24	21/02/24	25/02/24	26/02/24	27/02/24	28/02/24
NO	102	101,3	100,5	101,1	100,4	100,6	100	100,6	102,2

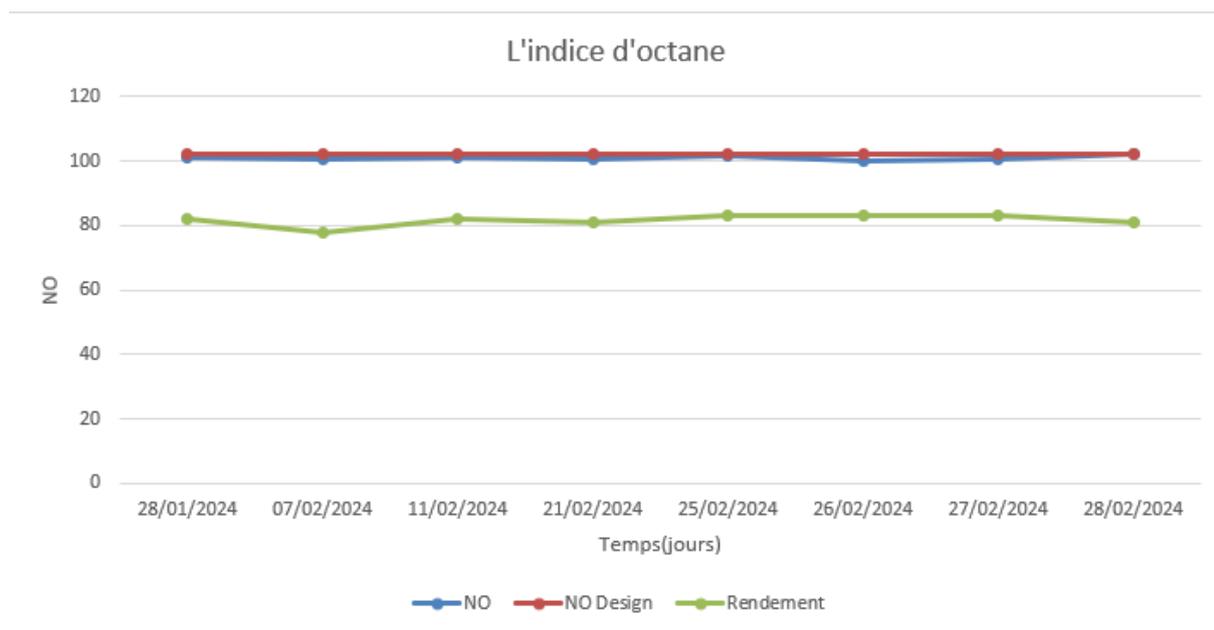


Figure V.17 : Suivi de l'indice d'octane.

Les courbes de la Figure montrent V.17 que la courbe de NO est presque comme le cas design.

L'indice d'octane de l'essence est généralement stable. Il peut fluctuer légèrement en raison de facteurs tels que des variations de température, d'altitude et même de la composition de l'essence brute utilisée par la raffinerie.

Interprétation globale

Sur la base de tous ces résultats, nous pouvons donc conclure que les rendements et les indices d'octane obtenus sont jugés satisfaisants.

Par ailleurs, l'étude et le suivi des paramètres opératoires a permis de remarquer que la stabilité de ces paramètres peut améliorer davantage le rendement et l'indice d'octane.

Conclusion Générale

Au terme de cette étude, nous pouvons avancer les conclusions suivantes :

- Connaître l'effet des paramètres opératoires sur l'amélioration des performances de l'unité et dans l'augmentation du rendement et de comparer le cas de fonctionnement normal et le cas de démarrage
- Un calcul rigoureux a été effectué à partir des données de fonctionnement recueillies entre le 26 décembre 2023 et le 21 janvier 2024 a permis :
 - ❖ D'obtenir une analyse précise des paramètres de fonctionnement
 - ❖ De conclure qu'une augmentation du rendement et d'indice d'octane qui nécessite :
 - Une diminution des paramètres suivants : le ratio H_2/H_C , la vitesse spatiale et Cl/cat
 - Une augmentation de : WAI , chute de température et perte de charge
 - ❖ De reconnaître que les paramètres étudiés influencent considérablement sur la teneur du carbone dans le catalyseur qui à son tour affecte le rendement
- Ces résultats sont validés uniquement dans le cas de fonctionnement normal dû à la perturbation des paramètres dans le cas de démarrage
- Le suivi des paramètres opératoires à partir des données dans la période du 28/01/2024 jusqu'au 28/02/2024 a conduit aux conclusions suivantes :
 - La plupart des paramètres ne sont presque pas dans l'ordre de design à part la charge PONA
 - La stabilité de ces paramètres rend le rendement et l'indice d'octane élevé
 - Ces paramètres influencent positivement sur les performances de l'unité et donc sur le rendement en aromatiques
- Les paramètres opératoires qui sont en relation directe avec l'augmentation du rendement et l'indice d'octane doivent être bien contrôlés pour un bon rendement.

- La mauvaise manipulation de ces variables provoque une diminution au niveau des performances du catalyseur et par conséquent sur le rendement du reformât et sur la durée du cycle de travail du processus.

