



Faculty of Sciences and Technology

كلية العلوم والتكنولوجيا

Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

Ref :...../U.M/F.S.T/2026

رقم :..... / ج م.ك.ع.ت/2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie chimique & Génie des procédés de
L'environnement

THÈME

*Vérification des paramètres de fonctionnement de réacteur, du
régénérateur et de la colonne de fractionnement de l'unité
RFCC d'Adrar*

Présenté par

1- Mlle. CHOUACHI Nour elhouda

2- Mlle. MOKHTARI Somia

Soutenu le 28/06/2026 devant le jury composé de :

Président :	KHELLADI Malika	Dr	Université de Mostaganem
Examineur :	FARES Zineb	Dr	Université de Mostaganem
Encadreur :	FEDDALI Imene	Dr	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Remerciement

Au terme de ce travail, je tiens à exprimer ma profonde gratitude à toutes les personnes qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce mémoire.

*Je remercie tout d'abord **Dieu Tout-Puissant** de m'avoir donné la force, la santé et la volonté d'accomplir ce travail.*

*Mes vifs remerciements s'adressent à mon encadreur, **Mme. FEDDAL Imene** Professeur à l'Université de Mostaganem, pour ses précieux conseils, sa disponibilité, sa rigueur scientifique et ses orientations éclairées tout au long de ce travail. Sa patience et son accompagnement m'ont été d'une grande aide.*

Je tiens également à remercier les membres du jury qui ont accepté d'évaluer ce travail et de partager leur expertise.

*Je tiens à exprimer ma sincère reconnaissance à l'ensemble du personnel du **complexe de raffinage d'Adrar (RA1D)**, et plus particulièrement aux ingénieurs et techniciens de l'unité RFCC, qui m'ont accueilli et permis d'accéder aux données nécessaires à la réalisation de ce travail.*

*Je n'oublie pas tous mes **enseignants du département de Génie des procédés** de l'Université d'Adrar qui ont contribué à ma formation tout au long de mon*

Parcours universitaire.

Je remercie mes parents et ma famille pour leur soutien constant et leurs Encouragements.

Je remercie mon binôme pour son sérieux et son travail.

Dédicace

À Allah

Le Tout-Puissant, pour nous avoir donné la force, le courage et la patience nécessaires afin de surmonter chaque difficulté et poursuivre ce parcours jusqu'à son accomplissement.

À ma très chère mère

Symbole d'amour infini, de tendresse et de sacrifice aucun mot ne saurait exprimer ma profonde gratitude pour tout ce que tu as fait pour moi tes prières sincères, ton soutien constant et ton affection ont toujours été ma force dans les moments les plus difficiles.

À mon très cher père

Pilier de ma vie, symbole de courage, de sagesse et de sacrifice aucun mot ne saurait exprimer ma profonde reconnaissance pour tous les efforts que tu as accomplis afin de me voir réussir ton soutien, tes conseils précieux et ta confiance en moi m'ont toujours donné la force d'avancer et de ne jamais abandonner.

« Que Dieu vous protège tous les deux et vous accorde santé, bonheur et une longue vie ».

À mes chères sœurs et à mon cher frère

Merci pour votre soutien et vos encouragements, pour votre présence à mes côtés et pour tous les moments heureux que nous avons partagés.

À nos enseignants et encadrants

Pour leur savoir, leur patience et leurs précieux conseils qui ont enrichi notre formation et guidé nos pas.

À nos amis et collègues

Pour les moments partagés, l'entraide et les souvenirs inoubliables qui ont rendu ce parcours plus agréable.

À toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail.

Enfin, à nous-mêmes, pour notre patience, notre persévérance et notre volonté de toujours avancer malgré les difficultés afin d'atteindre ce but tant espéré.

Résumé

Ce travail porte sur la vérification des paramètres de fonctionnement de l'unité RFCC de la raffinerie d'Adrar, notamment le réacteur, le régénérateur et la colonne de fractionnement. L'objectif principal est d'évaluer la conformité des conditions opératoires réelles avec les données de conception afin d'identifier les éventuels écarts. Une étude bibliographique du procédé de craquage catalytique a été réalisée, suivie d'une description détaillée de l'unité étudiée. La méthodologie adoptée repose sur l'analyse des bilans matière et thermique, ainsi que sur l'évaluation de l'activité du catalyseur et des produits obtenus. Les résultats permettent de mettre en évidence l'influence des paramètres opératoires sur le rendement et la qualité des produits. Cette étude met également en lumière les causes possibles des dérives de fonctionnement. Enfin, des recommandations techniques ont été proposées afin d'optimiser les performances de l'unité et d'assurer un fonctionnement stable et efficace.

Mots-clés : RFCC ; Raffinerie d'Adrar ; Paramètres de fonctionnement ; Réacteur ; Régénérateur ; Colonne de fractionnement ; Analyse des écarts ; Optimisation.

Abstract

This work focuses on the verification of operating parameters of the RFCC unit at the Adrar refinery, particularly the reactor, regenerator, and fractionation column. The main objective is to assess the compliance of actual operating conditions with design specifications in order to identify potential deviations. A bibliographic study of the catalytic cracking process was conducted, followed by a detailed description of the studied unit. The adopted methodology is based on material and heat balance analysis, as well as catalyst activity evaluation and product characterization. The results highlight the influence of operating parameters on product yield and quality. This study also identifies possible causes of operational deviations. Finally, technical recommendations are proposed to improve unit performance and ensure stable and efficient operation.

Keywords : RFCC (Residue Fluid Catalytic Cracking), Adrar Refinery, Reactor, Regenerator, Fractionation Column, Operating Parameters, Design Data, Deviation Analysis, Performance Optimization, Catalyst.

الملخص

يتناول هذا العمل دراسة والتحقق من معايير تشغيل وحدة التكسير الحفزي للمنبقيات (RFCC) في مصفاة أدرار، خاصة المفاعل، والمجدد، وعمود التجزئة. يهدف البحث إلى تقييم مدى توافق ظروف التشغيل الفعلية مع معطيات التصميم من أجل تحديد الانحرافات المحتملة. تم في البداية إجراء دراسة نظرية حول عملية التكسير الحفزي، تلتها دراسة وصفية مفصلة للوحدة الصناعية. اعتمدت المنهجية على تحليل موازين الكتلة والطاقة، إضافة إلى تقييم نشاط المحفز وتحليل المنتجات الناتجة. أظهرت النتائج تأثير المعايير التشغيلية على مردودية وجودة المنتجات. كما سمحت الدراسة بتحديد الأسباب المحتملة لانحراف ظروف التشغيل. وفي الأخير، تم اقتراح مجموعة من التوصيات التقنية لتحسين أداء الوحدة وضمان استقرار وفعالية تشغيلها.

الكلمات المفتاحية : التكسير التحفيزي المائع للمخلفات النفطية (RFCC)، مصفاة أدرار، المفاعل، المجدد، عمود التجزئة، معلمات التشغيل، بيانات التصميم، تحليل الانحرافات، تحسين الأداء، المحفز.

Liste des abréviations

A203 201 : Aéroréfrigérant 203 201

BRA : Brut Réduit Atmosphérique

C203 102 : Colonne de fractionnement 203 102

CC : Craquage Catalytique

CDU : Unité de distillation atmosphérique

CRU : Unité de Reformage catalytique de naphta

d : Densité

d.f.a.c: diamètre des fenêtres d'accès aux cavités

D203 201 : Ballon tampon

D203 203 : Ballon de séparation

D-203 203 : Ballon de séparation 203 203

DY : Delaminated Y (zéolithe Y désaluminé)

E- 203 202 : Echangeur 203 202

FAU : Faujasite type de zéolithe Liste des abréviations

FCC : Fluid Catalytic Cracking (ou Craquage catalytique à lit fluidisé)

HC : Hydrocarbure

HCO: Heavy Cycle Oil

IC : l'indice de cétane

Jet A1 : Carburant pour aviation (kérosène)

LCO: Light Cycle Oil

LPG : Liquefied petroleum Gas (ou GPL gaz de pétrole liquéfié)

MI203 202 : Mixeur 203 202

NOR : Indice d'octane recherche

P-203 202 : Pompe 203 202

R203 102 : Réacteur 203 102

R203 102 : Régénérateur 203 102

RA1D : Raffinerie d'Adrar

REHUSY : Zéolite réutilisée

REHY : La zéolite Y du matériau composite peut être du type HY ; REY ou REHY

Liste des figures

Figure I.1 :	Carte géographique SONATRACH en Algérie.....	4
Figure I.2 :	Situation géographique de la raffinerie d'Adrar (Google Maps).....	5
Figure I.3 :	Unité distillation atmosphérique.....	13
Figure I.4 :	Unité reforming catalytique.....	14
Figure I.5 :	Unité craquage catalytique.....	15
Figure I.6 :	Unité d'air comprime.....	17
Figure I.7 :	Tour refroidissement d'eau.....	18
Figure I.8 :	Section des bacs de stockage.....	19
Figure I.9 :	Appareil de la mesure de Tension de Vapeur Reid (TVR).....	20
Figure II.1 :	Schéma du procédé de craquage catalytique.....	26
Figure II.2 :	Vue partielle des sections Réaction/Régénérateur et Fractionnement.....	27
Figure II.3 :	LE RAECTEUR 203201.....	31
Figure II.4 :	LE REGENERATEUR 203101.....	34
Figure II.5 :	Colonne de fractionnement C 203201 (Ø 3 000 x45 420 x 12/14/16mm).....	36
Figure II.6 :	Structure générale d'une zéolithe.....	40
Figure II.7 :	Structures Chimiques des Zéolithes.....	41
Figure II.8 :	Schéma de la composition des catalyseurs de FCC et de leur fonction.....	44
Figure III.1 :	Chromatogramme L'analyse.....	54
Figure III.2 :	L'appareil WES-1D Auto MAT Unit.....	60
Figure III.3 :	Le gasoil standard comme charge pour le réacteur à lit fixe.....	60

Figure	III.4 :	Les	produits	finis	du	craquage
catalytique.....						60

Liste des figures

Figure III.5 : Variation de la micro activité du catalyseur régénéré pendant le mois de mars 2019.....	61
Figure III.6 : Chromatogramme CPG des produits de réaction de craquage du gasoil standard par le catalyseur ACHIEVE®-276 et promoteur de combustion CP®5(x= minute, y= millivolt).....	61
Figure III.7: Variation du rendement de charge et produits de l'unité RFCC pendant 11 jours.....	64

Liste des tableaux

Tableau I.1: Capacité de la production annuelle de la raffinerie d’Adrar (Source : Sonatrach, 2025)	9
Tableau I.2 : Principales spécifications du brut traité.....	10
Tableau II.1 : Caractéristique de certaines zéolithes utilisées dans le raffinage.....	42
Tableau II.2: La composition et les caractéristiques structurales de quelques zéolithes.....	43
Tableau III.1 : Natures principales de la matière première.....	49
Tableau III.2 : Les résultats de la micro activité du catalyseur régénéré pendant le mois de mars 2019 : (les analyses de la micro activité sont effectuées une fois par semaine)	61
Tableau III.3 : Rendement de l’unité de craquage catalytique RFCC d’Adrar (Année 2019)	63
Tableau III .4 : Indices de la qualité d’essence normale 10 mars .2019.....	66
Tableau III.5 : Indices de la qualité de diesel 10 mars 2019.....	67
Tableau III.6 : Bilan de matière pour l'unité de craquage catalytique RFCC d’Adrar (Année 2018).....	71
Tableau III.7 : Calcul l’enthalpie des gaz.....	74
Tableau III.8 : Illustre les résultats du calcul de l’enthalpie de (l’essence, diesel, slurry)...	75
Tableau III.9 : Illustre les résultats du calcul de l’enthalpie de (la vapeur d’eau, catalyseur, Coke).....	75
Tableau III.10 : L’enthalpie des pertes.....	76
Tableau III.11 : Bilan thermique pour l'unité de craquage catalytique RFCC d’Adrar (Année 2018).....	77
Tableau III.12 : Bilan thermique de la colonne de fractionnement pour l'unité de craquage	

catalytique RFCC d'Adrar.....	81
-------------------------------	----

Table des matières

Liste des abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale01

Chapitre I : Description de la raffinerie d'Adrar

I.1.Description de la société SONATRACH.....04

I.2.Situation Géographique de la Raffinerie.....05

I.2.1. Localisation administrative et coordonné.....05

I.2.2. Environnement industriel et approvisionnement.....06

I.2.3. Rôle stratégique de la localisation.....06

I.2.4. Accès et infrastructures de soutien.....07

I.3.Capacité de la production annuelle.....07

I.3.1. Capacité globale de traitement.....08

I.3.2. Détail de la production annuelle par produit.....08

I.3.3. Évolution et maintenance de la cap.....19

I.3.4. Importance stratégique de cette capacité.....10

I.4. Charges et produits de l'i RFCC.....10

I.4.1. Charge (pétrole brut).....10

I.4.2. Produits finis.....11

I.4.3. Produits intermédiaires.....11

I.5. Unités de Production.....12

I.5.1. Unité de traitement Topping CDU (U201).....12

I.5.2. Unité reforming catalytique CRU (U202).....14

I.5.3. Unité de craquage catalytique fluidifié RFCC.....15

I.6. Les utilités.....15

I.6.1. Unité de traitement des eaux.....16

I.6.2. Unité de production de vapeur.....16

I.6.3. Unité de production d'énergie électrique.....16

I.6.4. Unité de production d'air comprimé.....16

Table des matières

I.6.5. Unité d'exploitation des eaux de refroidissement et eaux usées.....	17
I.7. Le stockage des produits.....	18
I.8. Le laboratoire.....	19

Chapitre II : Description du l'unité RFCC d'Adrar

Partie I : Généralité sur le craquage catalytique

II.1. Introduction.....	21
II.2. Les différents types de procédés de craquage catalytique.....	21
II.2.1. Le craquage catalytique à lit fixe.....	21
II.2.2. Le Craquage catalytique à lit mobile T.C.C.....	22
II.2.3. Le craquage catalytique à lit fluidisé FCC	23
II.3. Importance et avantages du craquage catalytique.....	24
II.4. Conclusion partielle.....	24

Partie II : Description du l'unité RFCC d'Adrar

II.1 Introduction.....	25
II.2. Définition du procédé RFCC	25
II.3. Description du procédé de craquage catalytique RFCC.....	27
II.4. Principe de fonctionnement du procédé RFCC.....	28
II.4.1. Section réaction –régénération.....	28
II.4.1.1. Description du réacteur R 203101 de l'unité RFCC.....	28
II.4.1.1.1. LE RISER.....	29
II.4.1.1.2. LE DESENGAGEUR.....	29
II.4.1.1.3. LE STRIPPER.....	29
II.4.1.1.4. Alimentation en Charge du réacteur.....	30
II.4.1.2. Description du régénérateur R 203102 de l'unité RFCC.....	32
II.4.1.2.1. Le lit dense.....	32
II.4.1.2.2. La zone diluée.....	33
II.4.1.2.3. Fonction des cyclones du R 203102.....	33
II.4.2. Section de fractionnement.....	35
II.4.2.1. Vapeurs de tête de la colonne de fractionnement (C203 201).....	35

Table des matières

II.4.2.2. Gasoil Leger L.C.O (light cycle .oil).....	35
II.4.2.2.1. Refroidissement du gasoil.....	35
II.4.2.3. Le gaz oil lourd de recyclage H.C.O (Heavy Cycle Oil).....	37
II.4.2.4. Le produit du fond de la colonne (C203 201).....	37
II.4.2.5. Les reflux de colonne fractionnement.....	37
II.4.2.5.1. Reflux de tête	37
II.4.2.5.2. Reflux moyen.....	38
II.4.2.5.3. Reflux du fond.....	38
II.4.3. Section de gestion de catalyseur.....	38
II.5. Le Catalyseur du craquage catalytique.....	39
II.5.1 Introduction.....	39
II.5.2. Historique.....	39
II.5.3 Catalyseurs zéolithique.....	40
II.5.3.1. Propriétés de la Zéolithe.....	41
II.5.3.2. Quelques types de zéolithes.....	42
II.5.3.3. Les zéolithes dans les procédés industriels.....	42
II.5.3.4. Type de zéolithe "Y" utilisé dans le FCC.....	44
II.5.3.5. Désactivation et régénération des zéolithes.....	45
II.6. Formation de coke.....	45
II.6.1. Nature et formes du coke déposé à l'intérieur du réacteur R 203101	46
II.7. Les Produits finis issus du procédé RFCC.....	46
II.8. Caractéristiques des produits.....	47
II.9. Trois équilibres à respecter dans le procédé.....	47

Chapitre III : Analyse et vérification des paramètres de fonctionnement de l'unité RFCC

Introduction.....	48
III.1. Les conditions et la nature principale de la matière première (BRA) du procédé de Craquage catalytique RFCC.....	48

Table des matières

III.2. Catégorie du catalyseur.....	50
III.2.1. Les propriétés typiques du catalyseur ACHIEVE®-276 et promoteur de Combustion CP®5 de FCC de la raffinerie d'Adrar	50
III.2.2. Activité de catalyseur	52
III.3. Technique d'analyse.....	53
III.3.1. La chromatographie en phase gazeuse (CPG).....	53
III.3.2. Détermination de la micro activité du catalyseur régénéré de l'unité de craquage Catalytique RFC.....	54
III.4. Les conditions opératoires.....	62
III.4.1. Température.....	62
III.4.2. Pression.....	62
III.4.3. Vitesse spatiale.....	63
III.5. Rendement de charge résidu et de produits finis de l'unité RFCC d'Adrar.....	63
III.6. Influence de propriétés de charge sur les rendement.....	65
III.7. Qualités des produits finis.....	66
III.7.1. Indices de la qualité d'essence normale.....	66
III.7.2. Indices de la qualité de diesel.....	66
III.8. Calcul de réacteur.....	67
III.8.1 Volume de la charge.....	67
III.8.2. Volume du catalyseur dans le réacteur.....	68
III.8.3. La masse du catalyseur dans le réacteur.....	68
III.8.4. Volume du lit fluidisé.....	68
III.8.5. Débit du catalyseur passant à travers le réacteur	69
III.8.6. Vapeur d'eau pour le stripage.....	69
III.8.7. Taux de conversion.....	70
III.8.8. Masse du coke non brûlé.....	70
III.8.9. Enthalpie de la charge.....	72
III.8.10. Enthalpie du catalyseur.....	72
III.8.11. Enthalpie de la vapeur d'eau injecté dans la ligne de transfert.....	73

Table des matières

III.8.12. Enthalpie de la vapeur d'eau de purge.....	73
III.8.13. Enthalpie des gaz.....	73
III.8.14. L'enthalpie de (l'essence, diesel, slurry).....	75
III.8.15. L'enthalpie de (la vapeur d'eau, catalyseur, coke).....	75
III.8.16. Enthalpie des pertes.....	75
III.9. Calcul de la colonne de fractionnement.....	78
III.9.1. Nombre de plateaux.....	78
III.9.2. Quantité de vapeur d'eau.....	79
III.9.3. Température au sommet de la colonne.....	79
III.9.3.1. La pression au sommet de la colonne.....	79
III.9.3.2. La quantité du reflux froid.....	79
III.9.3.3. Pression partielle des vapeurs d'essence.....	80
III.9.4. Température de soutirage du gas-oil léger.....	80
III.9.4.1. Quantité de reflux du gas-oil léger.....	80
III.9.4.2. Pression de soutirage du gas-oil léger.....	80
III.9.5. La température au fond de la colonne.....	81
III.9.6. Bilan thermique de la colonne.....	81
III.9.6.1. Calcul ΔQ	82
III.9.7. Dimensionnement de la colonne.....	82
III.9.7.1. Le diamètre de la colonne.....	82
III.9.7.2. Débit des vapeurs au sommet.....	82
III.9.7.3. Volume des vapeurs au sommet.....	82
III.9.7.4. La masse volumique des vapeurs à $T = 90\text{ °C}$	84
III.9.7.5. La masse volumique du liquide à $T=90\text{ °C}$	84
III.9.7.6. La vitesse maximale des vapeurs.....	84
III.9.8. La section de la colonne.....	85
III.9.9. La hauteur de la colonne.....	86
III.10. Calcul complémentaires.....	87
III.10.1. Rendement du four (F203101)	87

Table des matières

III.10.2. Efficacité des cyclones	88
III.10.3. Pertes de catalyseur (Catalyst Loss)	88
III.10.4. Entropie de la colonne de fractionnement	89
III.10.5. Pression optimale de la colonne (Corrélation de NELSON)	90
III.10.6. Facteur de contamination du catalyseur (Ni équivalent)	90
III.10.7. Efficacité du stripper.....	91
III.10.8. Temps de séjour réel du catalyseur.....	91
Conclusion générale	92
Références bibliographiques	
Annexe	

Introduction générale

L'industrie du raffinage du pétrole occupe une place stratégique dans l'économie algérienne. Elle constitue le maillon essentiel entre la ressource naturelle brute et les produits finis indispensables à la satisfaction des besoins énergétiques nationaux (carburants, combustibles, matières premières pour la pétrochimie). Dans un contexte marqué par une demande croissante en produits légers et de haute qualité, l'optimisation des procédés de transformation des coupes lourdes du pétrole est devenue un enjeu majeur pour les raffineurs.

Parmi ces procédés, le craquage catalytique des résidus (RFCC : Résiduel Fluide Catalytique Cracking) occupe une place prépondérante. Ce procédé permet de valoriser les fractions lourdes issues de la distillation sous vide (résidu atmosphérique ou sous vide) en les convertissant en produits plus légers et à plus forte valeur ajoutée, tels que le GPL, l'essence, le gazole et le propylène.

Complexe de raffinage d'Adrar, l'une des infrastructures stratégiques du sud algérien, abrite une unité RFCC conçue pour traiter les résidus lourds et répondre aux besoins de la région et au-delà. Cette unité, dont la section de régénération est basée sur la technologie Alstom (SRAA), est constituée de trois équipements fondamentaux dont le fonctionnement synergique détermine les performances globales de l'installation :

- Le réacteur (Riser) : où se déroulent les réactions de craquage au contact du catalyseur.
- Le régénérateur : où le catalyseur usé (chargé en coke) est régénéré par combustion.
- La colonne de fractionnement : où les effluents issus du réacteur sont séparés en différentes coupes (essence, gazole léger, gazole lourd, slurry).