Annexes

Annexe A

Tableau A.1 : La capacité de production de toutes les raffineries d'Algérie pour l'année 2023

		TOTAL 2023			
		Prév.	Réal.	Ecart	%
Pétrole Brut	RA1K	16 738 345	16 588 244	- 150 101	99%
	RA1Z	3 971 250	4 389 033	417 783	111%
	RA1G	3 553 875	3 532 481	- 21 394	99%
	RA1D	489 560	362 114	- 127 446	74%
	RHM2	1 131 500	1 099 237	- 32 263	97%
	TOTAL	25 884 530	25 971 109	86 579	100%

Condensat	RA2K	4 742 718	4 587 732	- 154 986	97%
-----------	------	-----------	-----------	-----------	-----

ESSENCE	RA1K	1 755 500	1 865 072	109 572	106%
	RA1Z	488 242	484 635	- 3 607	99%
	RA1G	1 045 366	1 038 891	- 6 475	99%
	RA1D	192 570	135 722	- 56 848	70%
	RHM2	84 315	21 232	- 63 083	25%
	TOTAL	3 565 993	3 545 552	- 20 442	99%

KEROJET	RA1K	99 891	22 149	- 77 742	22%
	RA1Z	155 865	136 700	- 19 165	88%
	RA1G	277 844	340 272	62 428	122%
	RA2K	488 859	227 732	- 261 127	47%
	RA1D	9 900	4 769	- 5 131	48%
	RHM2	56 940	71 171	14 231	125%
	TOTAL	1 089 299	802 793	- 286 506	73,7%

GASOIL	RA1K	6 299 847	6 436 761	136 914	102%
	RA1Z	1 471 556	1 728 519	256 963	117%
	RA1G	1 314 835	1 172 219	- 142 616	89%
	RA2K	277 449	502 512	225 063	181%
	RA1D	210 789	158 478	- 52 311	75%
	RHM2	371 570	341 886	- 29 684	92%
	TOTAL	9 946 046	10 340 375	394 329	104%

Annexe B

Figure B.1 : Unité 520 REFORMAGE DU NAPHTHA SECTION REACTIONNELLE

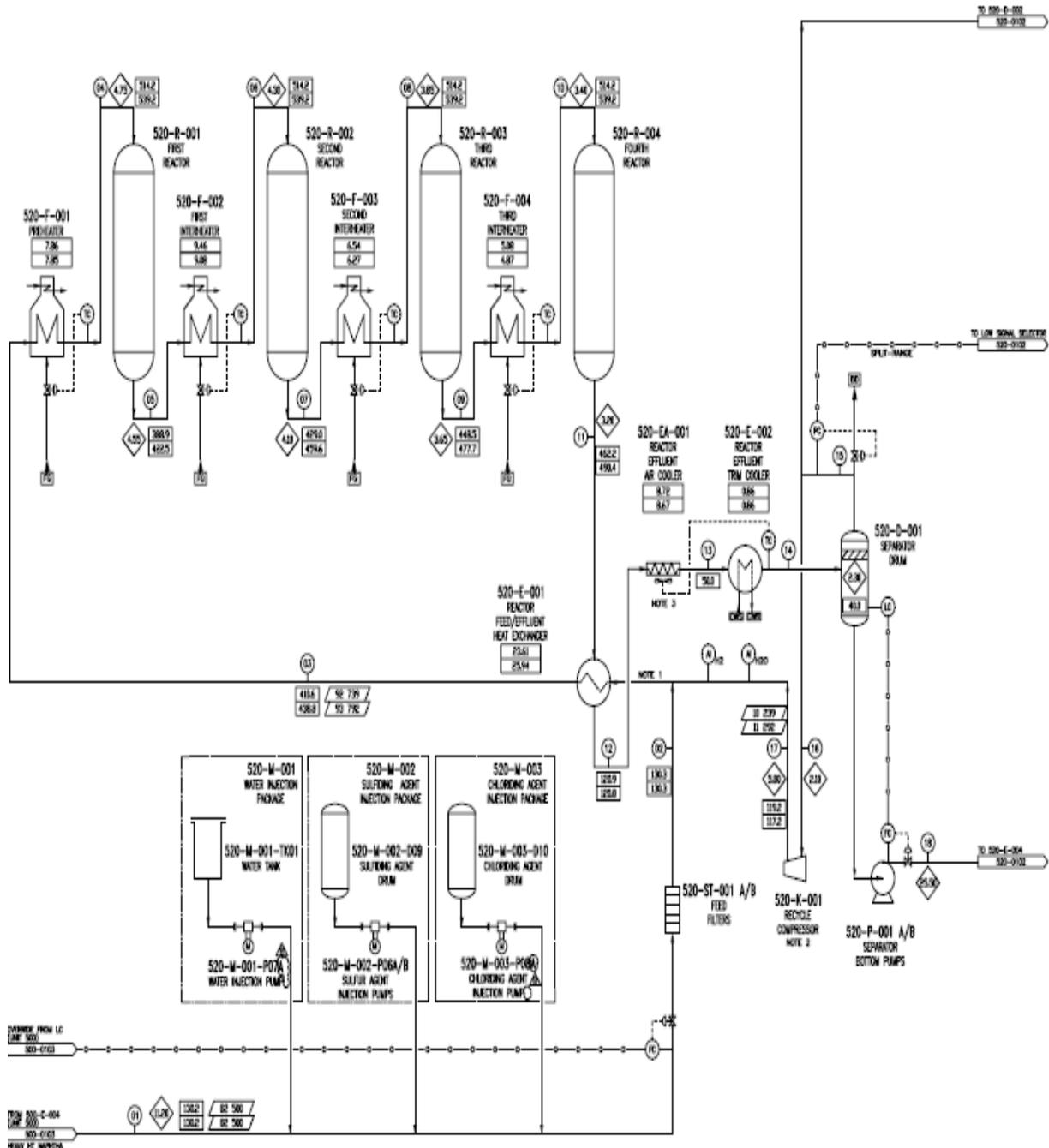


Figure B.2 : Unité 520 REFORMAGE DU NAPHTHA SECTION ABSORPTION.

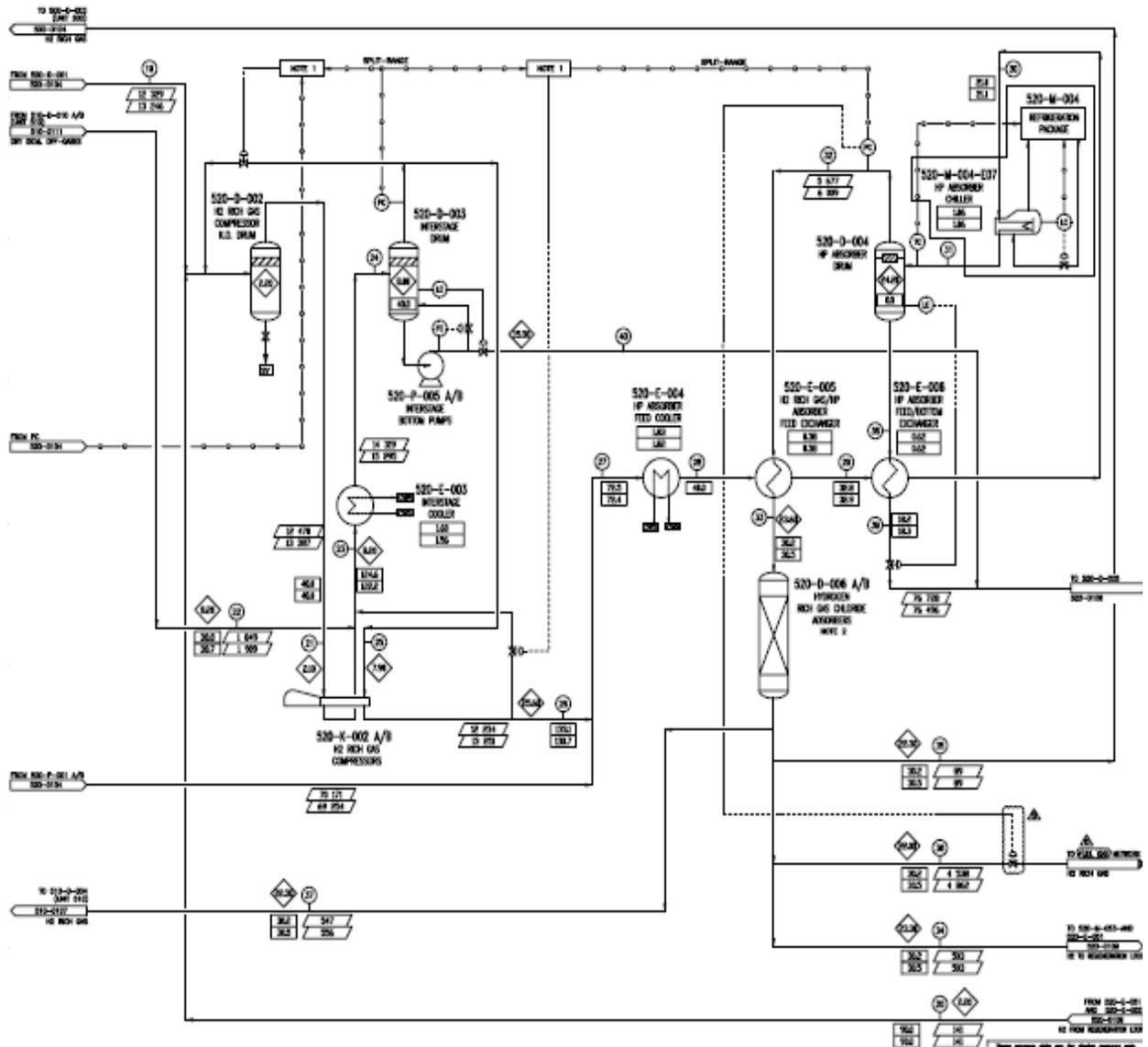


Figure B.3 : Unité 520 REFORMAGE DU NAPHTHA SECTION DE STABILISATION

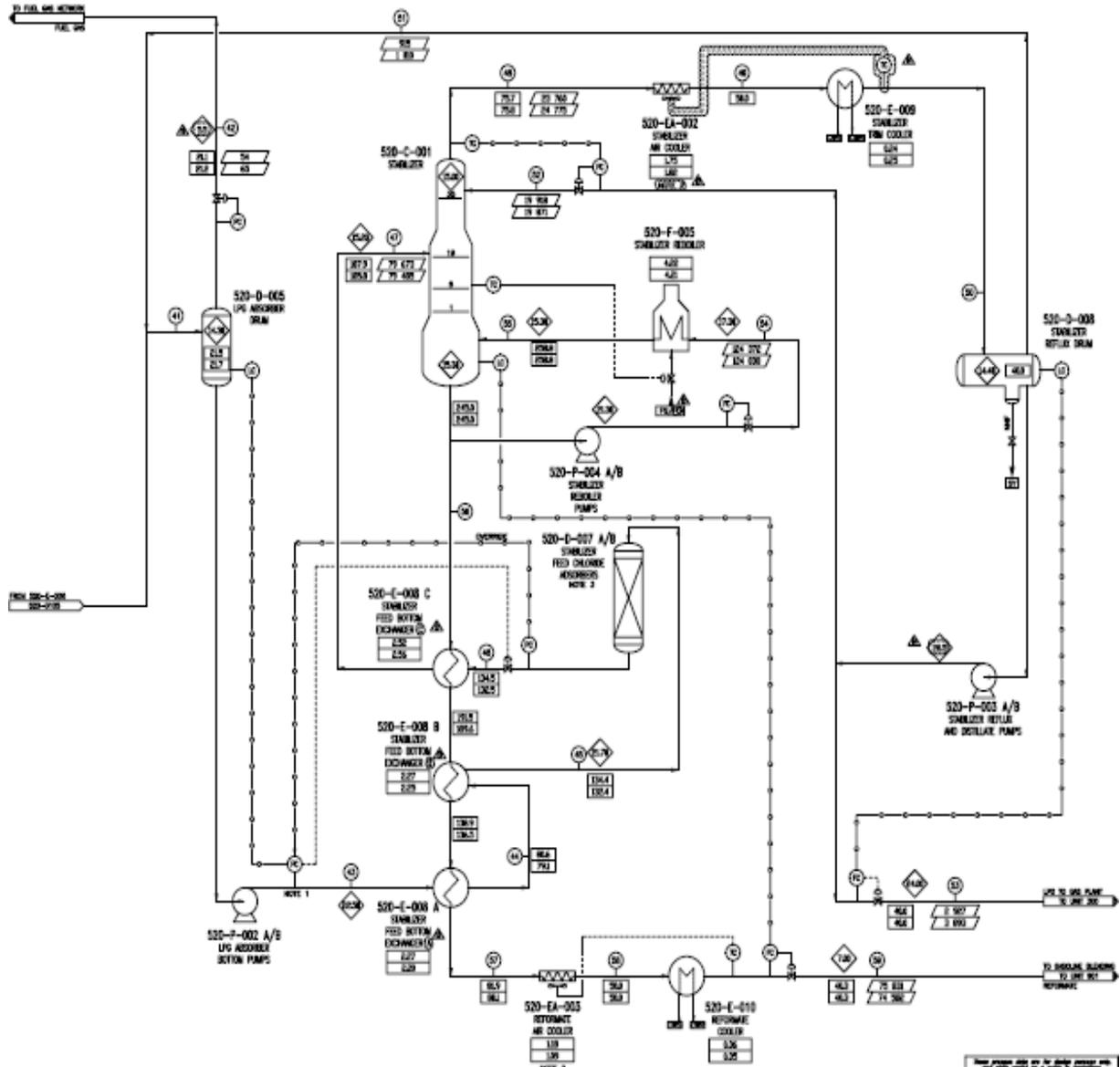