La performance et la pérennité de cette unité dépendent étroitement de la maîtrise des paramètres de fonctionnement de ces trois équipements. En effet, tout écart par rapport aux valeurs optimales peut se traduire par :

- Une baisse des rendements en produits recherchés.
- Une dégradation de la qualité des produits finis.

- Une consommation énergétique excessive.
- Une usure prématurée du catalyseur et des équipements.
- Des risques potentiels pour la sécurité de l'installation.

Avec le temps, les conditions opératoires d'une unité industrielle ont tendance à dériver par rapport aux valeurs de conception (design values). Plusieurs facteurs peuvent expliquer ces dérives : la variation de la qualité de la charge traitée, le vieillissement du catalyseur, L'encrassement équipements, la dérive des instruments de mesure, ou encore des ajustements opératoires non optimaux.

Dans ce contexte, la question centrale qui se pose est la suivante : Dans quelle mesure les paramètres de fonctionnement actuels du réacteur, du régénérateur (section SRAA) et de la colonne de fractionnement de l'unité RFCC d'Adrar sont-ils conformes aux spécifications de conception ? Quels sont les écarts constatés et quelles sont leurs conséquences sur les performances globales de l'unité ?

De cette question principale découlent plusieurs questions secondaires :

- Quels sont les paramètres critiques à surveiller pour chaque équipement ?
- Comment ces paramètres interagissent-ils entre eux ?
- Quelles actions correctives peuvent être envisagées pour remédier aux écarts

Identifiés ?

L'objectif principal de ce mémoire est de vérifier les paramètres de fonctionnement du réacteur, du régénérateur et de la colonne de fractionnement de l'unité RFCC d'Adrar, et d'analyser leur conformité par rapport aux données de conception.

De manière plus spécifique, ce travail vise à :

- Décrire le procédé RFCC et la technologie Alstom (SRAA) utilisée au niveau du régénérateur.
- Présenter l'unité RFCC du complexe d'Adrar et ses caractéristiques techniques.

- Collecter les données opératoires réelles de l'unité (températures, pressions, débits) et les comparer aux données de conception.
- Identifier et analyser les écarts significatifs constatés pour chaque équipement.
- Discuter l'impact de ces écarts sur la conversion, la sélectivité et la stabilité de l'unité.
- Proposer des recommandations techniques et des pistes d'optimisation pour améliorer les performances de l'unité.

Pour répondre à ces objectifs, le présent mémoire est structuré en trois chapitres :

Le premier chapitre est consacré à une étude bibliographique et à la description générale de la raffinerie d'Adrar sbaa. Le deuxième chapitre présente l'unité RFCC du complexe d'Adrar, ses caractéristiques techniques, ainsi que la méthodologie de collecte et d'analyse des données adoptée dans cette étude.

Le troisième chapitre représente la partie pratique de cette étude. Il est consacré à l'analyse des paramètres de fonctionnement du réacteur, du régénérateur et de la colonne de fractionnement, ainsi qu'à la vérification des performances de l'unité. Il comporte également une discussion des résultats obtenus et propose certaines recommandations techniques pour améliorer et optimiser le fonctionnement de l'unité RFCC.

Enfin, une conclusion générale synthétisera les principaux enseignements de ce travail et proposera quelques perspectives pour des recherches futures.

Chapitre I : Description de la raffinerie d'Adrar

I.1. Description de la Société SONATRACH [1]

SONATRACH est une société fondée en 1963 qui ouvre principalement dans l'exploration, le produit, le transport, le traitement et la commercialisation des produits pétroliers liquides et gazeux.

SONATRACH est la première entreprise du continent africain. Elle est classée la 12ème parmi les compagnies pétrolières mondiales. Sa production globale (tous produits confondus) est d'environ 160 millions de TEP (Tonnes Equivalent Pétrole) en 2015.

Ses activités constituent environ 52% du PNB de l'Algérie. Elle emploie 122 580 personnes dans l'ensemble du Groupe.

La société SONATRACH cumule une longue expérience dans le raffinage du pétrole depuis plus de 150 ans.

Pour la maîtrise des installations, la SONATRACH bénéficie du retour d'expérience de ses 50 ans d'exploitation et de la maintenance d'installations d'hydrocarbures, ainsi que de l'expérience acquise sur les sites de raffinage de pétrole et de compétence de ses équipes techniques, qu'elle peut diligenter à tout moment en cas de nécessité. [2]

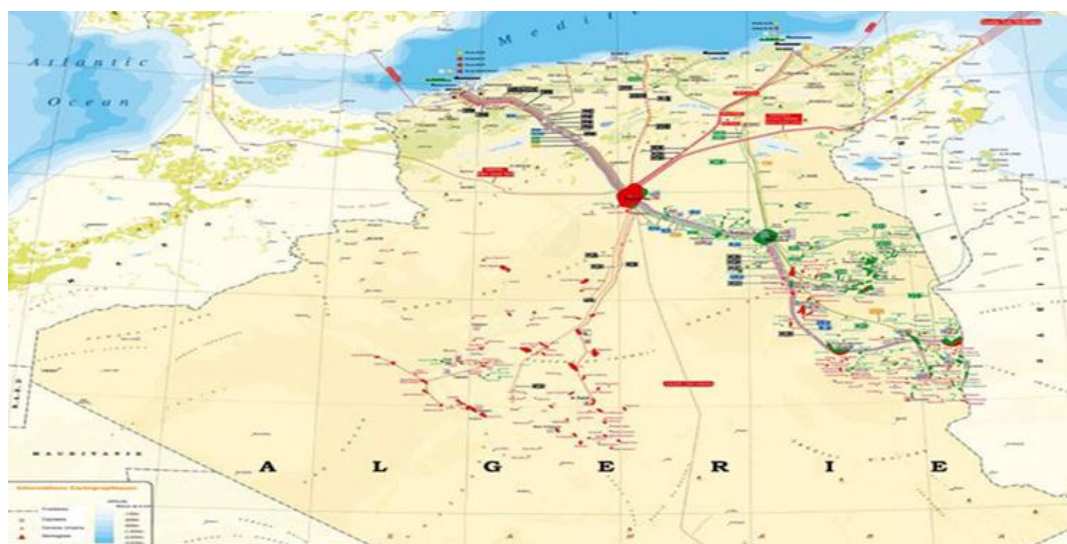


Figure I.1 : Carte géographique SONATRACH en Algérie.

I.2. Situation Géographique de la Raffinerie

La raffinerie d'Adrar, dénommée RA1D, est implantée dans une zone stratégique du Sud-Ouest algérien. Sa localisation précise est détaillée ci-dessous.

I.2.1. Localisation administrative et coordonné

La raffinerie est située sur le territoire de la commune de Sbaa, dans la wilaya d'Adrar. Elle se trouve à environ 40 kilomètres au nord du chef-lieu de la wilaya d'Adrar, sur la route nationale N°06 reliant Adrar à Béchar

Les coordonnées géographiques précises du site sont les suivantes : [3]

Latitude : 28° 12' 20" Nord

Longitude : 0° 09' 21" Ouest



Figure I.02 : Situation géographique de la raffinerie d'Adrar (Google Maps)

I.2.2. Environnement industriel et approvisionnement [2]

La situation géographique de la raffinerie répond à une double logique : la proximité des gisements producteurs et la desserte des marchés du Grand Sud.

Proximité des champs pétroliers :

L'implantation de la raffinerie a été choisie pour être à proximité immédiate des champs pétroliers qui assurent son approvisionnement en matière première. Elle est située à environ 90 km des sièges des directions régionales de production de Hassi Ilatou et Déchira, d'où provient le pétrole brut traité. Les principaux champs alimentant la raffinerie sont :

- Le champ de Hassi Ilatou
- Le champ de Déchira
- Le champ de Sbaa

Cette proximité permet de sécuriser l'approvisionnement de l'unité et de réduire les coûts de transport du brut.

Positionnement par rapport aux infrastructures :

Le site se trouve dans une zone industrielle aménagée, à proximité d'autres infrastructures énergétiques stratégiques, notamment:

- Des installations de traitement et de transport de gaz naturel.
- Des stations de pompage et de compression.

La route nationale N°06, qui constitue un axe majeur pour l'acheminement des produits finis vers les wilayas du Sud.

I.2.3. Rôle stratégique de la localisation

La position géographique de la raffinerie d'Adrar lui confère un rôle stratégique majeur pour plusieurs raisons :

Valorisation des ressources locales : Elle permet de traiter sur place le pétrole brut extrait des gisements du bassin de Sbaa, créant ainsi une valeur ajoutée locale et réduisant la dépendance aux infrastructures de transport longue distance.

Approvisionnement du Grand Sud : La raffinerie est le principal centre de production de produits pétroliers pour dix wilayas du Sud et du Sud-Ouest : Adrar, Timimoune, Bordj Badji Mokhtar, Ghardaïa, El Menia, In Salah, Tamanrasset, Béchar, Tlemcen et Tindouf. Cette localisation réduit considérablement les distances d'approvisionnement depuis le Nord du pays, garantissant ainsi une meilleure sécurité énergétique pour ces régions éloignées.

Développement local :

L'implantation de cette infrastructure industrielle majeure dans la région de Sbaa a contribué au développement économique et social de cette zone, avec la création d'emplois locaux et le développement de compétences techniques -10.

I.2.4. Accès et infrastructures de soutien

La raffinerie dispose d'une base de vie complète à proximité immédiate du site industriel, comprenant notamment un centre de médecine du travail inauguré en août 2025, équipé des technologies les plus modernes pour assurer la prise en charge sanitaire des travailleurs.

Le site est accessible par la route nationale N°06 et se trouve à environ 7 km des premières stations-service assurant la distribution des carburants dans la région.

I.3. CAPACITÉ DE LA PRODUCTION ANNUELLE

La raffinerie d'Adrar (RA1D) se caractérise par une capacité de production adaptée aux besoins du marché local du Sud-Ouest algérien. Les données présentées dans cette section sont issues des dernières communications officielles de Sonatrach.

I.3.1. Capacité globale de traitement

La raffinerie d'Adrar dispose d'une capacité annuelle de traitement de 600 000 tonnes de pétrole brut, ce qui équivaut à environ 12 500 barils par jour. Cette capacité, qualifiée de "relativement modeste" par certains observateurs, est néanmoins parfaitement dimensionnée pour répondre aux besoins des dix wilayas du Sud et du Sud-Ouest qu'elle approvisionne.

Cette capacité de traitement se décline en une capacité de production mensuelle d'environ 54 000 tonnes de brut, comme le mentionne une étude récente menée sur l'optimisation de la production de cette raffinerie.

I.3.2. Détail de la production annuelle par produit [4]

Selon le communiqué officiel de Sonatrach publié lors de la visite du Président-Directeur Général, M. Rachid Hachichi, en août 2025, la capacité de production annuelle de la raffinerie se répartit comme suit :

Produits	Quantités (Tonnes/An)
Propane	20 500
Butane	32 500
Essence super	10 000
Essence normal	208 300
Kérosène (Jet A1)	30 000
Gasoil	238 400
Fuel oil	13 000

Tableau I.1. Capacité de la production annuelle de la raffinerie d'Adrar (Source : Sonatrach, 2025)

I.3.3. Évolution et maintenance de la capacité

La préservation de cette capacité de production constitue un enjeu stratégique pour Sonatrach. Lors de sa visite d'août 2025, M. Rachid Hachichi a annoncé la mise en place d'un plan d'action visant à réduire la durée des arrêts techniques.

"Le groupe Sonatrach a mis en place un plan d'action visant à réduire de 35 à 10 jours d'arrêt total de la raffinerie pour des besoins de maintenance."

Cette optimisation de la durée des maintenances permettra d'augmenter la disponibilité opérationnelle de l'unité et, par conséquent, de maximiser sa production annuelle effective.

I.3.4. Importance stratégique de cette capacité

Bien que modeste par rapport aux grandes raffineries du Nord du pays (Skikda, Arzew), la capacité de production de la raffinerie d'Adrar revêt une importance stratégique capitale pour plusieurs raisons :

- Sécurité énergétique régionale : Elle garantit l'approvisionnement en produits pétroliers de dix wilayas du Sud et du Sud-Ouest, réduisant ainsi la dépendance logistique vis-à-vis du Nord.
- Développement local : Elle contribue au développement économique de la région de Sbaa et de la wilaya d'Adrar, avec un taux d'emploi local dépassant les 80%.
- Valorisation des ressources : Elle permet de valoriser sur place la production des champs pétroliers voisins (Hassi Ilatou, Déchira, Sbaa).

I.4. CHARGE ET PRODUITS DE L'UNITÉ RFCC

I.4.1. Charge (pétrole brut)

Le Pétrole brut est stocké dans trois (03) bacs à toit flottant, chacun une capacité nominale de 6000 m³ correspondant à une autonomie d'exploitation de sept (07) jours environ, Ces bacs sont équipés de toutes les accessoires et systèmes de régulation, de commande et de sécurité.

La capacité nominale de traitement est de douze mille cinq cent (12 500) barils/ jour de pétrole brut provenant des gisements situés dans la cuvette de Sbaa, Hassi Ilatou, Dechiera, Otr. [5]

Densité	Teneur en Na cl	Teneur en soufre	Acidité KOH
0.834 g/l	8 mg/l	0.14%	0.04 mg

Tableau I.2 : Principales spécifications du brut traité

I.4.2. Produits finis

➤ Essence :

Les essences sont stockées dans six (06) bacs de stockage d'une capacité de 3000 m³. L'essence 96 « super » provenant de l'unité reforming catalytique est stockée dans (02) bacs d'une capacité de 500 m³ chacun, et l'essence 89 « normal » provient de l'unité RFCC est stockée dans quatre (04) bacs d'une capacité de 3000 m³ chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

➤ Gasoil :

Le gasoil est stocké dans quatre (04) bacs de stockage à toit fixe d'une capacité unitaire de 4000 m³ chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

➤ Kérosène JET A :

Le JET A1 est stocké dans quatre (04) bacs de stockage à toit fixe d'une capacité unitaire de 500 m³ chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de (15) jours.

➤ Propane :

Le propane est stocké dans deux (02) sphères de stockage de capacité unitaire de 1000 m³. Chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

➤ Butane :

Le butane est stocké dans trois (03) sphères de stockage de capacité unitaire 1000 m³ chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

➤ Le fuel oil :

Le fuel oil issu de la RFCC est stocké dans (04) bacs de stockage d'une capacité de 300 m³ (Destiné pour l'alimentation des chaudières).

I.4.3. Produits intermédiaires

➤ BRA (Résidu fond de colonne Topping) :

Le BRA issue de l'unité de distillation CDU et qui sert comme une charge pour l'unité RFCC est stocké dans trois (03) bacs de stockage à toit fixe d'une capacité unitaire de 3000 m³ chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

➤ Naphta :

Le naphta est stocké dans quatre (04) bacs à toit fixe d'une capacité de 1000 m³ pour chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

I.5. Unités de Production

La raffinerie renferme trois unités de production :

I.5.1. Unité de traitement Topping CDU (U201) [6]

L'unité principale de distillation atmosphérique (U201) est constituée des sections suivantes :

- ✓ Section de distillation atmosphérique;
- ✓ Section de stabilisation de naphta;
- ✓ Section de séparation des GPL ET séchage de butane;
- ✓ Section de purification/traitement du kérosène pour la production du JetA1.

A : Section de distillation atmosphérique

Cette unité est conçue pour traiter 600 000 tonnes de brut par an (sa capacité limite est de 700 000 tonnes/an tandis que sa capacité minimale est de 420 000 tonnes/an).

Principales spécifications du brut traité :

- ✓ Densité = 0.834 g/l.
- ✓ Teneur en Na Cl : 8 mg/l.
- ✓ Teneur en soufre : 0.14%.

✓ Acidité : 0.04 mg KOH/g.

Au vu de ces spécifications, le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre.

Le procédé est principalement composé d'un circuit de préfractionnement, d'une colonne atmosphérique, conçue pour séparer le pétrole en naphta, kérosène, gasoil léger/lourd et BRA.

Ces produits sont acheminés vers :

- ✓ Naphta léger : vers la section de stabilisation de naphta.
- ✓ Naphta lourd : vers le stockage.
- ✓ Kérosène : vers l'unité de traitement et de purification du kérosène.
- ✓ Gasoil léger et lourd: vers le parc de stockage.
- ✓ BRA: vers le parc de stockage et l'unité de RFCC.



Figure I.3 : Unité distillation atmosphérique

I.5.2. Unité reforming catalytique CRU (U202) [6]

L'unité reforming catalytique est conçue pour traiter la charge naphta produite par l'unité distillation atmosphérique.

Les produits de l'unité sont essentiellement :

✓ Du carburant sans plomb à haut indice d'octane : NO=96 dénommé couramment :

Essence super sans plomb.

✓ Des L.P.G.

✓ Du naphta léger (light naphta).

✓ Naphta raffine (refined oil): fond de C-202 202 (fond colonne d'évaporation).

✓ Des gaz incondensables (combustible pour fours de l'unité) et de l'hydrogène (pour réactions du process).



Figure I.4: Unité reforming catalytique

I.5.3. Unité de craquage catalytique fluidifié RFCC (U203) [6]

L'unité craquage catalytique est la 3^{ème} unité de production de la raffinerie et la 1^{ère} unité dans son genre en Algérie.

Elle traite le résidu atmosphérique, sa capacité est de 300 000 tonnes par an, ses produits:

- ✓ Une essence normale d'indice d'octane compris entre 89 et 90.
- ✓ Un gasoil appelé couramment LCO caractérisé par son faible indice de cétane.
- ✓ Une coupe lourde plus dense que le gasoil et appelée couramment HCO.
- ✓ Le slurry qui est le résidu lourd des produits du craquage catalytique utilisé comme fioul.
- ✓ Les G.P.L et les gaz incondensables.



Figure I.5: Unité craquage catalytique.

I.6. Les utilités

Ces installations fournissent les utilités nécessaires au fonctionnement des unités de la raffinerie.

I.6.1. Unité de traitement des eaux

➤ Réseau eau incendie :

Les réseaux eau-incendie est équipé par deux électropompes (6.3KV/250KW /-160L/S-10bars).

➤ Réseau eau potable

Les deux pompes P40 402 1et 2 alimentent la station d'adoucissement d'eau potable qui se trouve à la base vie (après adoucissement l'eau est distribuée avec un débit de 2.5 m3/h sous une pression de 2.5–03bars.

I.6.2. Unité de production de vapeur [6]

Pour la production de la vapeur la raffinerie de Sbaa est dotés de trois chaudières de 35T/h et 35bars/440°C pour chacune, et un générateur de vapeur 20-26T/h 35bars/440°C au niveau de l'unité RFCC.

I.6.3. Unité de production d'énergie électrique [6]

La consommation totale en énergie électrique de la raffinerie selon le design est de 6900 KW, pour cela ; Trois turbogénérateurs d'une puissance de 6000 KW/6.3KV pour chacun sont installés, deux en service l'autre en stand-by.

Deux générateurs turbo diesel d'une capacité de 1100 KW chacun utilisés comme source de secours en cas d'interruption accidentel d'énergie électrique.

Une ligne de SONELGAZ d'une puissance de 16 MVA / 31KV/ 6.3KV.

I.6.4. Unité de production d'air comprimé [6]

➤ Air non purifié (service) :

Les caractéristiques de l'air service sont les suivantes :

Pression : 8.8 bars ; Température : ambiante.

➤ Air purifié (instrument) :

Les caractéristiques de l'air instrument sont les suivantes :

Pression : 8 bars ; Température : ambiante.

Point de rosée : - 20 °C (à la pression de réseau).

Autres : Absence d'huile et poussières.



Figure I.6: Unité d'air comprimé

I.6.5. Unité d'exploitation des eaux de refroidissement et eaux usées [6]

Traitement de l'eau d'appoint (osmose inverse) au bassin de deux tours aéroréfrigérantes, les deux tours.

L'un est central; le débit est de 4000 m³/h, la pression et la température de sortie sont de 03 bar – 32C° et 02 bar – 42C° de retour, le second est combiné, le débit est de 3000 m³/h, la pression et la température de sortie sont de sortie Retours de température pour 4,5 bar – 32C° et 02,5 bar – 42C°.

Le traitement de l'eau de refroidissement est basé sur le maintien de son pH entre 8,5 et 9,5 avec de l'acide chlorhydrique et l'élimination des algues avec du chlore et d'autres biocides.



Figure I.7: Tour refroidissement d'eau

I.7. Le stockage des produits

- ✓ Trois bacs (toit flottante) de stockage du brut la capacité de chacun est de 6000 m^3 .
- ✓ Un bac pour le stockage de naphta (charge de démarrage) 1000 m^3 .
- ✓ Trois bacs pour le naphta (charge de reforming) 1000 m^3 .
- ✓ Six bacs pour l'essence normale 90 avec une capacité de 3000 m^3 pour chacun m^3 .
- ✓ Un bac d'essence super 96 de 500 m^3 .
- ✓ Deux bacs de 500 m^3 d'essence non conforme.
- ✓ Quatre bacs de gasoil 4000 m^3 capacité de chacun.
- ✓ Quatre bacs pour le kérosène de 500 m^3 .
- ✓ Deux bacs de diesel non conforme de 500 m^3 .
- ✓ Trois bacs de 3000 m^3 . m^3 pour le fuel (charge de RFCC) .
- ✓ Quatre bacs de 300 m^3 pour le fuel (alimentation de chaudière) .
- ✓ Deux sphères de capacité de 1000 m^3 de propane.

- ✓ Trois sphères de 1000 m^3 pour butane.
- ✓ Deux sphères de 400 m^3 pour LPG (charge) .
- ✓ Une sphère de 400 m^3 pour LPG non conforme.



Figure I.8 : Section des bacs de stockage

I.8.Le laboratoire

Le laboratoire est un des éléments essentiels dans le suivi et le contrôle des traitements.

Les responsabilités rattachées à l'ensemble de cette fonction (traitement et laboratoire) ne doivent

pas être trop dispersées, Il est donc logique qu'il soit rattaché autant que faire se peut à la fonction

Support Technique des opérations. Le laboratoire a pour vocation les tâches suivantes :

- Vérifier la qualité des produits expédiés, huile, gaz et condensats.
- Participer à la surveillance et au contrôle d'efficacité des différents traitements, Désémulsifiants, bactéricides, anticorrosion, anti-dépôts, etc.
- Contribuer au maintien de la qualité de l'environnement en analysant les eaux de rejet.

- Contribuer à la sélection des produits chimiques de traitement et au contrôle de leurs qualités et performances.
- Aider à la connaissance de la composition des fluides de production pour permettre à L'exploitant de suivre le bon fonctionnement des puits, la bonne marche des procédés de Traitement et d'évacuation des fluides produits. [6]



Figure I.9 : Appareil de la mesure de Tension de Vapeur Reid (TVR)

Chapitre II

Description du l'unité RFCC d'Adrar

Partie I : Généralité sur le craquage catalytique

II.1. Introduction :

Le craquage catalytique est la décomposition thermique des constituants d'hydrocarbures de pétrole en présence d'un catalyseur. Le craquage thermique a été remplacé par le craquage catalytique comme procédé pour la fabrication des essences. En effet, les essences produites par le craquage catalytique sont plus riches en paraffines ramifiées, en cyclo-paraffines, et en composés aromatiques, qui servent à améliorer la qualité de l'essence.

Le craquage catalytique est le procédé le plus employé dans l'industrie du raffinage de pétrole pour convertir les fractions pétrolières à haut point d'ébullition en produits de bas points d'ébullition appropriés pour l'usage comme essence et gasoil.

II.2. Les différents types de procédés de craquage catalytique :

On distingue différents procédés de craquage catalytique de technologie spécifique.

II.2.1. Le craquage catalytique à lit fixe :

C'est le premier procédé industriel, réalisé en 1936 par « HOUDRY » qui utilisait trois réacteurs travaillant alternativement en réaction puis régénération, chaque opération étant séparée de la suivante par une purge de gaz produit dans l'opération précédente. Pour un réacteur le cycle complet durait 30 minutes à raison d'un tiers pour la phase de craquage proprement dite, d'un tiers pour la régénération du catalyseur et d'un tiers pour les purges à la vapeur d'eau intermédiaire destinées à éviter tout contact entre hydrocarbures gazeux et air de combustion. Dans ce procédé, les vapeurs d'hydrocarbures sont portées aux environs de 480°C et traversent ensuite une masse de catalyseur logée dans un réacteur. Les réactions qui se produisent sont activées mais le chargement du catalyseur d'un dépôt de coke le désactive en quelques minutes. Il faut donc brûler le coke pour le régénérer, le réacteur est mis hors service et le coke est brûlé par injection d'air ou du gaz inerte, dont on règle le débit pour la vitesse de combustion, le brûlage est très exothermique et détruira le catalyseur si on ne maintient pas sa température par circulation d'un liquide de refroidissement dans un lit du catalyseur, le premier procédé industriel utilisait un refroidissement par sels fondus (nitrate

de sodium et nitrate de potassium) dont la circulation en boucle fermée dans des faisceaux réfrigérants permettait de

Chapitre II

Description de l'unité RFCC d'Adrar

transférer une partie des calories produites par la combustion du coke à la charge de craquage . Les cycles de régénération étaient à peu près le double du temps de traitement. La taille des réacteurs était limitée, ce qui limitait la capacité des unités, à moins de multiplier considérablement le nombre des réacteurs. Le procédé avait un coût opératoire élevé, en plus l'alternance rapide en phase dans chaque réacteur est un gêne (30mn par cycle dont 10 min seulement en réaction).

II.2.2. Le Craquage catalytique à lit mobile T.C.C :

Au début de 1941 le TCC ou Thermofofor Catalytic Craking, qui est un procédé à lit mobile, vit le jour où la première unité commerciale a été mise en route à la raffinerie de Beammont (Texas) en Septembre 1943.

Le catalyseur en granule descend d'une trémie placée à la partie supérieure de l'unité et traverse par gravité réacteur et régénérateur jusqu'à la trémie supérieure étant assurée par deux élévateurs à godets. Le catalyseur est ensuite reçu dans un pot spécial à l'aide d'air comprime, ou il est envoyé dans un préparateur accumulateur installé au - dessus du réacteur d'où le catalyseur s'écoule par gravité dans le réacteur, et le cycle recommence. Dans le régénérateur, le brûlage du coke est assuré par injection d'air, et le refroidissement est assuré par circulation d'eau de chaudière, ce qui génère en général, suffisamment de vapeur pour assurer les besoins de l'unité en marche normale. A la sortie du réacteur des injections de vapeur strippent le catalyseur des hydrocarbures entraînés après réaction, elles assurent également l'étanchéité des installations avec l'atmosphère. Le transport purement mécanique du catalyseur assuré par deux élévateurs à godets limitait à de faibles valeurs la vitesse de circulation de l'agent actif. Ce fait à pour double inconvénient, au niveau du réacteur, d'augmenter la teneur en coke du catalyseur et de réduire considérablement les possibilités d'utilisation de la chaleur sensible acquise par le solide lors de la combustion, on est par suite obligé de mettre en place dans le régénérateur des circuits de refroidissement destinés à lutter contre un échauffement brutal du catalyseur qui dégraderait irréversiblement ses propriétés cinétiques.

II.2.3. Le craquage catalytique à lit fluidisé FCC :

Dés le début de la seconde guerre mondiale, et devant les besoins énormes en essences aviation que nécessitaient les opérations militaires, de nombreuses recherches, ont été faites sur le craquage catalytique aboutissant au procédé FCC (Fluide Catalytic Cracking), dont la première unité fut mise à feu en Mai 1942 à la raffinerie Esso de Baton Rouge (Louisiana). Cette installation industrielle est dite modèle I ou (up flow) .Les progrès techniques réalisés conduisaient dès 1944 au modèle II ou (Down Flow), et en modèle III de Kellogg en 1947.

Mais ce n'est qu'à partir de 1951 que la technologie la plus performante, s'imposa progressivement avec l'apparition du procédé modèle IV d'Esso Engineering, en service à la raffinerie Esso de Port – Jerome (France). Dans ce procédé le catalyseur utilisé est sous forme de poudre et circule comme un fluide entre le réacteur et le régénérateur. Le catalyseur chaud venant du régénérateur à 590 °C est mélangé à la charge, ce qui la vaporise ; les vapeurs formées vont entraîner le catalyseur en poudre, tout comme l'air comprimé le faisant dans le procédé T.C.C. Le mélange vapeur d'hydrocarbures plus le catalyseur se comporte comme un fluide alimentant le réacteur ou se fait également la réparation des vapeurs formées et du catalyseur, celui-ci, après stripping par la vapeur s'écoule vers le régénérateur. A l'entrée de ce dernier une injection d'air de contrôle avec le catalyseur dont la densité est plus faible que dans le réacteur force le mouvement dans le sens réacteur vers le régénérateur, et le cycle recommence. Une augmentation de la circulation du catalyseur s'obtient en accroissant le débit d'air de contrôle. Les vapeurs d'hydrocarbures, générées par FCC, entraînent le catalyseur que l'on retient à l'aide du séparateur cyclone. Le brûlage du coke est assuré dans le régénérateur par injection d'air. La présence permanente du catalyseur dans des tubes de transfert fait jointe étanche entre les hydrocarbures et l'air de la régénération.

Le procédé qui trouve dans la raffinerie d'Adrar est le « **Le craquage catalytique à lit fluidisé FCC** » dont fait une description dans la partie suivant.

II.3. Importance et avantages du craquage catalytique :

Le procédé de craquage catalytique joue un rôle très important dans l'industrie du raffinage du pétrole. Il permet de transformer les fractions lourdes à faible valeur commerciale en produits légers à forte valeur ajoutée tels que l'essence, le GPL et le gasoil.

Ce procédé présente plusieurs avantages parmi lesquels :

- L'augmentation du rendement en essence à haut indice d'octane.
- La valorisation des résidus lourds du pétrole brut.
- La réduction de la quantité des produits lourds moins demandés sur le marché.
- Une meilleure efficacité énergétique grâce à la circulation continue du catalyseur entre le réacteur et le régénérateur.
- La possibilité de produire des matières premières importantes pour l'industrie pétrochimique comme le propylène et le butylène.

Le procédé FCC est aujourd'hui considéré comme l'une des technologies les plus performantes et les plus utilisées dans les raffineries modernes grâce à sa flexibilité et à sa rentabilité économique.

II.4. Conclusion partielle :

Le craquage catalytique est un procédé essentiel dans les raffineries modernes. L'évolution des différentes technologies de craquage a permis d'améliorer les rendements des produits légers et la performance des unités industrielles. Parmi ces technologies, le procédé FCC représente la solution la plus efficace et la plus utilisée actuellement dans les raffineries de pétrole.

Partie II : Description du l'unité RFCC d'Adrar

II.1. Introduction

Le processus de craquage catalytique, devenu l'un des procédés majeurs dans une raffinerie moderne, est souvent perçu comme le « cœur des raffineries » et joue un rôle économique crucial [7]. La méthode de craquage en lit fluidisé a été mise en place en Algérie lors de la construction de la raffinerie d'Adrar en 2006. Elle reste à ce jour une technologie difficile à maîtriser en raison des problèmes d'exploitation qui découlent de sa complexité. La maîtrise du processus de l'unité RFCC (Unité 203) reste un enjeu crucial pour l'équipe sous la direction de la structure de production.

II.2. Définition du procédé RFCC [8]

Le craquage catalytique en lit fluidisé est un procédé de conversion qui a pour but de transformer, en présence d'un catalyseur, les coupes lourdes à longues chaînes d'hydrocarbonés en coupes légères pour être utilisés dans la fabrication des carburants [9]. L'objectif de procédé est d'avoir le maximum de produits à haute valeur marchande. En présence d'un catalyseur et à haute température (550 - 650 °C) et à pression atmosphérique, on casse les grosses molécules hydrocarbonées pour l'obtention de petites molécules [10]. Le but de cette unité RFCC est de transformer le résidu par l'unité de distillation atmosphérique (unité 201) lors du traitement du pétrole brut en produits finis. Le procédé RFCC s'effectue en absence d'hydrogène et le produit synthétisé est un hydrocarbure insaturé en aromatique, éthylénique servant de base à la confection des essences et autres produits. Le RFCC est un procédé de conversion d'une variété de charges allant du gasoil lourd jusqu'au pétrole brut lourd.

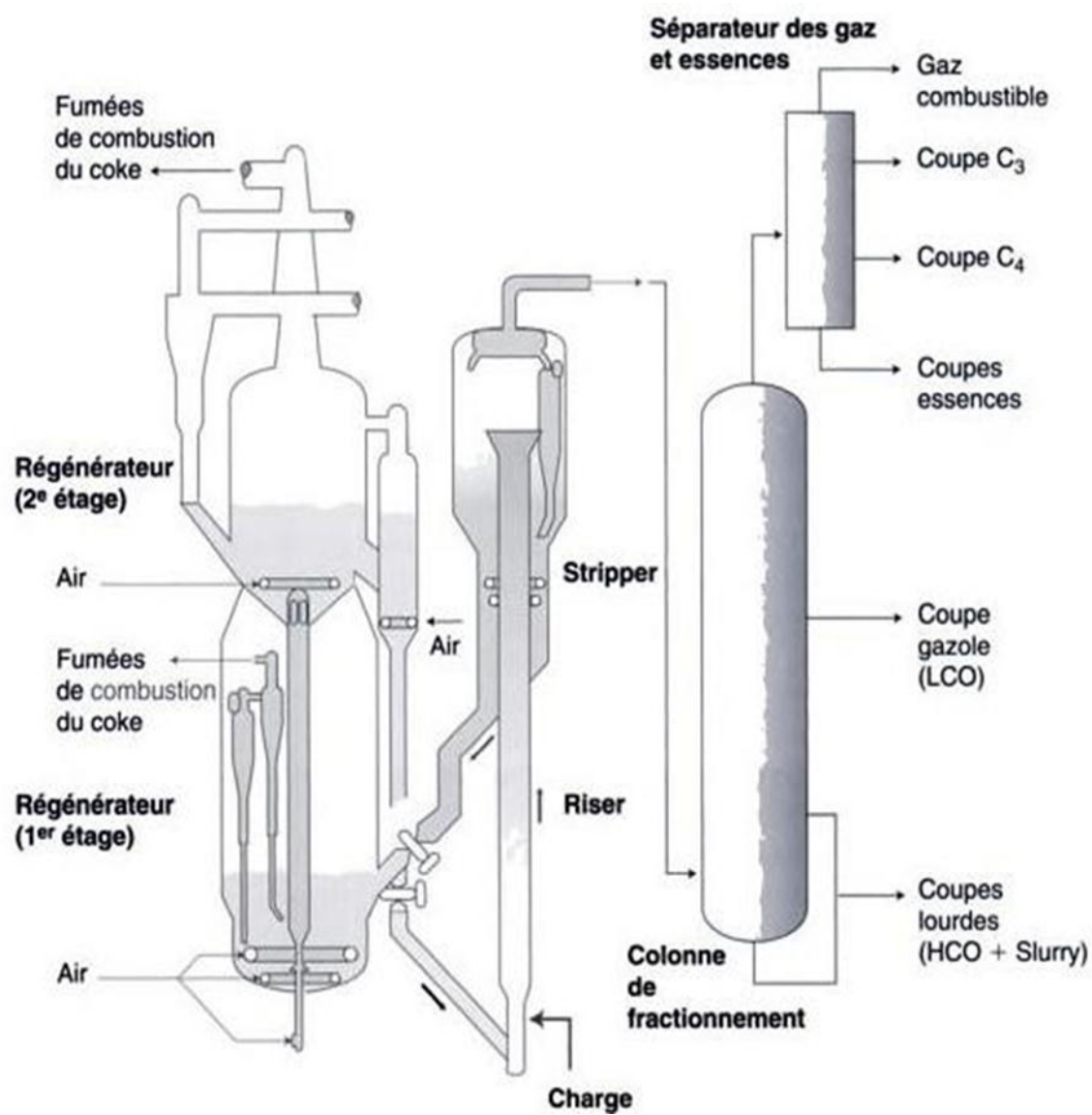


Figure II.1. Schéma du procédé de craquage catalytique [11]



Figure II.2. Vue partielle des sections Réaction/Régénérateur et Fractionnement

II.3. Description du procédé de craquage catalytique RFCC

Le procédé FCC est le procédé le plus employé pour valoriser les fractions lourdes et est caractérisé par l'utilisation d'un catalyseur en poudre qui se déplace dans le réacteur ; et les configurations d'écoulement peuvent varier selon la configuration précise du réacteur [12]. Les particules du catalyseur sont d'une telle taille qu'une fois aérée avec un courant d'air ou d'hydrocarbure, le catalyseur se comporte comme un liquide et peut être transporté via des pipes [13] [14]. La charge du procédé RFCC est le résidu (BRA) de fond de colonne (C201-101) de l'unité de distillation atmosphérique. Cette charge vaporisée et le catalyseur passe

Dans une chambre de réaction où le catalyseur, toujours dispersé dans l'hydrocarbure se vaporise et forme un lit dans la chambre de réaction. Les vapeurs craquées traversent des cyclones situés au-dessus de la chambre de réaction, et la poudre du catalyseur est éjectée en se séparant des vapeurs par la force centrifuge. Les vapeurs craquées entrent dans la colonne de fractionnement pour la séparation du gasoil lourd, l'essence formée, les gaz et autres Coupes lourdes.

Avec la contamination du catalyseur par le coke, ce dernier est retiré sans interruption du fond du réacteur et soulevé au moyen d'un jet d'air dans un régénérateur où le coke est enlevé par une combustion commandée, Le catalyseur régénéré est transporté et injecté avec l'alimentation fraîche, où la chaleur du catalyseur est suffisante pour vaporiser l'alimentation fraîche avant qu'elle n'atteigne le réacteur.

II.4. Principe de fonctionnement du procédé RFCC [15]

Généralement le processus de fonctionnement est constitué de quatre (04) sections

Principales :

- Section réaction / régénération
- Section de fractionnement
- Section de gestion de catalyseur (usé et frais).
- Section de traitement de fumées générées par le générateur.

II.4.1. Section réaction – régénération [16]

C'est la section la plus importante de l'unité. Elle comprend deux équipements principaux : un réacteur et un régénérateur. Le catalyseur, maintenu à l'état fluidisé (c'est-à-dire qu'il peut se déplacer), circule tout le temps entre le réacteur et le régénérateur, un peu comme un liquide. C'est lui qui apporte l'énergie nécessaire pour vaporiser la charge et pour faire tourner la réaction de craquage, qui a besoin de chaleur (réaction endothermique). Le procédé RFCC en lit fluidisé fonctionne rapidement, et tout repose sur un équilibre thermique constant entre le réacteur et le régénérateur. La chaleur nécessaire vient du régénérateur, où on brûle le coke. Ce coke, il se dépose sur le catalyseur dans le Riser et finit par le rendre inactif. Pour garder l'équilibre et fournir à l'unité l'énergie thermique dont elle a besoin, on utilise un four (F203101) installé juste en dessous du régénérateur (R203102).

II.4.1.1. Description du réacteur R 203101 de l'unité RFCC

Le principe de fonctionnement du Réacteur R 203101 de l'unité RFCC de la raffinerie d'Adrar est représenté dans la (figure II. 3) et se distingue par les différents composants suivants :

II.4.1.1.1. LE RISER [8]

Le RISER du réacteur R 203101 est l'élément tubulaire principal du réacteur, d'une hauteur de 37.500 mètres et différents diamètres (0.450 x 0.650 x 0.690 m) enceinte où se déroule la réaction de craquage grâce à l'injection de la charge lourde (BRA) en pied de riser au sein d'un lit de catalyseur chaud et circulant. L'écoulement à l'intérieur du RISER est complexe : tridimensionnel, in stationnaire, multiphasique, réactif, turbulent avec transfert de masse et de chaleur. La température du catalyseur entrant est plus élevée que celle de l'alimentation et pourvoit la chaleur requise pour la vaporisation, dans les conditions normales, le rapport des débits massiques de catalyseur et de la charge d'hydrocarbure varie de 4 à 9. La charge d'HC vaporisée constituée de chaînes carbonées longues se transforme en hydrocarbures plus légers (chaînes carbonées plus courtes) grâce à l'action des particules de catalyseur. Durant cette phase de réaction, le coke produit solide généré se dépose sur le catalyseur et le désactive. Le temps de séjour du catalyseur et des vapeurs HC dans le riser est de l'ordre de quelques secondes (2.5 à 2.9), la température au sommet du riser est comprise entre 700° et 750°C.

II.4.1.1.2. LE DESENGAGEUR [8]

C'est la zone de séparation qui se trouve en haut du **RISER**. Son rôle, c'est de séparer les produits de craquage du catalyseur usé. En général, il y a d'abord une séparation primaire à la sortie du Riser, puis une séparation secondaire réalisée par des cyclones. Le réacteur de l'unité RFCC (U203) est équipé de deux étages de cyclones, juste pour éviter que les particules de catalyseur ne soient entraînées avec les gaz d'hydrocarbures. D'ailleurs, les cyclones sont généralement considérés comme étant en équilibre thermique avec la partie séparation, parce qu'aucune réaction de craquage ne se produit à l'intérieur des cyclones.

II.4.1.1.3. LE STRIPPER [8]

Zone de séparation ultime des gaz et du reste de catalyseur usé. Le catalyseur utilisé s'écoule dans le stripper situé en bas du réacteur où les HC restants sur sa surface sont extraits par injection de vapeur. Le catalyseur usé est renvoyé à travers une ligne de transfert vers le régénérateur.

II.4.1.1.4. Alimentation en Charge du réacteur

Le résidu atmosphérique, qui vient soit des bacs de stockage soit de l'unité atmosphérique, est d'abord aspiré par la pompe P203 404/1.2. Ensuite, il traverse un mélangeur (MI203 202) pour être bien homogénéisé avant d'être envoyé vers un ballon tampon (D203 201). De là, une autre pompe (P203 2011/1.2) l'aspire et le refoule dans deux échangeurs : d'abord l'échangeur E203 205/1.2 où il est chauffé par du gazole léger jusqu'à 152°C, puis l'échangeur E203 210 où il est chauffé par le fond de la colonne de fractionnement (C203 201), autrement dit le « slurry », jusqu'à 200°C.

Ce qui alimente finalement le réacteur (le Riser, noté R203 101), c'est un mélange de trois choses : le résidu atmosphérique chauffé, une partie du slurry recyclé, et de l'huile de recyclage H.C.O (Heavy Cycle Oil). À l'entrée du réacteur, on injecte de la vapeur pour atomiser cette charge, c'est-à-dire la pulvériser finement. Pendant ce temps, le catalyseur chaud (à 690°C) qui vient du régénérateur (R203 102) arrive par une tubulure inclinée, passe par une vanne à glissière, et pénètre dans le riser. Là, il entre en contact avec la charge. Au contact de ce catalyseur brûlant, la charge se vaporise complètement et les réactions de craquage catalytique démarrent. Quand on arrive au sommet du riser, les réactions sont terminées : la charge a été transformée en produits. Le riser débouche alors dans une enceinte qu'on appelle le désengager. C'est là que se fait la séparation entre les solides (le catalyseur) et les gaz (les produits de la réaction). Le sommet du riser est équipé d'un système de séparation primaire. Cette séparation doit être efficace, sinon les rendements et la qualité des produits peuvent en pâtir.

Ensuite, les produits gazeux passent dans un système de cyclones. Là, par centrifugation, on finit d'enlever les toutes dernières petites particules de catalyseur qui auraient pu être entraînées. En sortie des cyclones, la vapeur (chargée en produits) est envoyée vers la colonne de fractionnement (C203 201). Quant aux solides récupérés dans les cyclones, ils sont dirigés vers le stripper du catalyseur.