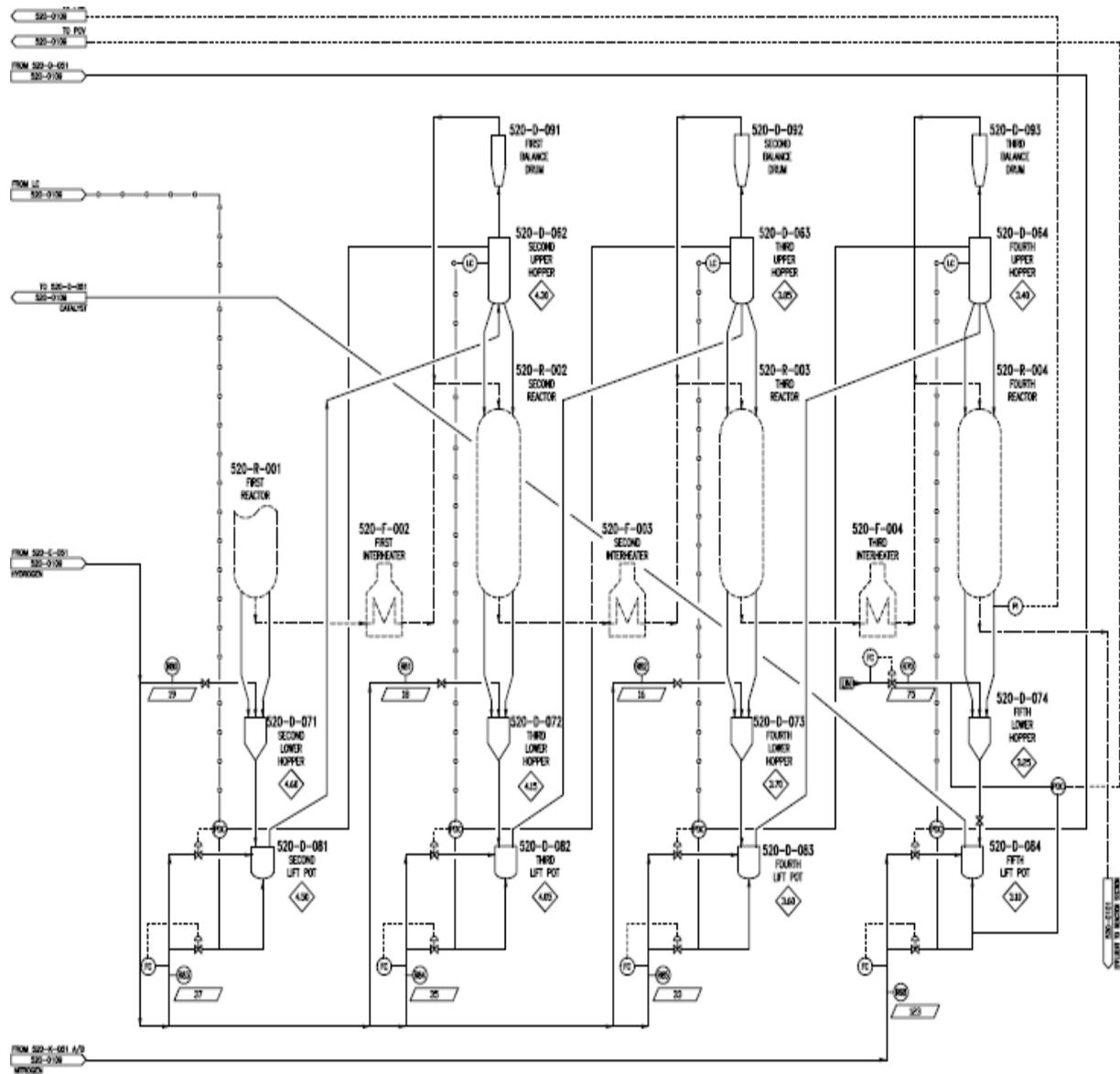


Figure B.4 : Unité 520 reformage de naphta section de régénération



Annexe C

Tableau C.1 : Données des paramètres de fonctionnement.

Dates	Température °C	Pression Bar	H ₂ /H _C	Vitesse kg/h	No	Densité kg/m ³		Mode de régénération
						Charge	Reformat	
26/12/2 3	500	2,3	2,07	320	94	744	797	Black Burning
31/12/ 23	512	2,35	1,86	345	88	746	796	Black Burning
03/01/ 24	512	2,3	1,77	296	95	744	803	White Burning
10/01/ 24	526	2,3	1,66	265	100	745	822	White Burning
21/01/24	480	3,2	Valeur pas réelle	332	88	745	790	Black Burning
28/01/ 24	526	2,3	1,73	320	101 ,3	746	820	White Burning
07/02/ 24	528	2,3	1,73	287	100,5	746	822	White Burning
11/02/ 24	528	2,3	1,68	321	101,1	746	822	White Burning
21/02/ 24	528	2,3	1,67	310	100,4	746	821	White Burning
25/02/ 24	528	2,3	1,67	325	101,6	746	821	White Burning
26/02/ 24	528	2,3	1,67	307	100	747	822	White Burning
27/02/ 24	528	2,34	1,77	325	100,6	747	823	White Burning
28/02/ 24	528	2,3	1,67	300	102,2	746	823	White Burning

Tableau C.2 : Données des paramètres de la charge

Dates	Charge de CCR		Reformat		H ₂ O Ppm	
	PI	PF	PI	PF	Charge	Reformat
31/12/2023	98	177	46	205	22,4	26,4
03/01/2024	99	174	/	/	10,6	11,6
10/01/2024	102	177	41	208	13,2	3,5
21/01/2024	100	176	/	/	12,1	18,5
28/01/2024	101	177	/	/	10,3	11,7
07/02/2024	99	175	47	213	/	/
11/02/2024	100	178	43	209	/	/
21/02/2024	100	176	/	/	10,4	12,1
25/02/2024	102	176	55	212	22,3	25,2
26/02/2024	103	175	44	212	26,7	/
27/02/2024	100	178	45	212	20,2	/
28/02/2024	101	177	43	209	10,3	12,8

Tableau C.3 : Données de température des 2 lits et les compositions de gaz de recyclage et de catalyseur

Date	Lit 1	Lit 2	Gaz de recyclage			Catalyseur		
			Cl	S	H ₂ O ppm	C %	Cl %	S
26-12-2023	553	475	/	/	38	0,62 5,6	0,88 0,85	0,027 0,032
31-12-2023	570	484	/	/	30	0,24 4,6	0,718 0,798	0,032 0,079
03-01-2024	580	480	/	/	28	0,2 4,8	1,050 1,039	0,034 0,059
10-01-2024	578	483	/	/	23	0,14 4,4	1,14 1,01	0,02 0,03
21-01-2024	577	481	3	0.5	26,7	0,11 5,1	1,02 0,945	0,03 0,037
28-01-2024	578	485	3	0	17,9	0,07 5	1,09 0,988	0,028 0,03
07-02-2024	578	491	/	/	28,4	0,09 5,3	1,15 1,045	0,037 0,045
11-02-2024	574	488	6	1	28,7	0,1 6,1	1,22 1,15	0,032 0,038
21-02-2024	577	489	4	0	28,7	0,089 5,3	1,14 1,014	0,032 0,046
25-02-2024	588	490	4	0	28,6	0,1 6,66	1,16 1,03	/
26-02-2024	587	488	/	/	21,9	/	/	/
27-02-2024	589	486	/	/	15,4	/	/	/
28-02-2024	590	487	/	/	20,3	/	1,12 1,003	/

Dans le cas de catalyseur : En gras = régénérer.

La couleur noire = non régénérer. (Noir)

Tableau C.4 : Résultats des rendements

Date	Débit volumique de la charge (m^3/h)	Débit massique de la charge (kg/h)	Débit volumique de reformat (m^3/h)	Débit massique de reformat (kg/h)	Rendement %
26-12-2023	70	52080	50	39850	77
31-12-2023	83	61918	61	48556	78
03-01-2024	83	61752	61	48983	79
10-01-2024	102	75990	75	61650	81
21-01-2024	70	52150	54	42660	82
28-01-2024	102	76092	76	62320	82
07-02-2024	110	82060	78	64116	78
11-02-2024	112	83552	83	68226	82
21-02-2024	112	83552	82	67322	81
25-02-2024	112	83552	84	68964	83
26-02-2024	112	83664	84	69048	83
27-02-2024	112	83664	84	69132	83
28-02-2024	112	83552	82	67486	81

Tableau C.5 : Données design

Paramètres opératoire		Design
Débit volumique de la charge (kg/h)		82500
Densité 15°C de liquide (kg/m ³)		645
Densité 15 °C de gaz (kg/m ³)		1,02
Température design de produit (°C)		40,3
ASTM (°C) PI PF		100
PONA (% vol) P O N A		67,9 0 26 6,2
NO		102
Soufre dans la charge (PPM)		0,5
Gaz de Recyclage	%H ₂	95
	H ₂ O (ppm)	15-25
	Cl (ppm)	2,5-3
	Pression (bar)	2,2
Masse de catalyseur kg	R1	3750
	R2	5330
	R3	7410
	R4	13260
Perte de charge	R1	-0,2
	R2	
	R3	
	R4	
Chute de température	R1	-125,3
	R2	-85,2
	R3	-65,7
	R4	-52
H ₂ /H _C		2
Vitesse spatiale		1,8