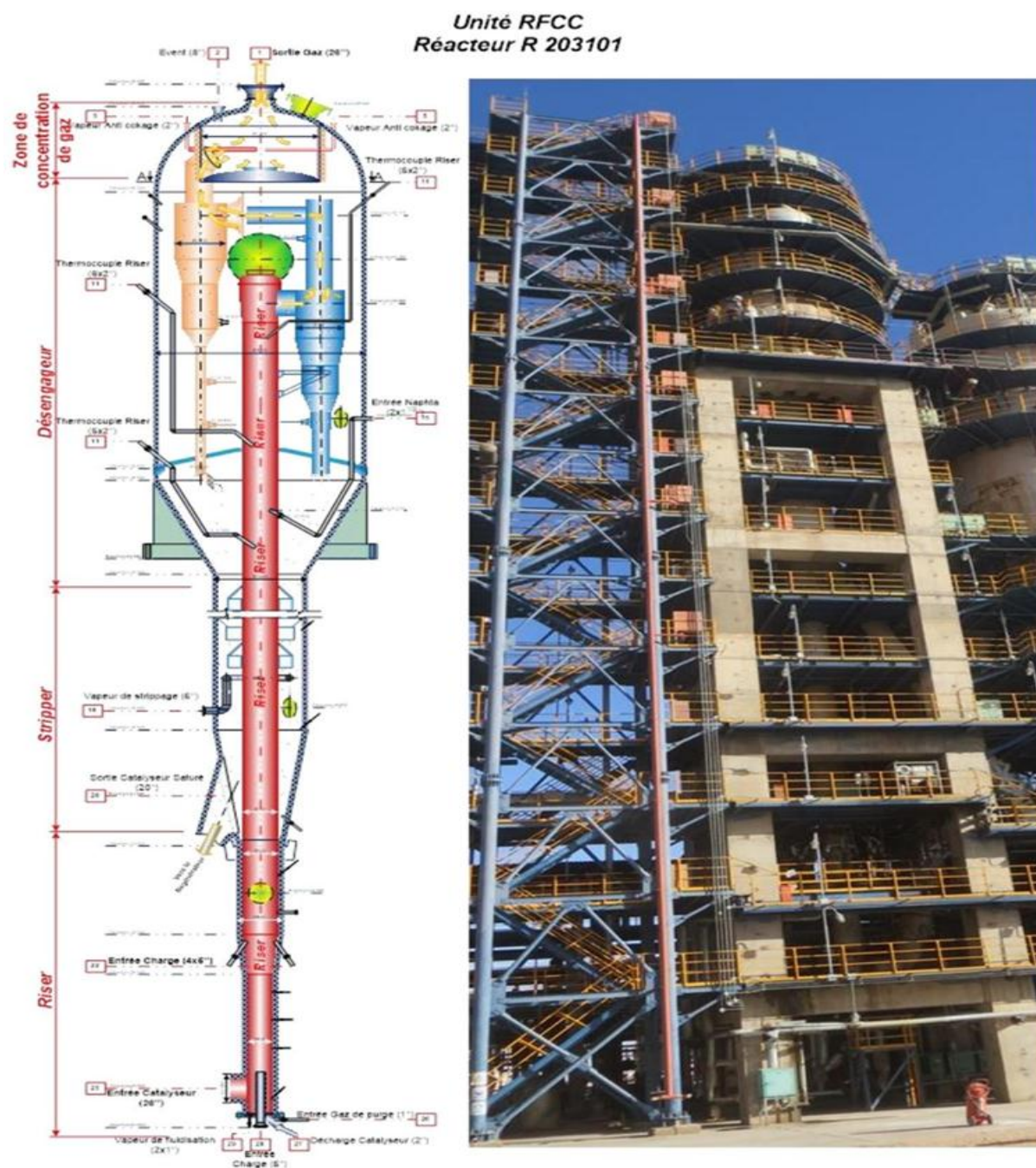


Figure II.3. LE RAECTEUR 203201

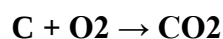
II.4.1.2. DESCRIPTION DU REGENERATEUR R 203102 DE L'UNITE RFCC [17]

Le régénérateur R203102, c'est vraiment un équipement clé dans l'unité RFCC (U203). Il assure deux rôles essentiels. D'abord, il réactive le catalyseur en brûlant le coke qui s'est déposé dessus. Ensuite, il fournit la chaleur nécessaire à la réaction de craquage endothermique qui se déroule dans le riser. La régénération du catalyseur se fait par combustion en lit fluidisé dense. Une fois régénéré, on renvoie le catalyseur en bas du riser pour qu'il recommence un nouveau cycle.

Dans le régénérateur, pour réactiver le catalyseur, on brûle le coke déposé à sa surface en injectant de l'air à la base de l'équipement. Cette combustion sert aussi à maintenir la température du lit entre 650 et 700°C, ce qui est nécessaire pour le craquage. Le catalyseur régénéré est renvoyé en continu vers le riser par un autre circuit, qui comporte une vanne à tiroir. Cette vanne, elle sert à réguler le débit du catalyseur régénéré, à maintenir la bonne pression dans le régénérateur, et aussi à éviter qu'il n'y ait un écoulement inverse. Le régénérateur R203102 de l'unité RFCC fonctionne comme un lit fluidisé composé de deux parties : ce qu'on appelle le lit dense et la zone diluée.

II.4.1.2.1. Le lit dense [14]

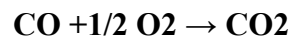
Il contient la majorité du catalyseur et est responsable de la régénération du catalyseur usé par les réactions de combustion du coke. La rétention du catalyseur dans le régénérateur R 203102 est supérieure à celle dans le réacteur R 203101 et le temps de séjour du catalyseur est beaucoup plus important que celui du catalyseur dans le réacteur. La dynamique générale de l'unité RFCC est dominée par la dynamique du R 203102. Les équations de réaction de combustion simplifiées sont donc les suivantes :



II.4.1.2.2. La zone diluée

Les bulles de gaz traversent le lit dense et éjectent les particules de catalyseur dans la zone diluée, la densité du catalyseur est très faible dans cette zone, Les réactions de combustion du coke y sont négligées, mais il se produit des réactions en phase gazeuse qui oxydent le monoxyde de carbone en dioxyde de carbone.

L'oxydation du monoxyde de carbone dans la phase gazeuse constituée par la zone diluée Obéit à l'équation :

**II.4.1.2.3. Fonction des cyclones du R 203102 [17]**

Les particules récupérées par les cyclones sont recyclées vers la zone dense, il existe une grande interaction dynamique entre la zone dense et la zone diluée. Les cyclones du R 203102 sont modélisés comme ceux du réacteur R 203101. L'oxydation de CO en CO₂ dans les cyclones du régénérateur R 203102 peut se produire s'il y a un excès d'oxygène.

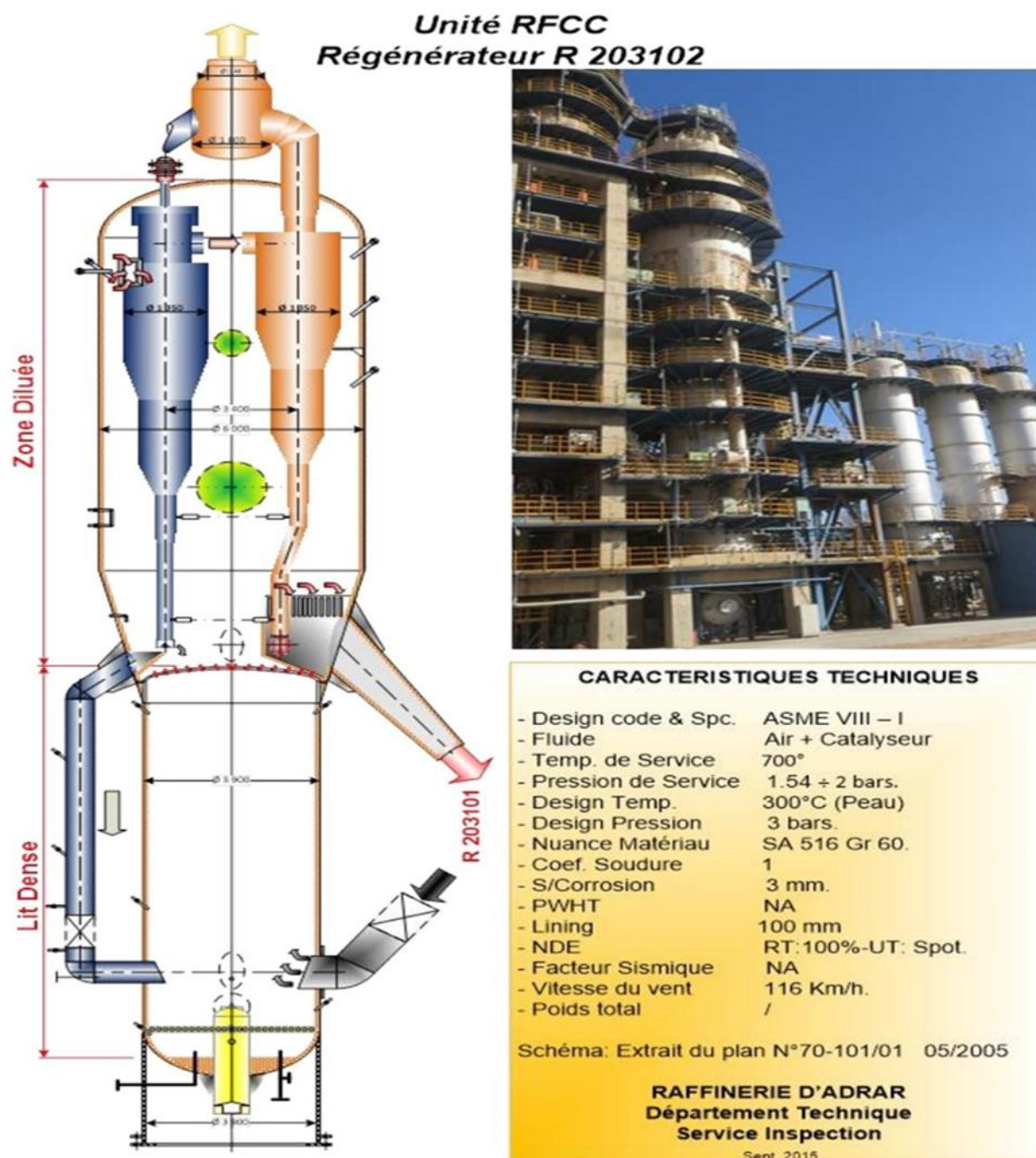


Figure II.4. LE REGENERATEUR 203101

II.4.2. Section de fractionnement [7]

L'effluent qui sort du réacteur du RFCC est envoyé vers une colonne de fractionnement. Cette colonne a pour rôle de séparer les produits en différentes coupes, depuis les plus légers comme le GPL (gaz de pétrole liquéfiés) jusqu'aux produits lourds comme le LCO, le HCO et le slurry, dont le point d'ébullition final peut atteindre 650°C environ. Ce qui est particulier avec cette colonne, c'est qu'elle reçoit dans sa partie basse une charge complètement vaporisée et même surchauffée. Du coup, il faut absolument réussir à enlever de la chaleur tout au long de la colonne, en utilisant des reflux circulants répartis à différents niveaux. Comme ça, on arrive à bien équilibrer les phases liquide et vapeur.

II.4.2.1. Vapeurs de tête de la colonne de fractionnement (C203 201)

Après séparation des produits dans la colonne, les vapeurs de tête sont refroidies dans les échangeurs (E203 201), dans les aéroréfrigérants (A203 201) puis dans les condenseurs (E203 202). Finalement le mélange biphasique "liquide + gaz" est recueilli dans le ballon de séparation (D203 203) à la T0 de 40°C environ. La phase liquide du ballon (D203 203) est aspirée par la pompe (P203 202 11.2) et refoulée dans deux directions différentes :

- Une partie est envoyée vers la colonne d'absorption
- L'autre partie est envoyée vers la section terminale du riser (réacteur)

II.4.2.2. Gasoil Leger L.C.O (light cycle oil)

Ce gasoil est soutiré du 13ème et 14ème plateau de la colonne de fractionnement (C203201)

II.4.2.2.1. Refroidissement du gasoil

Après stripping le gasoil est soutiré par la pompe (P203 204/1.2), il transmet sa chaleur au résidu Atmosphérique au niveau de l'échangeur (E203 205) au niveau de l'échangeur (E203206) et pour finir dans l'aéroréfrigérant (A203 203). En quittant l'aéroréfrigérant, le gasoil est refoulé dans deux circuits différents. L'autre partie passe à travers le condenseur (E203 208) ou elle est refroidie et envoyée vers la colonne d'absorption secondaire (C203 303) au niveau du 1er plateau comme liquide absorption



Figure II.5. Colonne de fractionnement C 203201 (Ø 3 000 x 45 420 x 12/14/16mm)

II.4.2.3. Le gaz oil lourd de recyclage H.C.O (Heavy Cycle Oil)

Le gaz oil lourd HCO n'est pas un produit final, il est recyclé au réacteur pour équilibrer la balance thermique.

Le HCO est une huile lourde de recyclage qui s'écoule directement dans le ballon (D203 202) à partir du 27^{ème} plateau de la colonne de fractionnement (C203 201). Aspire par la pompe (p203 20611.2) et refoule dans deux directions différentes :

- Une partie du H.C.O retourne au niveau du 28^{ème} plateau de la colonne de fractionnement (C203 201).
- L'autre partie est mélangée avec le résidu atmosphérique BRA et part comme charge au réacteur (R203 101).

II.4.2.4. Le produit du fond de la colonne (C203 201)

Ce produit de fond appelé "slurry" est aspire par la pompe (P203 207/1.2) et refoulé pour échange de chaleur avec le reflux moyen au niveau de l'échangeur (E203 209) puis avec la vapeur saturée au niveau de l'échangeur (E203 211/1). A la sortie de l'échangeur (E203 211) $T_{0C} = 280^{\circ}C$, le produit « slurry » est divisé en deux parties :

- Une partie du slurry retourne au niveau de la base de la colonne de fractionnement comme reflux de fond.
- L'autre partie est filtrée dans le filtre de slurry (séparation des fines particules de catalyseur entraîne par l'effluent) puis refroidie dans le condenseur (E203 212) à $T_{0C} = 90^{\circ}C$ ensuite envoyé vers stock comme combustible pour les chaudières.

II.4.2.5. Les reflux de colonne fractionnement

II.4.2.5.1. Reflux de tête

Il est soutiré à partir du 4^{ème} plateau de la colonne de fractionnement (C203 201) par la pompe (p203 203/1.2) traverse les échangeurs (E203 20311.2) où il cède sa chaleur à l'eau chaude, $T^{\circ}C = 90^{\circ}C$ puis à l'aéroréfrigérant (A203 202/1.2), $T^{\circ}C : 80^{\circ}C$ Il retourne à la colonne de fractionnement au niveau du plateau no1.

II.4.2.5.2. Reflux moyen [8]

Il est soutiré à partir du 17eme plateau de la colonne de fractionnement (C203 201) par la pompe (P203 205/1.2), Il échange la chaleur avec le produit du fond de la colonne (C203 201) « slurry » au niveau de l'échangeur (E203 209), puis transmis la chaleur au rebouilleur (E203 309) de la colonne stabilisatrice « débutaniseur » (C203 304), au rebouilleur (E203 308) du stripper « déethaniseur » (C203 302), a l'eau chaude au niveau de l'échangeur (E203 204) puis il retourne à la colonne de fractionnement (C203 201) sous contrôle de la TRC21205 à la température de 190°C au niveau du 14eme plateau.

II.4.2.5.3. Reflux du fond

Le reflux circulant le plus important est le slurry en fond de colonne, c'est un circuit qui fonctionne avec de l'huile lourde contenant des fines particules de catalyseur perdues par les cyclones du réacteur et qui doit assurer plusieurs fonctions

- Il réalise la 1ère désurchauffe des vapeurs
- Il doit assurer un lavage efficace de la zone de charge afin d'éviter les dépôts de coke et une mauvaise distribution des vapeurs. Il doit assurer le sous-refroidissement du afin d'éviter sa dégradation thermique qui entrainerait des dépôts de produits lourds polymérisés aboutissant au bouchage des échangeurs durant l'arrêt.

II.4.3. Section de gestion de catalyseur

Cette section est constituée des silos de stockage du catalyseur. Il y en a trois au total : un silo est réservé au catalyseur usé, et les deux autres sont pour le catalyseur frais. Ces silos sont reliés au régénérateur par des tuyauteries de transfert. Le silo de catalyseur usé contient un volume de catalyseur plus important que l'inventaire total de l'unité. Pourquoi ? Parce que ce volume est nécessaire quand on charge l'unité lors d'un démarrage, ou quand on la vide lors d'un arrêt. Les silos de catalyseur frais, quant à eux, sont équipés de modules de transfert. Ce sont de petites unités, avec un automatisme qui contrôle le transfert pneumatique de quantités bien précises de catalyseur frais vers le régénérateur.

II.5. Le Catalyseur du craquage catalytique

II.5.1. Introduction

Le craquage catalytique peut se produire sur plusieurs types de matériaux catalytiques. Cependant, les meilleurs rendements en produits désirés sont généralement obtenus grâce aux silicates d'aluminium hydratés [13]. Les catalyseurs à base de silice-alumine permettent d'obtenir une essence avec un indice d'octane élevé, tandis que les catalyseurs silice-magnésie assurent des rendements plus importants. Les argiles naturelles, quant à elles, présentent des performances intermédiaires [12].

II.5.2. Historique :

Les premiers catalyseurs mis au point par le français Eugene Houdry en 1923 à base des argiles naturelles (montmorillonite) [12].

Elles sont traitées à l'acide pour augmenter sa stabilité thermique et extraire les impuretés qui favorisent la formation du coke et des gaz légers [18].

En 1941, les premiers catalyseurs synthétiques étaient à base de Silice-Alumine 15 - 17 % de Al_2O_3 , ils sont plus actifs et plus sélectifs et ne contiennent pas d'impuretés. Ils sont sous forme de pastilles, pour le craquage à lit mobile T.C.C et sous forme de poudre broyée pour le lit fluide (F.C.C).

En 1950, production des catalyseurs atomisés pour le F.C.C. microsphère de 60 μm de diamètre ce qui implique une augmentation de la fluidisation et diminution de l'attrition.

En 1954, un catalyseur synthétique Al_2O_3 - SiO_2 avec forte teneur en alumine 25-30% avec plus d'activité que le précédent. Production d'autres catalyseurs, mais les problèmes de stabilité et de sélectivité les ont fait abandonner.

En 1962/1963, catalyseurs zéolithiques, augmentation de l'activité, de la sélectivité et de la stabilité thermique.

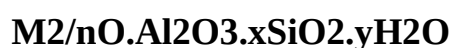
En 1984, nouvelle génération de catalyseurs synthétiques Z.S.M.S: nouvelle zéolithe élaborée par Soconny Mobile Company, plus résistante thermiquement [19].

II.5.3. Catalyseurs zéolitiques :

Les zéolithes ce sont des aluminosilicates cristallins, naturels ou synthétiques, en structures stables présentant une microporosité structurale très régulière, dans laquelle les cations sont aussi mobiles que dans un liquide (FigIII.6). Il en résulte des propriétés remarquables, qui expliquent l'intérêt de plus en plus croissant pour ce type de solides. On estime l'importance du marché des zéolithes dans le monde à environs 450 000 t/an [20].

On répertorie dans la nature, une quarantaine d'espèces de zéolithes, mais depuis 1948, on synthétise sans cesse de nouvelles structures. Les motifs élémentaires de leur squelette sont les tétraèdres $[\text{SiO}_4]$ et $[\text{AlO}_4]$ reliés 2 à 2 par des atomes d'oxygène des sommets communs (FigIII.5), permettent d'édifier des structures tridimensionnelles très aérées parcourues par des canaux très réguliers dont l'ouverture varie de 3 à 10 Å suivant la structure. Chaque tétraèdre $[\text{AlO}_4]$ est porteur d'une charge négative, qui engendre dans le volume interne un champ électrostatique intense dans lequel flottent les cations compensateurs, généralement alcalins, très mobiles.

On attribue aux zéolithes une formule chimique générale du type:



Avec :

M : Cation qui compense la charge négative de l'entité structurale élémentaire.

n: Valence du cation **M**.

y : Nombre de molécule d'eau par entité structurale élémentaire.

x: ≥ 2 .

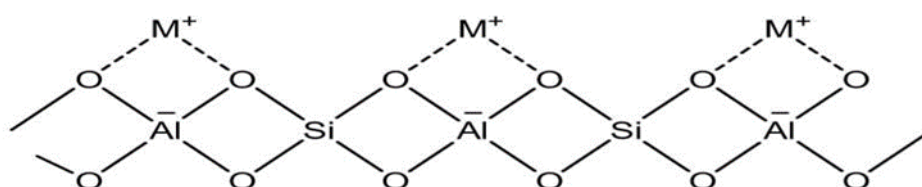


Figure II.6. Structure générale d'une zéolithe [20]

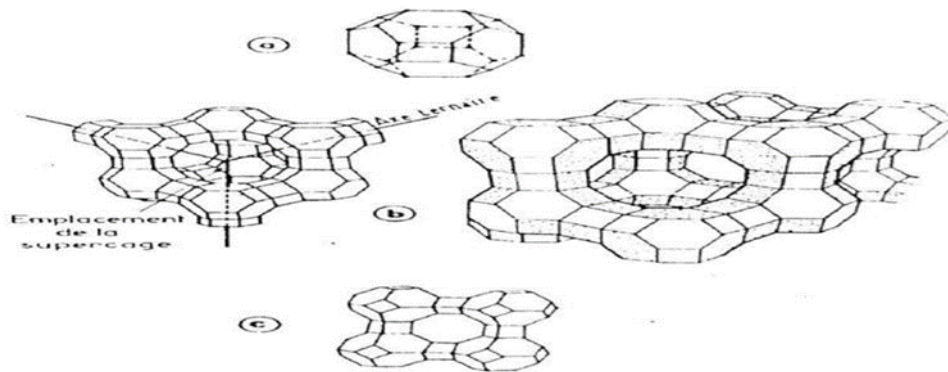


Figure II.7. Structures Chimiques des Zéolithes [19].

II.5.3.1. Propriétés de la Zéolithe

A partir de sa composition chimique et sa structure particulière, confèrent aux zéolithes les propriétés suivantes :

- Echangeurs cationiques.
- Tamis moléculaire (sélectivité géométrique).
- Adsorbants.
- Solides d'acidité modulable.

Qui font des zéolithes des supports actifs particulièrement intéressants pour la catalyse hétérogène.

Les nombreuses propriétés, citées ci-dessus, confèrent à ces matériaux un large spectre d'application dans le domaine du raffinage tel que [21] :

- Les procédés de déshydratation.
- Les procédés d'épuration.
- Les procédés de séparation.
- La catalyse.
- L'échangeur d'ions.