Annexe D

Figure D.1 : Correction de la température moyenne pondérée en fonction du NO

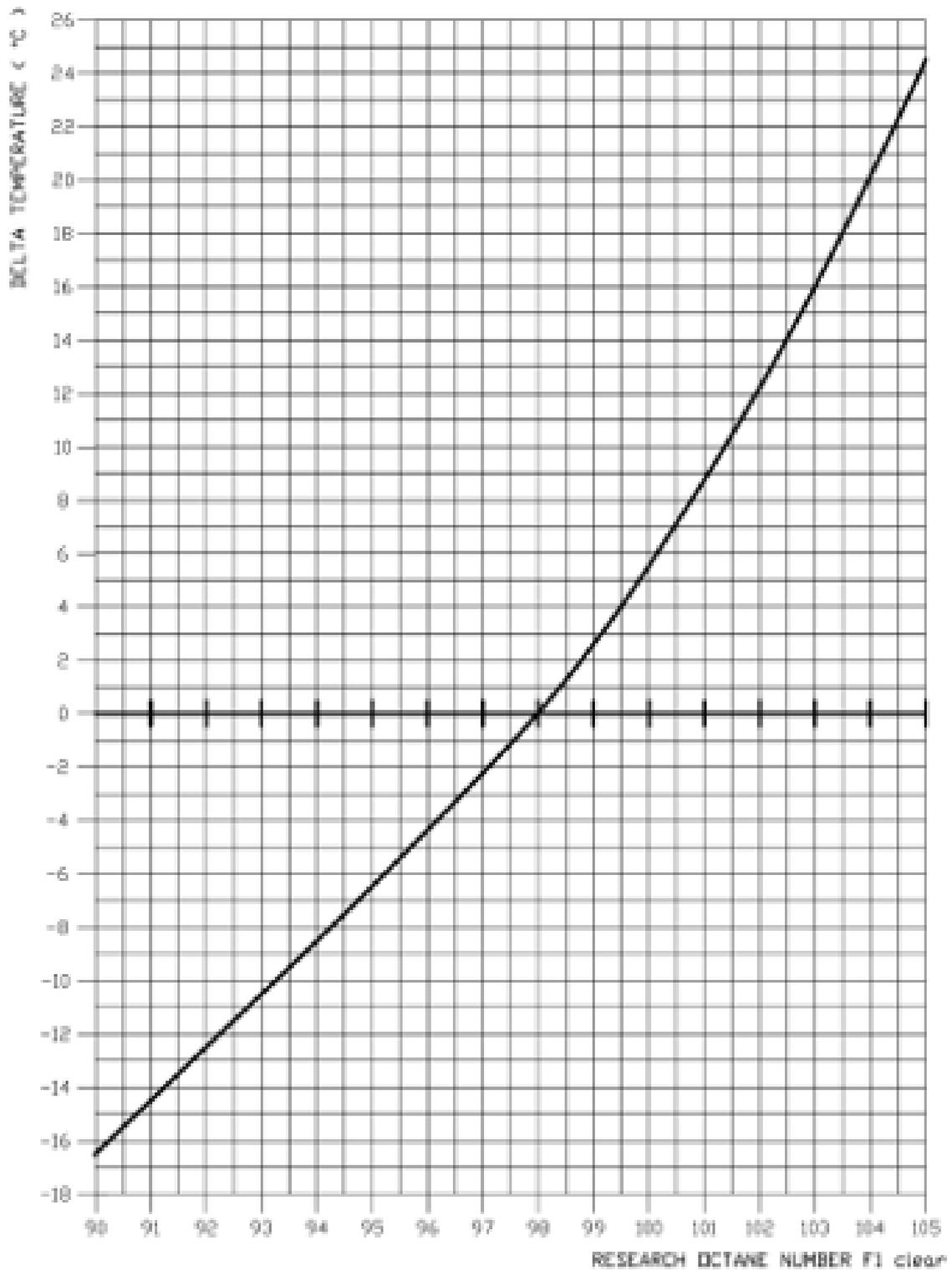
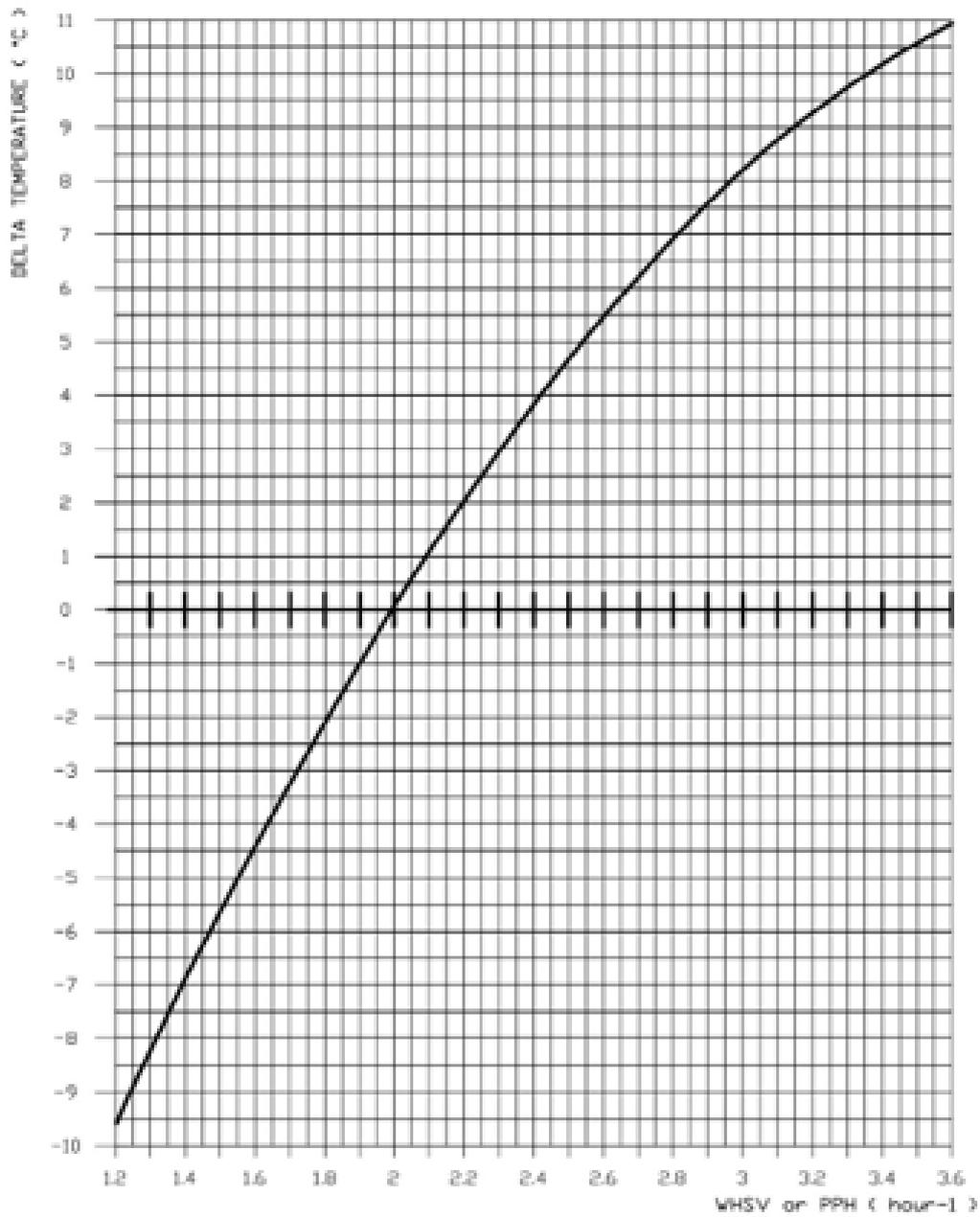