III.5.3.2. Quelques types de zéolithes [22] :

Zéolithe & structure des pores	Diamètre des pores	Le rapport Si/Al	La taille relative des pores
Faujasite (Y), 3-D,	7,4 Å	1,5 – 3,0	Larges pores
Zéolithe Beta, 3-D,	7,3 x 6,5 & 5,6 x 5,6 Å	10 - 100	Larges pores
Mordénite, 2-D,	7 x 6,5 & 5,7 x 2,6 Å	4,5- 5 ,5	Larges pores
Linde type L, 1-D,	7,1 Å	4,5- 12	Larges pores
Linde type A	4,1 Å	1-1,5	Petits pores
ZSM-5	5,4 x 5,6 Å	7-100	Pores moyens
ZSM-12, 1-D,	5,6 x 6,1 Å	30-50	Larges pores

Tableau II.1. Caractéristique de certaines zéolithes utilisées dans le raffinage.**II.5.3.3. Les zéolithes dans les procédés industriels :**

Il est clair que l'utilisation des zéolithes dans les procédés de craquage catalytique a bouleversé le monde de raffinage dans la voie de valorisation et d'amélioration des produits pétroliers.

Les catalyseurs de FCC se présentent sous la forme de microsphères de 60 µm de diamètre contenant une zéolithe de type FAU (Faujasite) enrobée dans une matrice constituée d'une fraction non zéolitique catalytiquement active, d'un diluant de type kaolinite et d'un liant pour maintenir la cohésion des divers éléments.

Le catalyseur commercial contient environ [23] :

- 10% ÷ 15% d'alumine (Al_2O_3).
- 85% ÷ 90% de silicate.

Les divers essais analytiques déterminent les propriétés de zéolite, ces essais fournissent les informations sur [12] :

- La force
- Le type
- Le nombre
- La distribution des sites acides

Les essais additionnels peuvent également fournir des informations au sujet de la superficie et de la distribution de pore. Les trois plus communs sont [12] :

- Le paramètre de la maille élémentaire en "Å".
- La teneur en terre rare.
- La teneur en sodium

Nature zéolithes	Composition chimique	d	Densité gr/cm ³	d.f.a.c. Å	Volume poreux cm ³ /gr
Zéolithe A	$Na_{12}(AlO_2)_{12}(SiO_2)_{12}$	27	1,33	4,2	0,20
Faujasite	$(Na_2,K_2,Ca)_{29,5}(AlO_2)_{59}$	235	1,31	8-10	0,35
Zéolithe X	$Na_{86}(AlO_2)_{86}(SiO_2)_{106}$	264	1,31	8-10	0,36
Zéolithe Y	$Na_{56}(AlO_2)_{56}(SiO_2)_{136}$	264	1,30	8-10	0,35
Mordonite	$Na_8(AlO_2)_8(SiO_2)_{40}$	24	1,72	4 à ou 7	0,14

Tableau II.2. La composition et les caractéristiques structurales de quelques zéolithes [24]

II.5.3.4. Type de zéolithe "Y" utilisé dans le FCC [25]

Selon l'activité et la sélectivité désirées ; les diverses formes suivantes de la zéolithe Y peuvent être présentes dans les catalyseurs des procédés FCC.

- **REY** : Cette zéolithe très active grâce à sa forte densité acide (UCS élevée) favorise le transfert d'hydrogène et donc la production de coke et de l'essence à faible indice d'octane à des rendements élevés.
- **HUSY** : Cette zéolithe qui s'équilibre à de très faible densité acide UCS f 24.26 présente une très faible densité acide peu propice au transfert d'hydrogène. Elle permet de réduire la production de coke et d'améliorer l'indice d'octane de l'essence mais avec des rendements un peu plus faibles en cette dernière.
- **REHY et REHUSY** : elles ont des propriétés intermédiaires entre les deux précédentes, leur performance sont reliées étroitement à la teneur en terre rares.
- **DY** : des traitements chimiques appropriés de la zéolithe HUSY permettent d'éliminer tout ou partie des EFAL ; la zéolithe DY ainsi obtenue présenterait par rapport à la forme HUSY une activité un peu plus élevée et une tendance plus faible à produire du coke.

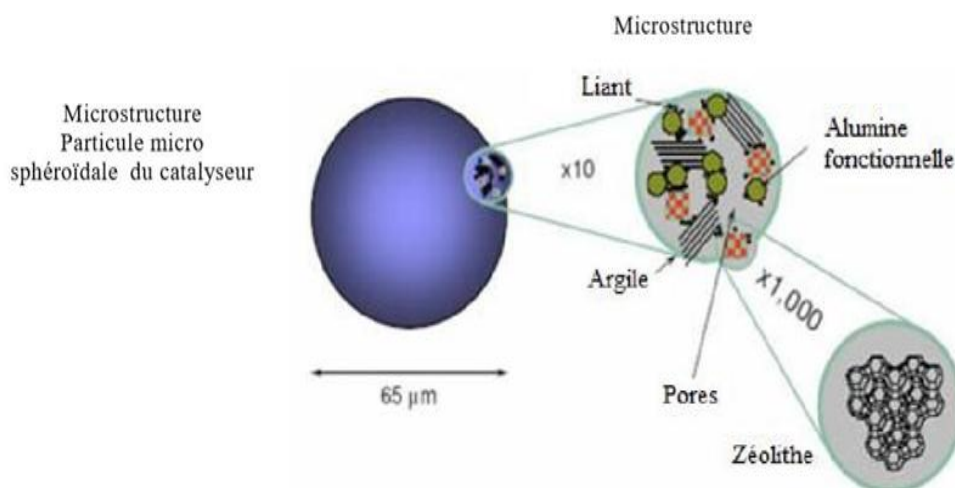


Figure II.8. Schéma de la composition des catalyseurs de FCC et de leur fonction [26].

II.5.3.5. Désactivation et régénération des zéolithes

Le cokage doit d'abord être considéré comme une véritable réaction [27].

La formation de « coke » fait intervenir de nombreuses étapes successives, la plupart d'entre elles étant biomoléculaires : condensation, transfert d'hydrogène.

Généralement, il n'est admis que le « coke » réduit l'activité des catalyseurs poreux par quatre modes :

- Limitation de l'accès des molécules du réactif aux sites actifs d'une cage, intersection de canaux ou canal dans lesquels une molécule de « coke » est localisée.
- Blocage de cet accès.
- Limitation.
- Blocage de l'accès du réactif à des sites actifs de cages ne contenant aucune molécule de « coke »

Ces quatre modes de désactivation peuvent successivement exister dans le cas de zéolithes tridimensionnelles ne présentant pas de cages pièges (larges cages avec de petites ouvertures).

La régénération des catalyseurs zéolitiques est généralement réalisée par simple combustion du coke sous courant d'air chaud. Le choix des conditions opératoires est particulièrement important pour limiter la dégradation de la structure zéolitique.

II.6. Formation de coke [27]

La formation de dépôts de coke est un phénomène fréquemment observé dans la majorité des unités RFCC en service. Ces dépôts apparaissent principalement au niveau du réacteur, notamment dans la zone de désengagement, du riser ainsi que des couples de cyclones. La présence de coke peut entraîner des problèmes importants au sein des unités, tels qu'une augmentation des pertes de charge et des incidents d'exploitation majeurs. En outre, l'accumulation de cette couche de coke diminue fortement le débit et perturbe la circulation dans les conduites de transfert. La forme et la géométrie des dépôts peuvent varier, avec des épaisseurs pouvant atteindre 100 mm, voire davantage.

II.6.1. Nature et formes du coke déposé à l'intérieur du réacteur R 203101 [27]

La formation de coke est couramment observée à l'intérieur du réacteur comme un dépôt noir d'une très bonne adhérence sur les parois métalliques des éléments internes et le lining des parois de la calandre (cyclones, dôme de concentration des gaz, cloisons, grilles, conduites, anneaux de vapeur et piquages d'instruments de mesure).

Le coke est souvent déposé sur les fûts de cyclone à 180 degrés de l'extérieur de la volute d'entrée, à savoir hors de vue.

Le coke dans les cyclones peut être potentiellement très gênant puisque toutes les éclats de coke descendant dans le tube plongeant et pourraient restreindre le débit de catalyseur ou de bloquer la vanne à clapet.

La formation de coke se produit également au niveau des piquages des instruments de mesure qui peuvent augmenter la chute de pression de la buse.

La formation de coke dans la ligne de transfert entre la tête du réacteur et la colonne de fractionnement C 203201 est également très fréquente, surtout au niveau des coudes.

II.7. Les Produits finis issus du procédé RFCC

L'objectif important de la plupart des unités de craquage est de maximiser la conversion de produit lourd issu de l'unité topping en essence et GPL.

Les produits du craquage catalytique sont :

1. GPL: $C_1 - C_4$
2. Essences
3. Gasoil (Léger & lourd)
4. Slurry (combustible pour les chaudières).
5. Coke.

II.8. Caractéristiques des produits

Les qualités des produits de la réaction de craquage sont liées de façon complexe a :

- La qualité de la charge.
- Aux conditions opératoires.
- Aux propriétés et à la structure du catalyseur.
- A la technologie employée.

II.9. Trois équilibres à respecter dans le procédé

- Balance carbone (coke produit dans le réacteur est brûlé dans le régénérateur).
- Balance thermique (chaleur générée par combustion du coke au régénérateur absorbée au réacteur pour vaporiser et craquer l'alimentation).
- Balance de pression (assure la circulation du catalyseur entre réacteur et régénérateur).

Chapitre III : Analyse et vérification des paramètres de fonctionnement de l'unité RFCC

Introduction

Le craquage catalytique est le procédé du raffinage le plus important et le plus employé pour convertir les fractions lourdes en produits qui ont plus de valeur.

Le craquage catalytique à lit fluidisé comporte trois fonctions de base :

- Réaction : la charge réagit avec le catalyseur et est fragmentée en différents hydrocarbures.
- Régénération : le catalyseur est réactivé par combustion du coke.
- Fractionnement : les produits de craquage sont séparés en diverses fractions.

Pour assurer le fonctionnement de ces trois fonctions on doit vérifier les paramètres principaux qui influencent la section de CCF, et le rendement des produits finis de l'unité RFCC. Donc, on va calculer :

- Bilan matière : on calcule le bilan matière de réacteur et de colonne de fractionnement pour vérifier le débit de charge, catalyseur et de produits (reflux) ainsi que de pression et la température des produits au sommet de la colonne.
- Bilan thermique: l'établissement de bilan thermique de réacteur et de colonne de fractionnement est nécessaire pour vérifier la température.
- L'activité de catalyseur : des analyses pour déterminer la micro-activité du catalyseur et la chromatographie pour déterminer les produits finis.
- Le dimensionnement de la colonne de fractionnement pour vérifier que le débit de la charge et de produits sont accord aux designs.

III.1. Les conditions et la nature de RFCC

La charge du procédé RFCC est le résidu (BRA) de fond de colonne (C201101) de l'unité de distillation atmosphérique

Les conditions caractéristiques de la charge alimentant l'unité RFCC sont:

- Densité de la charge est la caractéristique la plus importante qui influe sur le rendement (elle indique le degré de saturation des molécules)
- Une densité faible est l'indice d'une forte teneur en hydrogène qui traduit le potentiel de la charge à se convertir facilement en produits nobles (les gaz et les essences)
- Une densité forte est l'indice de l'aromaticité élevée qui traduit la résistance de la charge au craquage et son potentiel à donner des huiles lourds aromatique

Certaines propriétés caractérisent le degré de pollution de la charge, influent sur le bilan thermique et la stabilité du catalyseur.

propriétés	Résiduel atmosphérique > 350°C
Densité g/cm ³ (12°C)	0,9215
Viscosité mm ² /s (80 °C)	31,36
T=100°C	17,75
Masse moléculaire	462
Carbone résiduel en m%	5,5
Teneur en soufre en m%	0,24
Teneur en azote en m%	0,17
Ni, en ppm	22,9
V, en ppm	0,3
Fe, en ppm	3,2

Tableau III.1. Natures principales de la matière première.

III.2. Catégorie du catalyseur

On a plusieurs produits en série de catalyseur à sélectionner, en général on adopte le crible moléculaire en Y pour unité de matière fondamentale du catalyseur principale et on adopte le catalyseur de type HY et REY selon la nature du pétrole brut.

Si la quantité de catalyseur rencontrée par 1Kg d'alimentation est importante donc l'intensité de craquage est élevée.

Le choix de catalyseur doit tenir compte de la nature de la charge et de l'objectif visé par le raffineur.

Si on choisit une zéolite de type HUSY à une faible activité de matrice donc on va minimiser la production de coke avec l'inconvénient d'avoir à accepter une conversion insuffisante des fractions les plus lourdes.

Si on choisit la zéolithe REHY plus riche en terres rares et d'une plus forte activité de matrice donnera des meilleurs résultats de rendement et de qualité de produit [13].

III.2.1. Les propriétés typiques du catalyseur ACHIEVE®-276 et promoteur de combustion CP®5 de FCC de la raffinerie d'Adrar

▪ **ACHIEVE® -276**

Propriétés chimiques (base sèche)	
Al ₂ O ₃ (%) poids	52
Na ₂ O(%) poids	0,33
RE ₂ O ₃ (%) poids	3,3
Propriétés physiques	
Surface spécifique (m/g)	315
Volume poreux (ml/g)	0,41
Densité apparente (g/ml)	0,77
Pertes au feu (%) poids	7
Index d'attrition	5
Distribution granulométrique	
0 – 20 μm (%)	2
0 – 40 μm(%)	12
0 – 80μm(%)	52
0 – 149μm(%)	92
Moyenne (μm)	77
Micro activité (%) poids	80

▪ **CP[®]5**

Teneur Nominale en platine (ppm)	500
Distribution granulométrique	
0 – 20 μm (%)	1
0 – 40 μm (%)	5
Moyenne (μm)	70
Densité apparente (g/ml)	0,91
Index d'attrition	5

III.2.2. Activité de catalyseur

Dans la production on doit sélectionner le catalyseur à activité adapté selon la nature de la matière, le plan du produit et le type du dispositif.

Si l'activité équilibrée du catalyseur est plus haute, le coefficient de transformation augmentera.

Si l'activité du catalyseur diminue (à cause de la pollution des métaux lourds), la sélectivité devient sensiblement basse, le rendement du gaz et du coke augmente et le rendement de l'essence diminue.

III.3. Technique d'analyse

II.3.1. La chromatographie en phase gazeuse (CPG) [28]

Est comme toutes les techniques de chromatographie, une technique qui permet de séparer des molécules d'un mélange éventuellement très complexe de nature très diverses.

Elle s'applique principalement aux composés gazeux ou susceptibles d'être vaporisés par chauffage sans décomposition.

Elle est de plus en plus utilisée dans les principaux domaines de la chimie, mais aussi en parfumerie ou en œnologie.

Le mélange à analyser est vaporisé à l'entrée d'une colonne, qui renferme une substance active solide ou liquide appelée phase stationnaire, puis il est transporté à travers celle-ci à l'aide d'un gaz porteur (ou gaz vecteur).

Les différentes molécules du mélange vont se séparer et sortir de la colonne les unes après les autres après un certain laps de temps qui est fonction de l'affinité de la phase stationnaire avec ces molécules.

➤ **Principe de la CPG**

La chromatographie en phase gazeuse est un procédé de séparation pour les mélanges gazeux complexes ainsi que pour les liquides et les solides vaporisables sans décomposition. C'est sans doute la principale contrainte qu'il faut savoir apprécier avant de choisir cette technique, puisqu'elle limite son emploi. La CPG repose sur l'adsorption ou le partage d'un mélange en deux phases non miscibles. La phase mobile est un gaz qui balaie en permanence la colonne et qui est encore appelé gaz vecteur. La phase stationnaire est un solide (chromatographie d'adsorption) ou un liquide (chromatographie de partage).

Les solutés à séparer doivent pouvoir être entraînés au sein de la phase mobile.

➤ **Chromatogramme**

C'est un diagramme montrant l'évolution du signal du détecteur (proportionnel à la concentration en soluté) en fonction du temps de rétention.

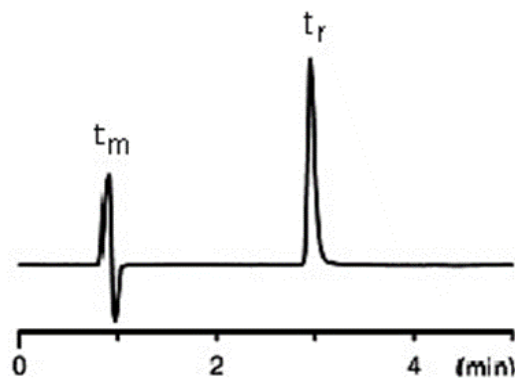


Figure III.1. Chromatogramme L'analyse

Du chromatogramme permet une analyse :

- Qualitative : identification et position du pic.
- Quantitative : aire des pics.

III.3.2. Détermination de la micro activité du catalyseur régénéré de l'unité de craquage catalytique RFCC [29]

 Mode opératoire

- Mettre l'appareil "WFS-1D Auto MAT Unit" en marche.
- Attendre que la température du four atteigne la valeur opératoire qui est de 460°C
- Mettre le chromatogramme en marche, appuyer sur system, allumer la flamme et le laisser stabiliser.

-
- Vérifier que le b  cher d'alimentation contenant le gasoil standard est assez rempli et que la sonde d'aspiration y est plongée.
 - Vérifier la masse du gasoil standard introduit par l'injection automatique en appuyant sur START mais après avoir taré le b  cher récepteur; cette masse devra être égale à $1,56 \pm 0,02$ g.
 - Préparer le tube réacteur à lis fixe en le nettoyant bien avec de l'acétone, puis le sécher avec de l'air.
 - Introduire un morceau aplati de laine de verre dans le tube réacteur puis le faire descendre au fond du réacteur de tel façon à former un tamis de laine de verre qui laissera la phase liquide passée mais retiendra les grains de catalyseur.
 - Introduire 5g de catalyseur régénéré dans le tube réacteur.
 - Fermer le tube et serrer bien à l'aide d'une clef à molette ou une clef à griffe.
 - Avec une barre en acier donner plusieurs coups au tube réacteur pour entasser le catalyseur bien au fond, et vérifier qu'il n'y a pas fuite du catalyseur en bas de tube.
 - Placer le réacteur à l'intérieur du four et laisser chauffer pendant 1 heure.

Préparation du dispositif de récupération des produits de l'essai

Ce dispositif est constitué des éléments suivants:

- Une mini-fiole
- Un b  cher
- Deux aiguilles spéciales avec bouchon. La petite aiguille est employée comme chemin  , elle permettra l'évacuation vers l'atmosphère des produits incondensables résultants du craquage de notre gasoil standard. La grande aiguille assure le couplage de la fiole au tube réacteur
- Ces éléments doivent être nettoyés à l'acétone puis séchés pour écarter toute trace du produit de l'analyse antécédente.
- Le b  cher contenant l'ensemble des éléments doit être pesé puis taré à 0.

-
- Assembler le dispositif avec l'extrémité inférieure du tube réacteur, utiliser du téflon au niveau des raccordements pour assurer plus d'étanchéité voir figure 1.
 - La fiole doit être plongée dans un bain glacé à 0°C
 - Placer le tuyau d'injection de l'échantillon standard à l'extrémité supérieure du tube réacteur, utiliser là aussi du téflon
 - Appuyer sur le bouton START pour lancer l'injection du gasoil standard à l'intérieur du tube réacteur.
 - Un signal sonore de l'appareil témoigne de la fin de l'essai
 - Enlever l'aiguille cheminée
 - Désunir la fiole du réacteur, placer immédiatement le bouchons de la grande aiguille puis peser le tout (fiole+aiguille+bécher). La masse trouvée représente la masse des produits des réactions de craquage survenues dans notre tube réacteur.
 - Si la masse obtenue est supérieure ou égale à 1,2 g passé à l'analyses chromatographique du produit, si non, répéter l'essai.

Une fois l'analyse chromatographique terminée calculer la micro-activité par la formule suivante :

$$MA = 100 - \frac{W_1 \times (100 - \frac{A_1}{A_1 + A_2} \times 100)}{W}$$

Chapitre III Analyse et vérification des paramètres de fonctionnement de l'unité RFCC

Avec :

W1 : masse du produit récupéré dans la fiole.

W : masse du gasoil injecté.

A1 : pourcentage de l'essence donné par l'analyse chromatographe

A2 : pourcentage du gasoil donné par l'analyse chromatographique.

Etapes de l'analyse chromatographique pour la détermination de la micro Activité

- Allumer le PC.
- Allumer le chromatographe.
- Appuyer sur la touche **système**.
- Allumer la flamme du canal 2 en appuyant simultanément sur le bouton **IGNIT** et le briquet à étincelle.
- Donner au chromatographe un temps suffisant pour se stabiliser.
- Revenir au bureau du PC, double clic sur l'icône raccourci **N2000**.
- Il s'affiche la fenêtre (1) pour le choix du canal, **choisir le chemin2, puis un Clic sur OK**.
- Une autre fenêtre (2) s'ouvrira.
- Un clic sur la troisième icône en haut à la droite de cette fenêtre. La traduction Anglaise de l'icône est **Acquière Data**.

-
- Une troisième fenêtre, on ligne (3), s'ouvrira. A la droite de cette dernière, huit Cases pour le réglage de quelques paramètres de l'analyse, Cliquer sur la 7ieme Case.
 - Réduire le temps de l'analyse de 60min à 15min puis un clic sur **OK**.
 - Réduire la fenêtre (3) puis le programme **N2000** pour revenir au bureau du **PC**.
 - Un double clic sur l'icône **N2010**, une fenêtre avec deux GC s'affiche,
 - un clic sur le GC du côté gauche, une fenêtre (4) avec une icône bleu **N2010**
S'affichera.
 - Réduire la fenêtre (4).
 - Préparer 0,4 μ L d'échantillon dans une micro-seringue adéquate, en s'assurant
D'avoir chassé toutes les bulles d'air.
 - Rétablir la fenêtre on ligne (3).
 - Cliquer sur la 1iere et 8ieme case de la fenêtre (3), injecter l'échantillon puis
Appuyer sur **Start** du GC. Ces trois opérations doivent être réalisées en un laps
De temps très court. La seringue doit être retirée immédiatement après l'injection.
 - Une fois l'analyse terminée (15 min après l'injection), un tableau récapitulatif
De tous les tests s'affiche sur le bureau.
 - Cliquer sur **S (Save)** pour enregistrer le dernier résultat.
 - Rétablir la page **N2010**.
 - Aller vers l'icône (**ouvrir fichier**) et cliquer une seule fois.
 - Aller vers la fenêtre qui s'affiche au milieu, cliquer sur la petite fléchette.

- Choisissez [***dat**], puis un double clic sur le dernier résultat de la liste, il doit
Correspondre à notre dernier test, assurez-vous en vérifiant la date.
- La liste de tous les piques obtenus par l'analyse chromatographique s'affiche
En bas.
- Cliquer sur l'icône (5) tout à fait en bas marquée par un tableau bleu avec un **G**
À l'intérieur et en fin le résultat final, % gas et % diesel, s'affiche, OUF.
- Passer au calcul en utilisant la formule connue.

Figure III.2. L'appareil WES-1D Auto MAT Unit**Figure III.3.** Le gasoil standard
comme charge pour le réacteur à lit fixe.**Figure III.4.** Les produits finis du
craquage catalytique.

Les jours	10 mars	17 mars	24 mars	31 mars
MA	65,1	64,3	68,6	68,1

Tableau III .2. Les résultats de la micro activité du catalyseur régénéré pendant le mois de mars 2019 : (les analyses de la micro activité sont effectuées une fois par semaine).

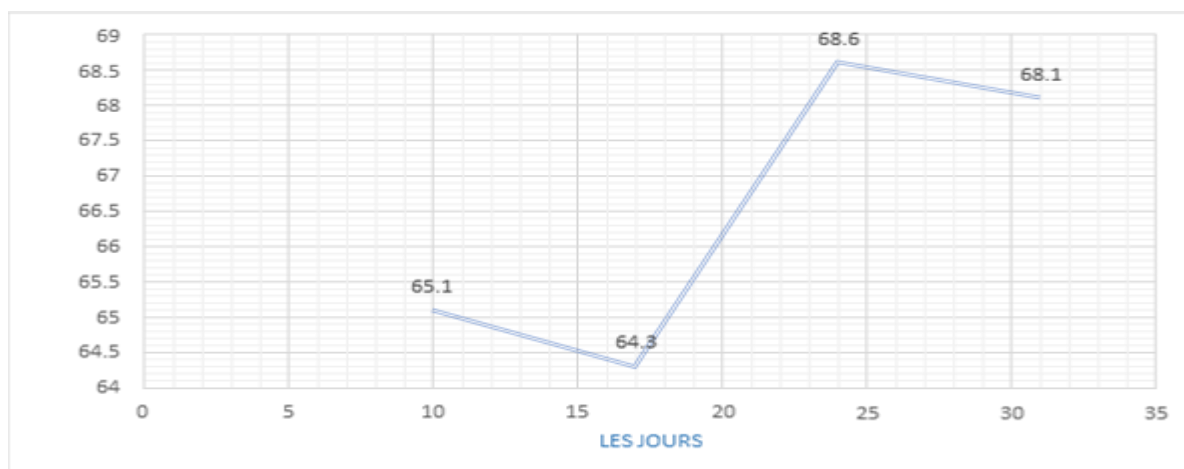


Figure III .5. Variation de la micro activité du catalyseur régénéré pendant le mois de mars 2019.

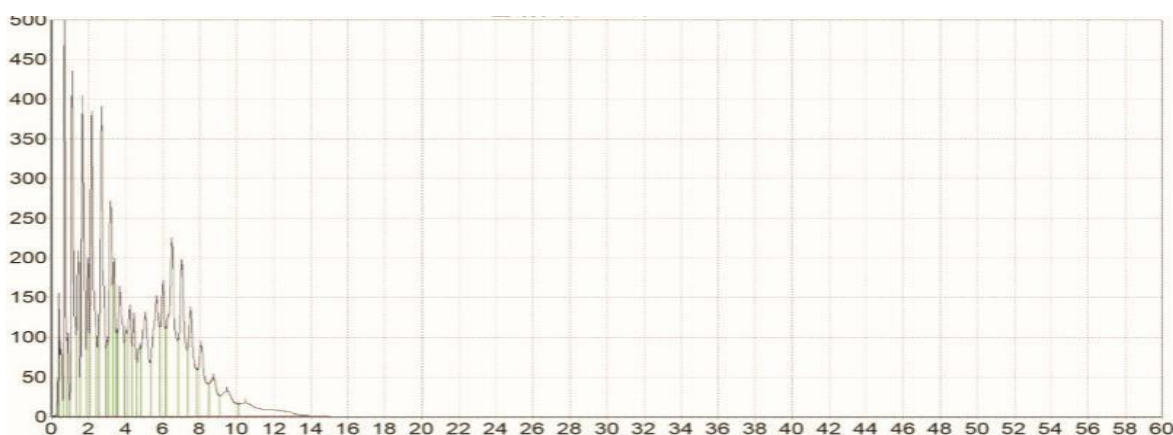


Figure III.6. Chromatogramme CPG des produits de réaction de craquage du gasoil standard par le catalyseur ACHIEVE®-276 et promoteur de combustion CP®5(x= minute, y= millivolt).

Interprétation et Discussion

La nature et la dose du catalyseur du système réaction-régénération peuvent toutes directement influencer le changement de la profondeur de réaction et de la distribution du produit, elles peuvent causer la variation du niveau hydrométrique en bas de la colonne et de l'opération de toute la colonne.

Au début, la quantité de catalyseur frais au niveau du système réaction-régénérateur est 45-55 tonnes avec une micro activité de 80 (%) poids.

Après certains temps, la micro activité de catalyseur régénéré diminue, comme indiqué dans la Figure IV.5, en raison de la perte de la quantité du catalyseur régénéré au cours de la réaction, c'est pour cela, on doit donc régler à temps la dose du catalyseur frais selon le changement de la nature du catalyseur et de la matière première pour assurer la quantité du produit.

La dose du catalyseur frais injecte quotidiennement est d'environ 600 kg jusqu'à 1 tonne par jour, avec une quantité du promoteur de combustion CP®5 égale environ 10 kg/semaine.

III.4. Les conditions opératoires

Il existe plusieurs conditions opératoires utilisées dans le RFCC, nous essayons de présenter ci-dessous quelques conditions :

III.4.1. Température

Elle est d'ordre de 550°C, elle accélère la vitesse de la réaction, si la température augmente ; le rendement en essence diminue et le coke diminue aussi.

III.4.2. Pression

L'augmentation de la pression favorise la conversion ainsi que la production des gaz et l'essence produite aura caractère oléfinique.

Le rendement diminue, le nombre d'octane diminue et la production de coke augmente ($P < 2\text{bars}$).

III.4.3. Vitesse spatiale

La vitesse spatiale ou V.V.H est le rapport du débit volumique de la charge sur le volume du catalyseur, à mesure que le débit de la charge augmente, la vitesse spatiale augmente ce qui implique le temps de contact diminue et le degré de conversion diminue

III.5. Rendement de charge résidu et de produits finis de l'unité RFCC d'Adrar

Charge et produits (T/J) (mars 2019)	Charge résidu (BRA) (T/J)	Dry gas (T/J)	GPL (T/J)	Gasoline (T/J)	Diesel (T/J)	Slurry (T/J)	Coke (T/J)
21	510	30	82	246	89	8	55
22	562	36	115	240	95	14	62
23	587	35	101	247	144	8	52
24	569	36	97	229	135	19	53
25	568	40	101	251	103	8	65
26	578	40	95	252	123	15	53
27	536	36	101	234	104	9	52
28	525	32	91	235	105	13	49
29	535	31	92	244	109	12	49
30	537	39	83	235	107	13	53
31	527	36	86	223	108	16	58

Tableau IV.3. Rendement de l'unité de craquage catalytique RFCC d'Adrar (Année 2019).

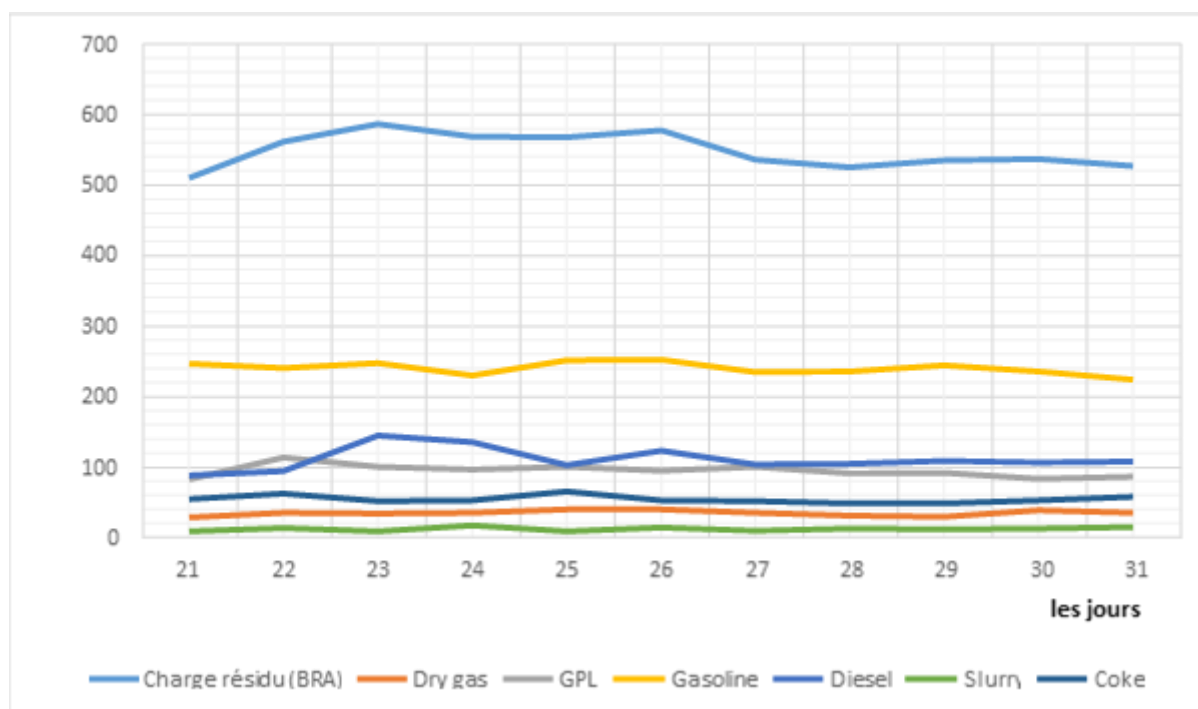


Figure III.7. Variation du rendement de charge et produits de l'unité RFCC pendant 11 jours

Interprétation et Discussion :

Sur cette courte période on constate que la conversion atteint son maximum pour une charge en résidu de 587 T/J.

La plus faible conversion est obtenue avec une charge en résidu de 510 T/J.

Le rendement optimal en essence est de 44 % de charge résidu à une valeur de 252 T/J alors que le rendement le plus faible est de 40 % de charge résidu.

Le rendement élevé en essence est expliqué par la composition chimique de la charge et l'objectif visé par le raffineur.

La production d'essence augmente c'est à dire la teneur en paraffine de la fraction saturée diminue alors que la teneur en naphtènes augmente.

La formation de coke et de gaz est petite, cela signifie que la teneur en paraffines est diminuée.

Le rendement en gasoil est diminué en raison d'une composition chimique de la charge qui pourrait avoir des cycles alkylés. Ces alkyles se détachent des structures et se comportent comme des paraffines ou des oléfines ainsi que le but de l'unité est d'orienter le craquage vers la production maximum d'essence (50%) et des GPL.

III.6. Influence de propriétés de charge sur les rendements [30]

La propriété la plus simple qui influence directement les rendements est la densité de la charge, elle indique le degré de saturation des molécules.

Ainsi une faible densité est l'indice d'une forte teneur en hydrogène qui traduit le potentiel de la charge à se convertir facilement en produits nobles comme l'essence ou les gaz liquéfiés.

A l'inverse, une forte densité est l'indice d'une aromaticité élevée qui traduit la résistance de la charge au craquage et son potentiel à donner des huiles lourdes aromatiques comme HCO et Slurry.

Certaines propriétés caractérisent le degré de la pollution de la charge, elles influencent le bilan thermique et la stabilité du catalyseur.

C'est le carbone résiduel qui est l'indice principal de la présence de résidu.

En général l'augmentation du carbone résiduel implique également une augmentation de la teneur en asphaltènes et en métaux comme le nickel et le vanadium.

Un carbone résiduel élevé est synonyme d'augmentation du rendement en coke et de la température du régénérateur ; la simultanéité de la présence de métaux entraîne une consommation plus importante du catalyseur afin de maintenir son activité.

La conséquence indirecte de l'augmentation de la température du régénérateur est la diminution de la conversion.

Enfin d'autres propriétés influencent directement le bilan thermique et indirectement les rendements, telles que l'intervalle de distillation et la viscosité ; ces deux propriétés influencent la qualité de l'atomisation et de la vaporisation de la charge dans le réacteur.

Une forte viscosité et un point final de distillation trop élevé expliquent la formation d'un coke parasite additionnel qui entraîne l'augmentation de la température du régénérateur et la diminution de la conversion.

III.7. Qualités des produits finis

Les qualités des produits de la réaction de craquage catalytique sont liées de façon complexe à la qualité de la charge, aux conditions opératoires, aux propriétés et à la structure du catalyseur mais également à la technologie employée [13].

III.7.1. Indices de la qualité d'essence normale

L'essence produite (50% environ de rendement) est de qualité moyenne (RON 92-MON 89) Elle doit subir des traitements pour éliminer les mercaptans à odeur désagréable et corrosifs.

Propriétés	Spécifications	Résultats
Densité 15/4	0.710 -0.765	0,7283
Tension de vapeur (Bar)	0.800 Max	0,672
Doctor test	Négatif	Négatif
Nombre d'octane recherche (RON)	89 Min	91,1

Tableau III .4. Indices de la qualité d'essence normale 10 mars 2019.

III.7.2. Indices de la qualité de diesel

La coupe moyenne issue du craquage catalytique, que l'on appelle LCO (Light Cycle Oil) est trop dense, trop riche en soufre et en aromatiques.

Chapitre III Analyse et vérification des paramètres de fonctionnement de l'unité RFCC

Les aromatiques étant réfractaire au craquage catalytique conservent leurs structure et se retrouvent à forte teneur dans le gasoil, ce qui abaisse son indice de cétane.

Le gasoil de RFCC est non conforme donc les raffineurs introduisent ce dernier dans le brut pour récupérer des quantités importantes d'hydrocarbures et de les valoriser.

Propriétés	Spécifications	Résultats
Densité 15/4 (g/cm ³)	0.81 -0.86	0,9193
Couleur	2.5 Max	1,9
Point d'éclair (°C)	55 Min	75
Point d'écoulement (°C)	-12 Min	-33
Indice de cétane	20 Min	26,4

Tableau III.5. Indices de la qualité de diesel 10 mars 2019.

III.8. Calcul de réacteur

Bilan matière du réacteur

Pour vérifier le bilan matière du réacteur à lit fluidisé de l'unité RFCC, nous avons effectué les calculs suivants :

III.8.1 Volume de la charge

$$V_{ch} = \frac{G_{ch}}{\rho_4^{20}} \dots \dots \dots (III .1)$$

Où :

G_{ch} : le débit de la charge en kg/h (est égale 32300 kg/h)

ρ^{20} : la masse volumique de la charge en (kg/m³) est égale 877 m³/kg

Donc

$$V_{ch} = \frac{32300}{877} = 36,8301 m^3$$

III.8.2. Volume du catalyseur dans le réacteur

$$V_{cat}^r = \frac{V_{ch}}{W} \dots \dots \dots (III.2)$$

Où :

V_{ch} : est le volume de la charge en m³

W : est la vitesse spatiale (0,5 – 2,5 h⁻¹)

Donc :

$$V_{cat}^r = \frac{36,8301}{1,5} = 24,5534 m^3$$

III.8.3. La masse du catalyseur dans le réacteur

$$M_{cat}^r = V_a^r \times \rho_{cat} \dots \dots \dots (III.3)$$

V_a^r : Volume du catalyseur dans le réacteur

ρ_{cat} : La masse volumique apparente (700 – 750 Kg/m³)

Donc :

$$M_{cat}^r = 24,5534 \times 750 = 18415,05 \text{ kg}$$

III.8.4. Volume du lit fluidisé

$$V_{cat}^r \times \rho_{cat} = V_{cat}^{fluide} \times \rho_{fluide} \Rightarrow V_{cat}^{fluide} = \frac{\rho_{cat}}{\rho_{fluide}} \times V_{cat}^r \dots \dots \dots (III.4)$$

Où :

V_{cat}^r : Le volume du catalyseur dans le réacteur en m³

ρ_{cat} : La masse volumique de catalyseur en kg/m^3

ρ_{fluide} : Masse spécifique du catalyseur dans le lit fluidisé ($\rho_{fluide} = 400 kg/m^3$)

Donc :

$$V_{cat}^{fluide} = \frac{750 \times 24,5534}{400} = 46,0376 m^3$$

III.8.5. Débit du catalyseur passant à travers le réacteur

$$G_{cat} = 60 \times \frac{M_{cat}^r}{\zeta} \dots \dots \dots (III.5)$$

Où :

M_{cat}^r : La masse du catalyseur dans le réacteur en kg.

ζ : Temps de séjour du catalyseur dans le réacteur (5 – 12 mn).

Donc :

$$G_{cat} = 60 \times \frac{18415.05}{10} = 110490,3 kg/h$$

III.8.6. Vapeur d'eau pour le stripage

La vapeur d'eau pour stripper le catalyseur est de (2 -3) % par rapport à la charge.

$$G_{ve} = (2,5/100) \times G_{ch} \dots \dots \dots (III.6)$$

Où :

G_{ch} : le débit de la charge en kg/h (est égale 30200 kg/h).

Donc :

$$G_{ve} = (2,5/100) \times 32300 = 807,5 \text{ kg/h}$$

III.8.7. Taux de conversion

La conversion (C) d'une charge est le pourcentage de charge converti en coke et en produits plus légers que le LCO (Light Cycle Oil) ou slurry.

$$C = (\% \text{gaz} + \% \text{ess} + \% \text{coke} \% \text{perte})$$

Où :

$\% \text{gaz}$: Le pourcentage de charge converti en gaz

$\% \text{ess}$: Le pourcentage de charge converti en essence

$\% \text{coke}$: Le pourcentage de charge converti en coke $\% \text{perte}$:

Le pourcentage de charge converti en perte Donc :

$$C = 19 + 42,5 + 9 + 0,5 = 71 \%$$

III.8.8. Masse du coke non brûlé

Elle est de l'ordre de 0,224% par rapport à la charge.

$$M_{coke} = \left(0, \frac{224}{100}\right) \times G_{ch} \dots \dots \dots \text{(III.7)}$$

Donc :

$$M_{coke} = (0,224 / 100) \times 32300 = 72,352 \text{ kg/h}$$

- Le bilan de matière est représenté dans le tableau suivant :

Description	Value		
	W%	Kg/h	t/a
Entrée			
Charge BRA	100	32300	258400
Vapeur d'eau	2,5	807,5	6460
Catalyseur	342,059	110490,3	883922,4
Coke non brûlé	0,224	72,352	578,816
Total	----- -	143670,152	1149361,216
Sortie			
<i>Dry gaz</i>	5	1615	12900
<i>LPG</i>	14	4522	36200
<i>Essence</i>	42,5	13728	109800
<i>Diesel (LCO)</i>	23	7429	59400
<i>Slurry</i>	6	1938	15500
<i>Coke</i>	9	2907	23300
<i>Coke non brûlé</i>	0,224	72,352	578,816
<i>Vapeur d'eau</i>	2,5	807,5	6460
<i>Catalyseur</i>	342,059	110490,3	883922,4
Perte	0.5	161	1300
Total	-----	143670,152	1149361,216

Tableau III.6. Bilan de matière pour l'unité de craquage catalytique RFCC d'Adrar (Année 2018).

Bilan thermique du réacteur

Dans cette partie nous avons vérifié le bilan thermique du réacteur à lit fluidisé de l'unité RFCC pour but de déterminer la quantité d'énergie thermique à l'entrée et sortie du réacteur et les pertes de chaleur, si pour cela nous avons effectué les calculs suivants :

- Calcul des enthalpies à l'entrée du réacteur

III.8.9. Enthalpie de la charge

$$h = [50,2 + 0,109t + 0,00014t^2] \times (4 - d^{15}) - 73,8 \dots \dots \dots (III.8)$$

Où :

d^{15} : la densité de la charge à 15°C est égale (0,88 kg/m³)

t : la température de la charge à l'entrée du réacteur (210 °C)

Donc :

$$h = [50,2 + 0,109 \times 210 + 0,00014 \times 210^2] \times (4 - 0,88) - 73,8$$

$$h = 173,503 \text{ kcal/kg}$$

III.8.10. Enthalpie du catalyseur

$$h_c = C_p \times t_c \dots \dots \dots (III.9)$$

Où :

C_p : la chaleur spécifique du catalyseur donnée par le fournisseur (0,23 – 0,26 kcal/kg. °C)

t : la température d'entrée du catalyseur (688,4 °C)

Donc :

$$h_c = 0,25 \times 688,4$$

$$h_c = 172,1 \text{ kcal/kg}$$

III.8.11. Enthalpie de la vapeur d'eau injecté dans la ligne de transfert

$$h_{ve} = C_{ve} \times t \dots \dots \dots (III.10)$$

Où :

C_{ve} : la chaleur spécifique du vapeur d'eau (0,724 kcal/kg. °C)

Donc :

$$h_{ve} = 0,724 \times 210$$

$$h_{ve} = 152,04 \text{ kcal/kg}$$

III.8.12. Enthalpie de la vapeur d'eau de purge

$$h_{vp} = C_{ve} \times t \dots \dots \dots (III.11)$$

Donc :

$$h_{vp} = 0,724 \times 100$$

$$h_{vp} = 72,4 \text{ kcal/kg}$$

- Calcul des enthalpies à la sortie du réacteur

III.8.13. Enthalpie des gaz

$$h_g = \sum X_i \times h_i \dots \dots \dots (III.10)$$

Où :

X_i : le pourcentage de chaque composant (%)

h_i : l'enthalpie de chaque composant (kcal/kg)

Composition	X _i %	h _i (kcal/kg)	X _i × h _i (kcal/kg)
H ₂ S	4,789	126,5	6,058
H ₂ méthane	1,154	1600,0	18,464
éthylène	5,885	468,0	27,541
éthane	11,540	340,0	39,236
propane Propène	5,077	450,0	22,846
n.butane	23,082	430,0	99,252
i.butane	7,502	182,0	13,653
i.butène	3,463	440,0	91,405
n.butane	6,925	430,0	14,890
	9,809	398,0	27,561
		397,7	39,010
Total	100%	-----	399,943

Tableau III.7. Calcul l'enthalpie des gaz.