Figure D.2 : Correction de la température moyenne pondérée en fonction de la vitesse spatiale



Références Bibliographiques

- [1] NACERI, Mohamed Khellil et LATRECHE Adnane. (Optimisation du réseau de collecte du Champ Bir Berkine" Domaine pétrolier") Thèse de doctorat. Université Ibn Khaldoun-Tiaret-.2017
- [2] REBAH abdelatif « Sonatrach une entreprise pas comme les autres » Casbah éditions, 2006 p.255
- [3] TAYEB Belkhir et AKLI Laoubi. (Etude d'automatisation et de régulation de la pression dans le ballon de gaz 500-D-002 à la raffinerie d'Alger SONATRACH) Thèse de Doctorat. Université Mouloud Mammeri 2014
- [4] Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger, Document interne de raffinerie, 2015
- [5] BRGM (France) « Chronique des mines et de la recherche minière » Centre d'études géologiques et minières 1965
- [6] LOUNNACI Said et TOUMERT Hakim (Optimisation des mélanges d'essences Cas Raffinerie d'Alger) mémoire master 2 en Recherche Opérationnelle université Mouloud Mammeri de Tizi Ouzou 2016
- [7] SMITH John « Gestion des divergences dans le contrat de l'industrie pétrolière » journal of oil,Gas,and pétrochemical Law, 2015
- [8] RICHER Philippe « L'offensive chinoise en Afrique » Karthala Editions avril 2008 p.198
- [9] MALTI Hocine « Histoire secrète du pétrole algérien » La Découverte,11 octobre 2012 p.381
- [10] Manuel d'exploitation u100 – unité de distillation atmosphérique, Document interne de raffinerie2016
- [11] Manuel de la raffinerie d'Alger : Projet d'adaptation de la Raffinerie d'Alger Section MS-Block, Document interne de raffinerie2016
- [12] Manuel de la raffinerie d'Alger : Projet d'adaptation de la Raffinerie d'Alger Section Sulfure Block, Document interne de raffinerie2016
- [13] Fluid Catalytic Cracking Handbook, Document interne de raffinerie2016
- [14] Manuel opératoire : Présentation de la raffinerie d'Alger, Document interne de raffinerie2018
- [15] Manuel opératoire de Laboratoire, Document interne de raffinerie2017
- [16] XAVIER Boy de La Tour , « Le pétrole Au-delà du mythe » Editions Technip 2004 p.196
- [17] HUE Fernand « Le pétrole: son histoire, ses origines, son exploitation dans tous les pays du monde » H. Lecène et H. Oudin édition 1885 p.307
- [18] FAVENNEC Jean-Pierre « Géopolitique de l'énergie besoins, ressources, échanges mondiaux » Editions Technip 2009 p.296
- [19]SALLE Claude, DEBYSER Jacques « Formation des gisements de pétrole étude des phénomènes géologiques fondamentaux » Technip 1976 p.243
- [20] WAUQUIER Jean-Pierre « Le raffinage du pétrole : Pétrole brut, produits pétroliers, schémas de fabrication Volume 1 » Editions Technip, 1994 p.478