Donc :

$$h_g = 399,943 \text{ (kcal/kg)}$$

III.8.14. L'enthalpie de (l'essence, diesel, slurry)

$$h = [50,2 + 0,109t + 0,00014t^2] \times (4 - d_{15}) - 73,8 \dots\dots\dots \text{(III 11)}$$

Donc :

Les produits	t (°C)	d ¹⁵ (kg/m ³)	h (kcal/kg)
Essence	500	0,728	384,136
Diesel	500	0,937	354,101
Slurry	500	1,0524	337,980

Tableau III.8. Illustre les résultats du calcul de l'enthalpie de (l'essence, diesel, slurry)

III.8.15. L'enthalpie de (la vapeur d'eau, catalyseur, coke)

$$h_i = C_i \times t_s \dots\dots\dots \text{(III.12)}$$

Où :

C_{ve.s} : la chaleur spécifique du vapeur d'eau à la sortie du réacteur (0,511kcal/kg. °C).

C_p : la chaleur spécifique du catalyseur donnée par le fournisseur (0,23 – 0,26 kcal/kg. °C).

Coke : la chaleur spécifique du coke (0,3 kcal/kg. °C).

Donc :

Les produits	t (°C)	C _i (kcal/kg. °C)	h _i (kcal/kg)
La vapeur d'eau	500	0,511	255,500
Catalyseur	500	0,25	125
Coke	500	0,3	150

Tableau III.9. Illustre les résultats du calcul de l'enthalpie de (la vapeur d'eau, catalyseur, Coke)

III.8.16. Enthalpie des pertes :

On considère que les pertes sont constituées de gaz, essence et du coke, donc l'enthalpie des pertes sont la moyenne de ces produits.

Produits	$G_i(\text{kg/h})$	$X_i \text{ mass}$	$h_i (\text{kcal/kg})$	$X_i \times h_i (\text{kcal/kg})$
Gaz	6137	0,270	399,910	107,975
Essence	13728	0,66	384,136	235,529
Coke	2907	0,07	150,000	10,500
Totale	22772	1	-----	354,004

Tableau III.10. L'enthalpie des pertes.

Donc : $h_{\text{perte}} = 354,004 (\text{kcal/kg})$

- Le bilan thermique est représenté dans le tableau suivant :

Produits	T (°C)	G _i (kg/h)	h _i (kcal/kg)	Q (kcal/h)
Entrée				
Charge	210	32300	535,133	17284795,9
Vapeur d'eau de purge	100	588,235	72,4	42588,214
Vapeur d'eau dans Tde	210	330,882	152,04	50307,299
Transfert				
Coke non brûlé	688,4	72,352	189,000	13674,528
Catalyseur	688,4	110490,3	172,1	19015380,63
Total	-----	143781,769	-----	36406746,571
Sortie				
Gaz	500	6137	399,943	2454450,191
Essence	500	13728	384,136	5273410,008
Diesel	500	7429	354,101	2630616,329
Slurry	500	1938	337,980	655005,24
Coke	500	2907	150	436050
Coke non brûlé	500	72,352	189	13674,528
Perte	500	161	354,004	56994,644
Catalyseur	500	110490,3	125	13811287,5
Vapeur d'eau	500	807,5	255,500	206316,25
Total	-----	143670,152	-----	25537804,69

Tableau III.11. Bilan thermique pour l'unité de craquage catalytique RFCC d'Adrar
(Année 2018).

✚ Calcul de la chaleur de la réaction

$$Q_r = \frac{\Delta Q}{G_{ch}} \dots\dots\dots (III.13)$$

Avec :

$$\Delta Q = Q_s - Q_e$$

$$Q_r = \frac{25537804,69 - 36406746,571}{32300}$$

$$Q_r = - 336,500 \text{ kcal/kg}$$

III .9.Calcul de la colonne de fractionnement

On a les données suivantes :

- La température d'entrée à la colonne : $T_e = 500 \text{ }^\circ\text{C}$,
- La pression d'entrée au fond de la colonne $P_e = 3 \text{ atm}$

III .9.1.Nombre de plateaux

- Pour le reflux froid : 3 plateaux.
- Du reflux froid de la colonne jusqu'au soutirage du gas-oil léger : 12 plateaux.
- Pour le reflux circulant intermédiaire : 3 plateaux.
- Du reflux intermédiaire jusqu'au soutirage du gas-oil lourd : 7 plateaux.
- Du gas-oil lourd jusqu'au fond de la colonne : 5 plateaux.

Donc : $N = 3 + 12 + 3 + 7 + 5$

$$N = 30 \text{ plateaux}$$

III.9.2. Quantité de vapeur d'eau

- Quantité entrée avec la charge pour le stripage du catalyseur :

$$Z_1 = 388,23 \text{ Kg/h}$$

- Pour le stripage du liquide au fond de la colonne :

$$Z_2 = [(1,2 - 4,8)/100] \times \text{charge} \dots \dots \dots \text{(III.14)}$$

$$Z_2 = (1,2 / 100) \times 32300$$

$$Z_2 = 387.6 \text{ Kg/h}$$

- Pour le stripage du gas-oil léger :

$$Z_3 = (0,01 - 0,02) \times G_{g,l}$$

$$Z_3 = 0,01 \times 7429$$

$$Z_3 = 74,29 \text{ Kg/h}$$

III.9.3. Température au sommet de la colonne**III.9.3.1. La pression au sommet de la colonne :**

$$P_s = P_e - \frac{N \cdot \Delta P}{760} \dots \dots \dots \text{(III.15)}$$

ΔP : Perte de charge par plateau , $\Delta P = 5 \text{ mmHg}$

$$P_s = 3 - \frac{30 \cdot 5}{760} = 2.8 \text{ atm}$$

III.9.3.2. La quantité du reflux froid

$$G_{r,f} = 2G_{ess} \dots \dots \dots \text{(III.16)}$$

$$G_{r,f} = 2 \times (13728)$$

$$G_{r,f} = 27456 \text{ Kg/h}$$

III.9.3.3. Pression partielle des vapeurs d'essence

$$P_{ess} = P_e * \frac{N_{ess} + N_{ef}}{N_{ess} + N_{r.f} + N_{ve} + N_g} \dots \dots \dots (III.17)$$

$$P_{ess} = 2.8 * \frac{\frac{13728}{98} + \frac{27456}{98}}{\frac{13728}{98} + \frac{27456}{98} + \frac{1880.14}{18} + \frac{6137}{35}} = 1.68 atm$$

Pour dessiner la courbe de flash à 1 atm, on utilise la corrélation de **NELSON** et **HARVY**.

La température de soutirage de l'essence est le point initial de la courbe de flash à 1,68 atm. D'où: **T = 90 °C**

III .9.4 Température de soutirage du gas-oil léger**III.9.4.1 Quantité de reflux du gas-oil léger**

$$G_{r.g.l} = 2 G_{g.l} \dots \dots \dots (III.18)$$

$$G_{r.g.l} = 2 \times 7429$$

$$G_{r.g.l} = 14858 \text{ Kg/h}$$

III.9.4.2 Pression de soutirage du gas-oil léger

$$P_{s.g.l} = P_e * \frac{N * \Delta P}{760} \dots \dots \dots (III.19)$$

$$P_{s.g.l} = 3 - \frac{15 * 5}{760}$$

$$P_{s.g.l} = 2.90 atm$$

La température de soutirage du gas-oil léger est le point initial de la courbe de flash à 0,76 atm. D'où: **T = 190 °C**

III .9.5 La température au fond de la colonne

La température au fond de la colonne est : $T_f = T_e - (40 - 60^\circ\text{C})$ (III.21)

$$T_f = 500 - 60$$

$$T_f = 440^\circ\text{C}$$

III .9.6 Bilan thermique de la colonne

Produits	G_i [kg/h]	T [°C]	Enthalpie [Kcal/Kg]		Q [Kcal/h]
			h_v	h_l	
Entrée					
Gaz	6137	500	399,943	18,315	2454450,191
Essence	13728	500	384,136		5273410,008
Gas-oil léger Reflux	7429	500	354,101		2630616,329
froid	27456	40			603318,689
V.E (réacteur)	919,117	500	152.04		50307,299
V.E (du stripage)	850.12	210	236,380		227166,616
Slurry	1938	440	337,980		655005,24
Total	58457.237				238243723.8
Sortie					
Gaz	6137	90	399.943	354.101	2454450,191
Essence	13728	90	384.136		5273410,008
Gas-oil léger	7429	210			2630616,329
Reflux froid	27456	90	384.136		50307,299
V.E (réacteur)	919,117	90	65.16		94280,264
V.E (stripage)	850.12	90	65.16		98578,856
Slurry	1938	440	337.980		655005,24
Total	58457.237				11167648.19

Tableau III.12. Bilan thermique de la colonne de fractionnement pour l'unité de craquage catalytique RFCC d'Adrar.

III.9.6.1 Calcul ΔQ

La différence entre les quantités de chaleur doit être extraite par le reflux intermédiaire.

$$\Delta Q = Q_e - Q_s$$

$$\Delta Q = 227076075.6 \text{ Kcal/h}$$

III.9.7. Dimensionnement de la colonne**III.9.7.1 Le diamètre de la colonne**

Pour calculer le diamètre de la colonne il faut connaître la section de la colonne la plus chargée de vapeurs et d'habitude cette section se trouve au sommet.

III.9.7.2 Débit des vapeurs au sommet

$$G_{vap} = G_{ess} + G_{reflux} + G_{Ve} + G_{gaz}$$

On a :

$$G_{vap} = 13728 + 27456 + 1880,140 + 6137$$

$$G_{vap} = 49201.14 \text{ Kg/h}$$

III.9.7.3 Volume des vapeurs au sommet

Le débit volumique est calculé d'après la formule suivante :

$$V_{vap} = 22.4 * \frac{273+T_s}{273} * \frac{1}{P_s} * \frac{1}{3600} * \sum N4 \dots\dots\dots(III.22)$$

D'où:

V : débit volumique des vapeurs (m³/h)

V_m : débit molaire des vapeurs (mol/h) $v_m=22.4$ (mol/h)

PS : Pression au sommet de la colonne

TS : Température au sommet de la colonne

Avec :

P_s = 2.8

T_s = 186°C

On calcule d'abord le nombre de moles des vapeurs au sommet :

$$\sum N = \frac{G_{ess} + G_{reflux}}{M_{ess}} + \frac{G_{ve}}{M_{ve}} + \frac{G_{gaz}}{G_{gaz}} \dots \dots \dots \text{(III. 23)}$$

$$\sum N = 1 + \frac{13728 + 49201.14}{98} + \frac{1880.140}{18} + \frac{6137}{35}$$

$$\sum N = 921,929 \text{ Moles/h}$$

Donc le volume des vapeurs est :

$$V_{vap} = 22.4 * \frac{273 + 186}{273} * \frac{1}{28} * \frac{1}{3600} * 921.929$$

$$V_{vap} = 3.444 \text{ m}^3/\text{h}$$

III.9.7.4 La masse volumique des vapeurs à T = 90 °C

$$\rho_{vap}^{90^{\circ}\text{C}} = \frac{G_{vap}}{3600V_{vap}} \dots \dots \dots (\text{III.24})$$

$$\rho_{vap}^{211.5^{\circ}\text{C}} = \frac{49201.14}{3600 \cdot 3 \cdot 444}$$

$$\rho_{vap}^{90^{\circ}\text{C}} = \mathbf{3.968 \text{ Kg/m}^3}$$

III.9.7.5 La masse volumique du liquide à T=90 °C

La masse volumique du liquide à température t est donnée par l'équation suivante :

$$\rho_{liq}^{90^{\circ}\text{C}} = \rho_4^{20} - \alpha(T - 20) \dots \dots \dots (\text{III.25})$$

Sachant que : $\alpha = ,0\ 000857$

$$\rho_4^{20} = 0.730 \text{ kg/m}^3$$

ρ_4^{20} : Masse volumique à 20°C

$$\rho_{liq}^{90^{\circ}\text{C}} = ,0\ 730 - ,0\ 000857(90 - 20) = 0,670$$

$$\rho_{liq}^{90^{\circ}\text{C}} = \mathbf{670.01 \text{ Kg/m}^3}$$

III.9.7.6 La vitesse maximale des vapeurs

La vitesse admissible des vapeurs est donnée par la formule de **SOUDERS BROWN** :

$$W_{max} = k * \sqrt{\frac{\rho_{liq} - \rho_{vap}}{\rho_{vap}}} \dots \dots \dots (\text{III.26})$$

D'où:

W_{max} : la vitesse maximale de vapeur.

ρ_{liq} : masse volumique de liquide.

ρ_{vap} : masse volumique de vapeur.

K : facteur de vitesse de vapeur.

$$W_{max} = (0,05 - 0,08) * \sqrt{\frac{\rho_{liq} - \rho_{vap}}{\rho_{vap}}}$$

$$W_{max} = 0.06 * \sqrt{\frac{670.01 - 3.968}{3.968}}$$

$$W_{max} = 0,776 \frac{m}{s}$$

III.9.8. La section de la colonne

$$S = \frac{V_{vap}}{W_{max}} \dots \dots \dots (III.27)$$

Connaissant la valeur de V et W on calcul la section :

$$S = \frac{3.444}{0.776}$$

$$S = 4.438 \text{ m}^2$$

D'où le diamètre de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 * 4.438}{3.14}} \dots \dots \dots (III.28)$$

$$D = 2,38 \text{ m}$$

Le diamètre design est : $D_{dising} = 3\text{m}$

III.9.9. La hauteur de la colonne

La hauteur totale de la colonne est donnée par l'équation suivante :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_p$$

Ou :

H_T : La hauteur totale de la colonne .

h_1 : La hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau.

h_2 : La hauteur de la zone de rectification.

h_3 : La hauteur de la zone d'expansion.

h_4 : La hauteur de la zone d'épuisement.

h_p : L'espace entre plateaux.

La hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau

$$h_1 = D_{\text{design}}/2 \dots\dots\dots (III.29)$$

$$h_1 = \frac{3}{2} = 1,5 \text{ m}$$

D_{design} : diamètre de la colonne (cas design) ; $h_1 = 0.69 \text{ m}$

La hauteur de la zone de rectification

$$h_2 = (N_R - 1)h_p \dots\dots\dots (III.30)$$

$$h_2 = (30 - 1)0.69$$

$$H_2 = 20.01 \text{ m.}$$

ou :

N_R : Nombre des plateaux dans la zone de rectification.

h_p : Espace entre les plateaux (0.69m).

h_3 : la hauteur de la zone d'alimentation.

Elle est déterminée en tant d'espacement entre 4 plateaux.

$$h_3 = 0,69 \times (4-1) \dots\dots\dots \textbf{(III.31)}$$

$$h_3 = 2,07 \text{ m.}$$

h_4 : correspond au niveau du liquide du fond de la colonne jusqu'au dernier plateau, elle est comprise entre 1 et 2 m.

Soit : **$h_4 = 2 \text{ m.}$**

Donc la hauteur est :

$$H_T = \sum H_i \Rightarrow H_T = 26,27 \text{ m}$$

La hauteur design est :

$$H_{design} = 28,270 \text{ m}$$

Le diamètre et la hauteur calculée sont inférieurs à celles données par le design.

III.10. Calcul complémentaires

III.10.1. Rendement du four (F203101)

Objectif : Calculer l'efficacité énergétique du four situé sous le régénérateur.

Données nécessaires :

- Débit de combustible : 1 200 kg/h (exemple)
- PCI du combustible : 10 000 kcal/kg
- Chaleur absorbée par l'air : 8 500 000 kcal/h

Calcul :

$$Q_{fournie} = \text{Débit combustible} \times \text{PCI} \dots\dots\dots \textbf{(III.32)}$$

$$Q_{fournie} = 1\,200 \times 10\,000 = 12\,000\,000 \text{ kcal/h}$$

Chapitre III Analyse et vérification des paramètres de fonctionnement de l'unité RFCC

$$\eta = \left(\frac{Q_{\text{utile}}}{Q_{\text{fournie}}} \right) \times 100 \dots \dots \dots \textbf{(III.33)}$$

$$\eta = \left(\frac{8500000}{12000000} \right) \times 100 = 70,83\%$$

Interprétation :

$\eta = 70,8 \%$ → Rendement moyen

Un rendement $> 85 \%$ serait excellent

III.10.2. Efficacité des cyclones

Objectif : Calculer l'efficacité de séparation des cyclones du réacteur et du régénérateur.

Données nécessaires :

- Masse gaz entrée cyclones : 50 000 kg/h
- Masse poussières (catalyseur) capturées : 49 750 kg/h

$$\text{Formule : } \eta_{\text{cyclone}} = \frac{(\text{Masse gaz entrée} - \text{Masse poussières sortie})}{\text{Masse gaz entrée}} \times 100 \dots \dots \dots \textbf{(III.34)}$$

$$\eta_{\text{cyclone}} = (50\,000 - 250) / 50\,000 \times 100 = 99,5 \%$$

Interprétation :

$\eta = 99,5 \%$ → Très bon

$\eta < 99 \%$ → Perte importante de catalyseur

$\eta > 99,5 \%$ → Excellent

III.10.3. Pertes de catalyseur (Catalyst Loss)

Objectif : Quantifier la perte quotidienne de catalyseur.

Données nécessaires :

- Débit des gaz de queue : 30 000 Nm³/h
- Concentration en poussières : 50 mg/Nm³

Formule :

$$\text{Pertes (kg/j)} = \frac{\text{Débit gaz} \times \text{Concentration poussières} \times 24}{1\,000\,000} \dots\dots\dots \text{(III.35)}$$

$$\text{Pertes} = 30\,000 \times 50 \times 24 / 1\,000\,000 = 36 \text{ kg/j}$$

Interprétation :

36 kg/j → Pertes modérées

< 30 kg/j → Très bon

30 – 60 kg/j → Acceptable

60 kg/j → Préoccupant

III.10.4. Entropie de la colonne

Objectif : Mesurer l'irréversibilité du processus de séparation.

Données nécessaires :

- Chaleur échangée dans le condenseur : 500 000 kcal/h
- Température de condensation : 90°C = 363 K

Formule :

$$\Delta S = \frac{\Delta Q}{T} \dots\dots\dots \text{(III.36)}$$

$$\Delta S = \frac{500000}{363} = 1\,377 \text{ kcal/K}$$

Interprétation :

Une entropie faible indique un processus réversible et efficace

Une entropie élevée indique des pertes d'énergie .

III.10.5. Pression optimale de la colonne (Corrélation de NELSON)

Objectif : Déterminer la pression optimale de fonctionnement de la colonne.

Principe : La pression influence la température de coupe des produits.

Corrélation de NELSON :

$$T_{\text{coupe}} = T_{\text{coupe}} (1 \text{ atm}) \times (P / 1)^{(0,25)} \dots\dots\dots(\text{III.37})$$

Exemple :

- Température de coupe essence à 1 atm : 90°C
- Pression réelle en tête : 2,8 atm
- $T_{\text{coupe}} \text{ réelle} = 90 \times (2,8)^{(0,25)}$
- $T_{\text{coupe}} \text{ réelle} = 90 \times 1,29 = 116^\circ\text{C}$

Interprétation :

La température de coupe augmente avec la pression, ce qui affecte la qualité des produits.

III.10.6. Facteur de contamination du catalyseur (Ni équivalent)

Objectif : Évaluer l'impact des métaux lourds sur l'activité du catalyseur.

Données (Tableau III.1) :

- Ni = 22,9 ppm
- V = 0,3 ppm

Formule :

$$Ni_{eq} \text{ (ppm)} = \frac{Ni \text{ (ppm)} + V \text{ (ppm)}}{4,8} \dots\dots\dots(\text{III.38})$$

$$Ni_{eq} = 22,9 + 0,3 / 4,8 = 22,96 \text{ ppm}$$

Interprétation :

- $Ni_{eq} < 5\,000 \text{ ppm} \rightarrow$ Contamination négligeable □
- $5\,000 - 10\,000 \text{ ppm} \rightarrow$ Surveillance nécessaire ▲□
- $10\,000 \text{ ppm} \rightarrow$ Remplacement accéléré du catalyseur □

Conclusion : La charge traitée à Adrar est très propre en métaux lourds.

III.10.7. Efficacité du stripper

Objectif : Évaluer l'efficacité d'élimination des hydrocarbures du catalyseur usé.

Données :

- Coke sur catalyseur avant stripping : 9,5 % (exemple)
- Coke résiduel après stripping : 0,5 % (exemple)

Formule :

$$\text{Efficacité stripping} = \frac{(\text{Coke entrant} - \text{Coke résiduel})}{\text{Coke entrant}} \times 100 \dots \dots \dots \text{(III.39)}$$

$$\text{Efficacité} = (9,5 - 0,5) / 9,5 \times 100 = 94,7 \%$$

Interprétation :

90 % → Excellent □

80 – 90 % → Bon

< 80 % → À améliorer (augmenter la vapeur)

III.10.8. Temps de séjour réel du catalyseur

Objectif : Vérifier que le catalyseur reste dans le réacteur le temps nécessaire.

Données (du bilan matière) :

- Masse catalyseur dans le réacteur : 18 415 kg
- Débit catalyseur circulant : 110 490 kg/h

Formule :

$$\tau \text{ réel (h)} = \frac{\text{Masse catalyseur réacteur}}{\text{Débit catalyseur circulant}} \dots \dots \dots \text{(III.40)}$$

$$\tau \text{ réel} = 18\,415 / 110\,490 = 0,1667 \text{ h} = 10 \text{ minutes}$$

Interprétation :

$\tau \text{ réel} = 10 \text{ minutes}$ (valeur typique 5 – 12 min) □

Un temps trop court → craquage incomplet

Un temps trop long → sur-craquage → plus de gaz et de coke

Conclusion générale

Au terme de ce travail, nous avons étudié l'unité RFCC ainsi que son rôle dans la valorisation des résidus lourds du pétrole au sein de la raffinerie. Cette étude nous a permis de comprendre le principe du craquage catalytique fluide, le fonctionnement des principaux équipements de l'unité et les paramètres opératoires influençant les performances du procédé. Dans ce mémoire, nous avons présenté :

- Une étude générale sur le raffinage du pétrole.
- La description de la raffinerie et de ses différentes unités.
- Le principe de fonctionnement de l'unité RFCC.
- La description des équipements principaux tels que le réacteur, le régénérateur, les cyclones, la colonne de fractionnement et le stripper.
- Les bilans matière et énergie.
- Plusieurs calculs complémentaires liés au rendement thermique, à l'efficacité des cyclones, aux pertes de catalyseur, au temps de séjour du catalyseur et à l'efficacité du stripper.