- [21] GRAVIER J. F. « Propriétés des fluides de gisements » Editions Technip 1900, 1986.
- [22] COLOMBANO S., SAADA A, VICTOIRE E., GHERIN V., ZORNING C., AMALRIC L., Blessing M., WIDORY D., HUBE D. et BLANC C. avec la collaboration de HONRADO J-C. et GASSIAT B. (2014) - Nature des produits pétroliers et origine du vieillissement : tentative de l'identification de la source via la prise en compte des impacts et l'analyse de l'âge approximatif des déversements. Rapport final. Rapport BRGM RP-64174-FR, 163 p., 62 fig., 33 tabl.
- [23] TRAVERS Christine et CLAUSE Olivier, « Le raffinage du pétrole brut Produire de l'essence grâce au reformage catalytique », (mai-juin 2002) page 20 l'actualité chimique.
- [24] HAMHOUM Amina, MADACI Takoua (Modélisation et optimisation du procédé de reformage catalytique en procédé de reformage régénération continue CCR 520) mémoire Master 2 en génie chimique, université Blida1 2022/2023
- [25] BOUST Christine, LEBERTON Rodolphe Mis à jour par Cosmin Patrascu ED 989 avril 2019(Combustibles et carburants pétroliers) p. 5-6
- [26]: J. Bhagwati, Immiserer growth: a geometrical note, Review of economic studies, vol. 25,1958.
- [27] REBIHA M. Hadj Messaoud (étude de la non-conformite du naphta issu de l'unité de topping de la raffinerie d'Alger) mémoire de master 2en génie chimique, université blida1 2019/2020
- [28] BELGACEM Fayçal, BRIKI Mounir Abdelkader, KHALFI Islam ; Pr. Chems Eddine CHITOUR. (Valorisation du pétrole : une base pétrochimique d'ici 2030). Décembre 2018.
- [29] FAVENNEC Jean-Pierre « Raffinage du pétrole (Le). Tome 5. « Exploitation et gestion de la raffinerie » Editions TECHNIP 15 octobre 1998 p.608
- [30] TRAMBOUZE Pierre « Le raffinage du pétrole Procédés de transformation. 3 » Editions Technip1998 p.688
- [31] PENDOUE Materne « Les Trois Parcours Initiatiques de Dieu Transmission Electronique Informatique » Lulu Press, Incorporated 18 septembre 2019 p.286
- [32] TRAMBOUZE Pierre « Raffinage de pétrole -Les matériels et équipements » Editions Technip 1999 p.785
- [33] CHAUVEL Alain , LEFEBVRE Gilles, L. Castex, LEPRINCE Pierre« Procédés de pétrochimie-Caractéristiques techniques et économiques Tome 1 » Editions Technip 1985 p.456
- [34] Manuel opératoire U520-unité CCR de reformage du naphta. Document interne de raffinerie 2018
- [35] J. F. Le Page « Catalyse de contact conception, préparation et mise en œuvre des catalyseurs industriels » 1978
- [36] GARRIC Nathalie, LONGHI Julien « L'analyse linguistique de corpus discursifs des théories aux pratiques, des pratiques aux théories »2009
- [37] ATKINS Peter William, DEPOVERE Paul « Éléments de chimie physique »1998

- [38] Quentin Rivet. (Modulation de l'acidité des catalyseurs de reforming et effets sur les performances catalytiques. Catalyse). Thèse de doctorat Université Claude Bernard - Lyon I, 2022. Français.
- [39] BOULTIF Walid (Etude théorique du reformage catalytique : Application à l'échelle industrielle) thèse de Doctorat Université Ferhat ABBAS– Setif 2012.
- [40] V.A. Mazzieri, J.M. Grau, C.R. Vera, J.C. Yori, J.M. Parera, C.L. Pieck, "Pt-Re-Sn/Al₂O₃ trimetallic catalysts for naphtha reforming processes without presulfiding step", *Applied Catalysis A: General*, Vol 296, 12 December 2005, P.(216-221).
- [41] M.P. Gonzalez-Marcos, B. Inarra, J.M. Guil, M.A. Gutierrez-Qrtiz, "Development of an industrial characterisation method for naphtha reforming bimetallic Pt-Sn/Al₂O₃ catalysts through n-heptane reforming test reactions", *Catal. Today* 107 108 (2005), P.(685 – 692).
- [42] Froment G.F., "Kinetics of complex catalytic reactions", *Chem. Eng. Sci.*, Vol 42, No.5, (1987), P.(1073-1087).
- [43] M. Kumar, A.K. Saxena, B.S. Negi, N. Viswanadham, "Role of pore size analysis in development of zeolite reforming catalyst", *Catal. Today* 130 (2008), P.(501-508).
- [44] S. He, C. Sun, Z. Bai, X. Dai, B. Wang, "Dehydrogenation of lng chain paraffin's over supported Pt-Sn-K/Al₂O₃ catalysts: A study of the alumina support effect", *Applied Catalysis A: General* 356 (2009), Issue 1, 1 March 2009, P.(88-98).
- [45] L.S. Carvalho, C.L. Pieck, M.C. Rangel, N.S. Figoli, J.M. Grau, P. Reyes, J.M. Parera, "Trimetallic naphtha reforming catalysts. I. Properties of the metal function and influence of the order of addition of the metal precursors on Pt – Re Sn/ γ -Al₂O₃ – Cl", *Appl. Catal. A: Gen.* Vol 269, (2004), P.(91 – 103).
- [46] L.S. Carvalho, C.L. Pieck, M.C. Rangel, N.S. Figoli, C.R. Vera, J.M. Parera, "Trimetallic naphtha reforming catalysts: II. Properties of the acid function and influence of the order of addition of the metallic precursors on Pt-Re-Sn/ γ -Al₂O-Cl", *Appl. Catal. A: Gen.* Vol 269 (2004), P.(105 – 116).