Les résultats obtenus montrent que l'unité fonctionne avec des performances satisfaisantes, notamment grâce à une bonne efficacité de séparation, une faible perte de catalyseur et un temps de séjour adapté au procédé de craquage. L'étude a également montré l'importance du contrôle des conditions opératoires afin d'améliorer le rendement et la qualité des produits obtenus.

Par ailleurs, cette étude a mis en évidence l'importance du catalyseur dans l'amélioration du rendement de conversion et dans la production des fractions légères à haute valeur ajoutée. Elle a également montré que le contrôle des paramètres de fonctionnement reste indispensable pour limiter les pertes énergétiques, réduire la formation du coke et améliorer les performances globales de l'unité.

Enfin, ce mémoire nous a permis de renforcer nos connaissances dans le domaine du raffinage pétrolier et du génie chimique, tout en développant nos capacités d'analyse, de calcul et d'interprétation des données industrielles. Ce travail représente une expérience enrichissante qui nous sera très utile dans notre parcours professionnel futur.

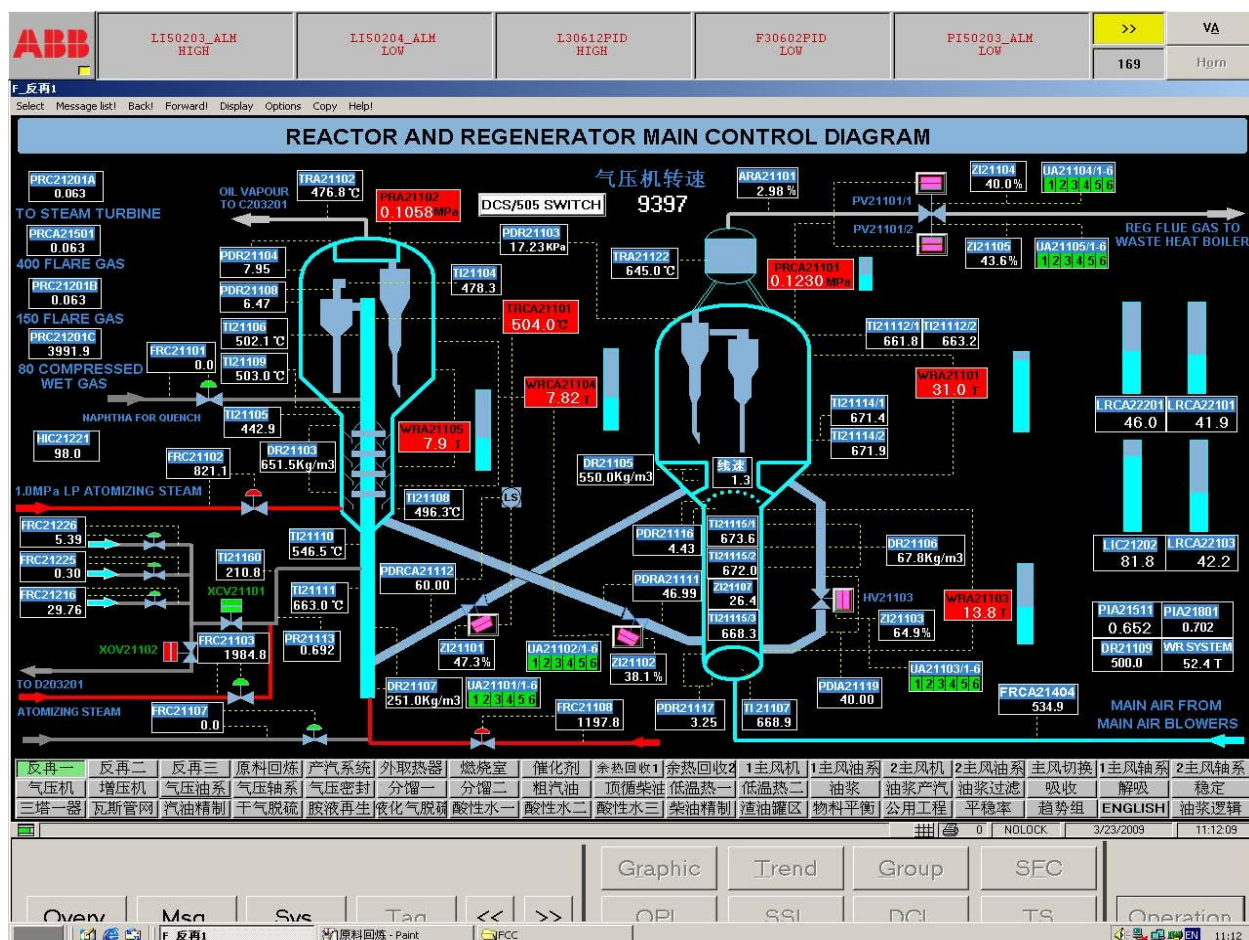
Références Bibliographiques

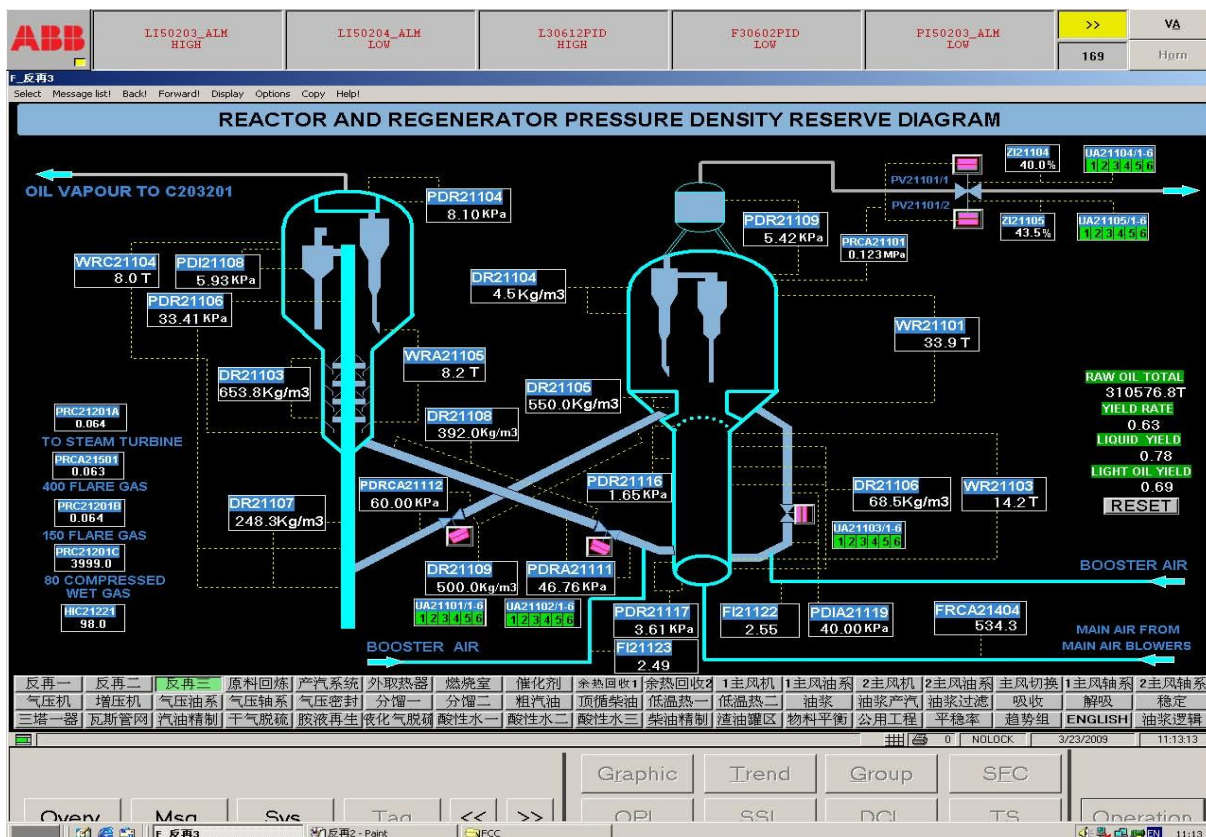
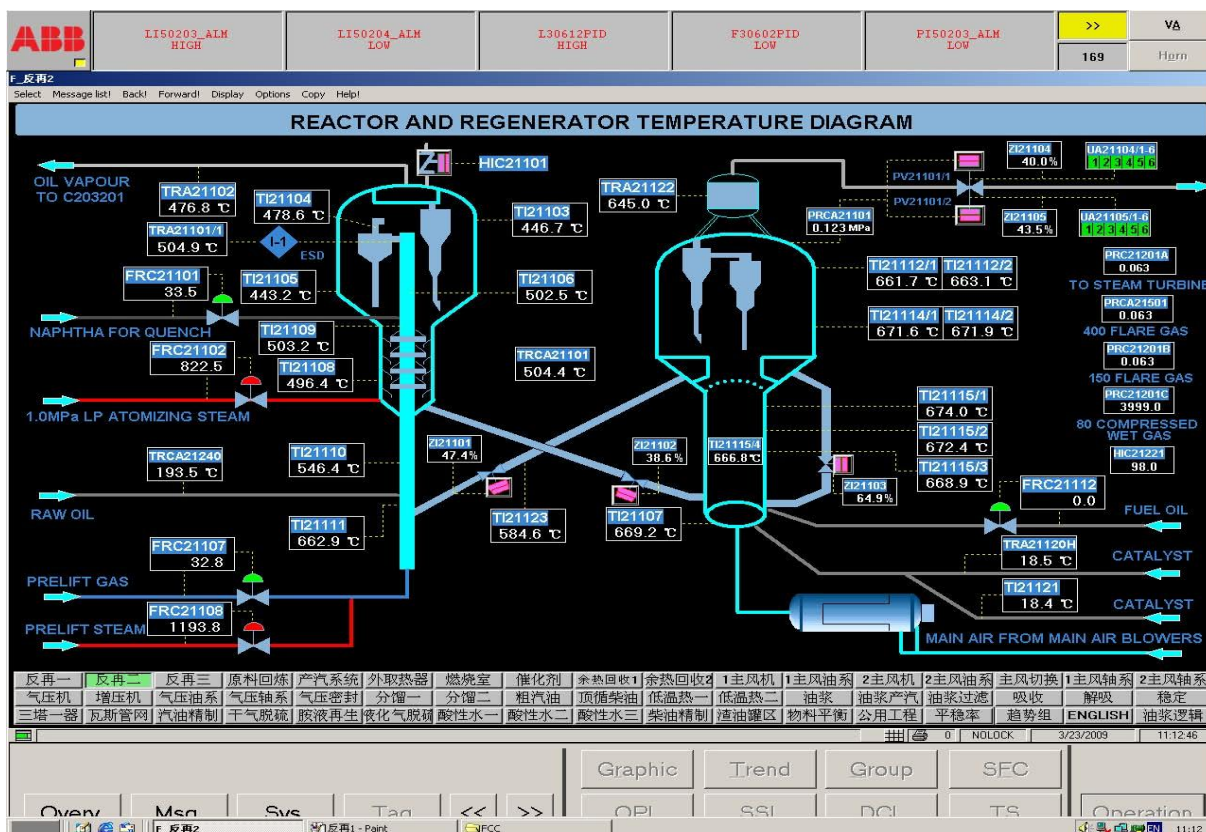
- [1] Présentation de la Raffinerie de Sbaa (SORALCHIN).
- [2] Algérie Presse Service (APS). Le PDG de Sonatrach inspecte les projets de développement de la production énergétique à Adrar. Communiqué de presse, 7 août 2025.
- [3] Raffinerie d’Adrar – Carte et coordonnées géographiques, Mapcarta.
- [4] Université de Ghardaïa, Optimisation de la production d’une raffinerie : Cas d’étude Raffinerie d’Asbaâ Adrar Sonatrach, Mémoire de Master, 2025.
- [5] SONATRACH, Fiche Technique des Bacs de Stockage et Analyse du Brut – Raffinerie d’Adrar (RA1D), Document technique interne.
- [6] Données techniques et paramètres opérationnels fournies par la Raffinerie d’Adrar.
- [7] Leprince P., Le Raffinage du pétrole : Procédés de transformation, Tome 3, Éditions Technip, Paris, 1998.
- [8] Manuel opératoire du procédé RFCC, Document interne SONATRACH.
- [9] Weissermel Klaus & Arpe Hans-Jürgen, Chimie organique industrielle, traduction française de la 3e édition anglaise par Philippe et Brigitte Zahner.
- [10] Wuithier P., Raffinage et génie chimique, Tome 1, Éditions Technip, Paris, 1972.
- [11] Guibet Jean-Claude, Carburants et moteurs : Technologies – énergie – environnement, Éditions Technip, Paris, 1997.
- [12] Hamdoun Abdelkarim, Valorisation des fractions lourdes par craquage catalytique sur des catalyseurs naturels (bentonite) et zéolithiques (HY), Mémoire de Magister, 2011/2012.
- [13] Gonc Alves M.L.A. et al., “Effect of Zeolite, Kaolin and Alumina during Cracking of Heavy Petroleum Residue Evaluated by Thermogravimetry”, Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, Vol. 97, pp. 515–519, 2009.
- [14] Sadeghbeigi R., Fluid Catalytic Cracking: Design, Operation and Troubleshooting of FCC Facilities, Gulf Publishing Company, Houston, 2000.

- [15] Rouag N., Simulation du réacteur de craquage catalytique du gasoil, Mémoire de Magister, Université de Boumerdès, 2005.
- [16] SONATRACH, document consulté.
- [17] Gherrabi Mohamed, Craquage catalytique, Mémoire de Master II, Université d'Adrar, 2017.
- [18] Hengstebeck R.J., Petroleum Processing: Principles and Applications, Standard Oil Company (Indiana).
- [19] « Craquage catalytique », Institut Français du Pétrole (IFP).
- [20] Korchi V.M., Thèse de Doctorat, Université Pierre et Marie Curie, 1995.
- [21] BAKHA A.H., Mémoire de Magister, Université de Boumerdès, 1998.
- [22] Waghmode S.B., PhD Thesis, India, 2002.
- [23] Guisnet M., Magnoux P., Studies in Surface Science and Catalysis, Vol. 88, p. 53, 1994.
- [24] Otmani Salima, Valorisation de charges lourdes composées par le craquage catalytique, Mémoire de Magister, Université de Boumerdès, 2006.
- [25] Lefebvre G., Chimie des hydrocarbures, Éditions Technip, Paris, 1978, p. 131.
- [26] Derouane E.G., Catalysis by Zeolites, Studies in Surface Science and Catalysis, Elsevier, Amsterdam, 1980, p. 5.
- [27] Rapport final d'inspection R203101, Septembre 2015.
- [28] Wikipedia, Chromatographie en phase gazeuse.
- [29] Annual Book of ASTM Standards.
- [30] Technique de l'Ingénieur, 2e édition, 2001.

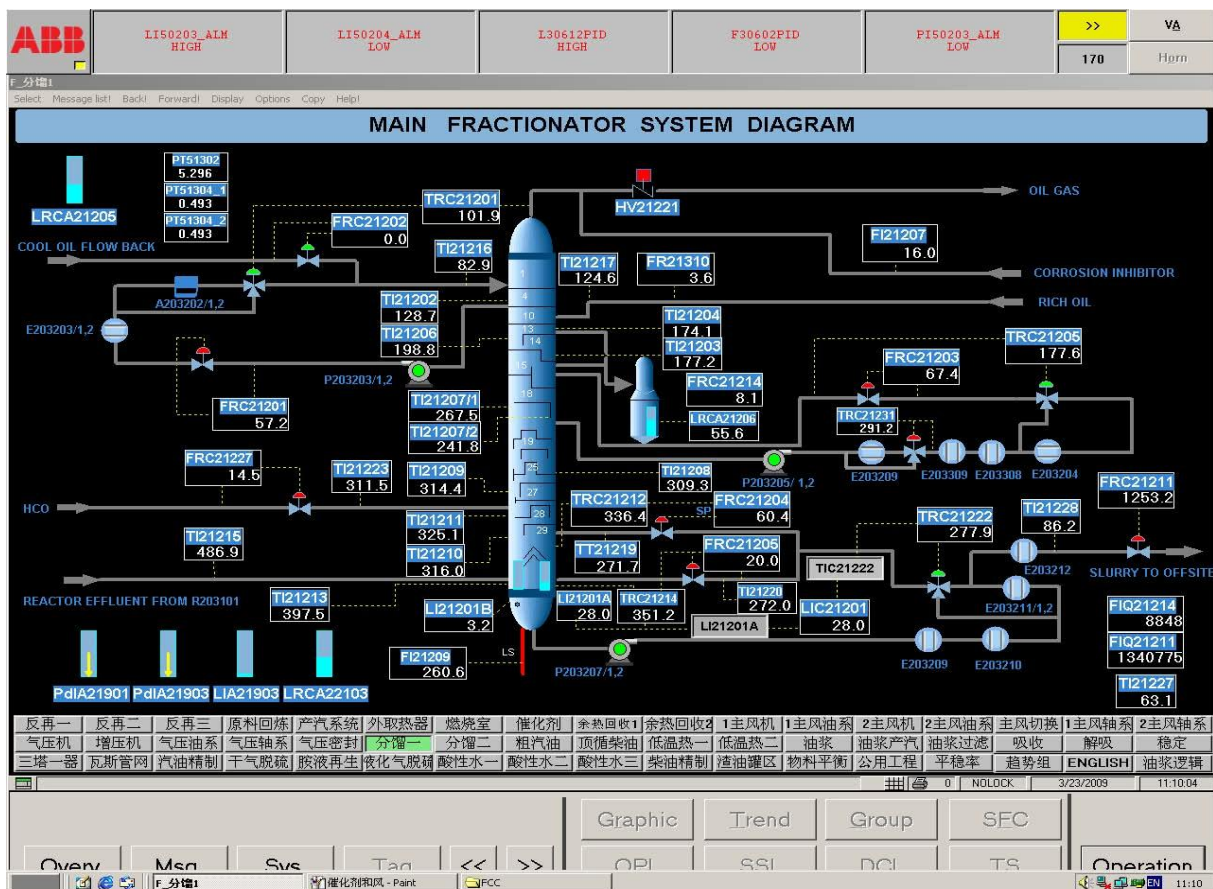
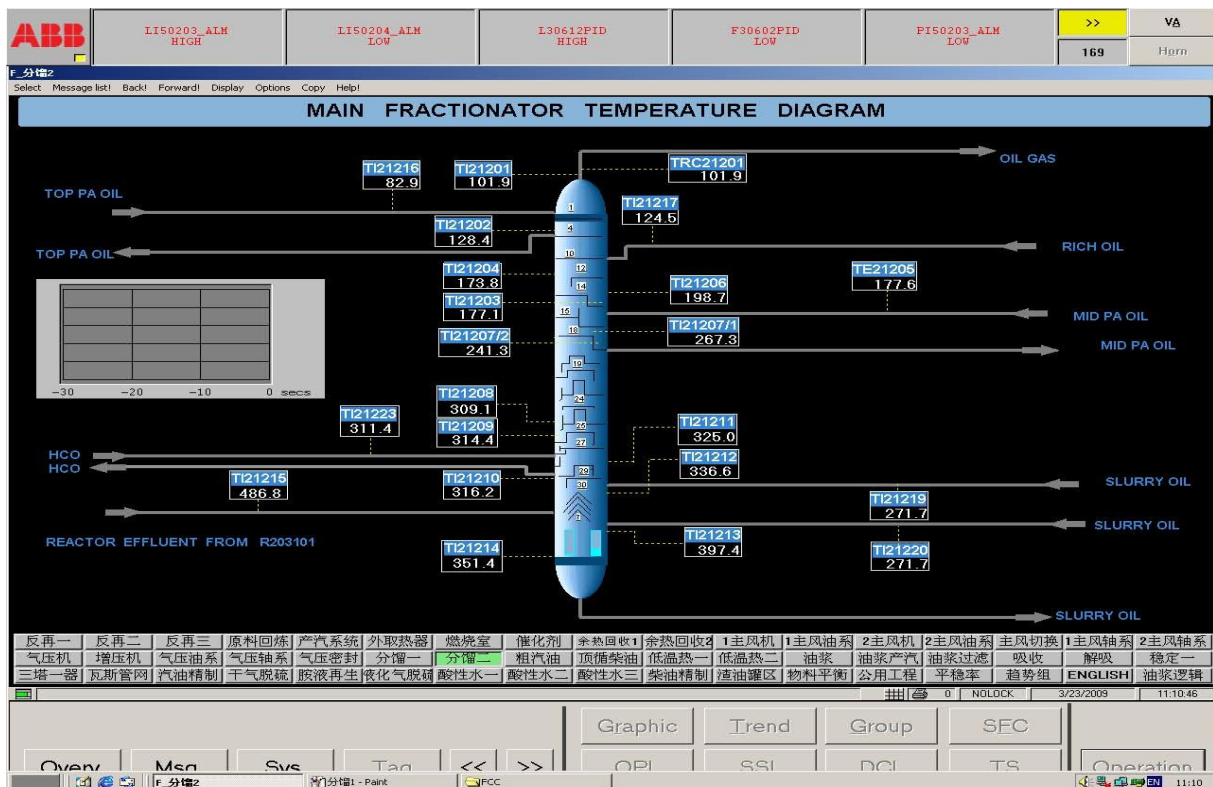
Les annexes

Annexes A :





Section réaction / régénération



Section de fractionnement

Annexes B :

Détermination de certaines grandeurs physiques des charges :

1) L'indice d'octane :

L'indice d'octane est une propriété essentielle des carburantes autos. Il caractérise l'aptitude du carburant à brûler correctement dans un moteur à allumage commandé. Pour un moteur donné, l'apparition d'un fonctionnement anormal lié au carburant se traduit par un bruit métallique appelé cliquetis et par un échauffement du moteur. La détermination de l'indice d'octane est obtenue avec un moteur d'essai monocylindrique(CFR) dans lequel le carburant de référence est mélange d'isooctane de n-heptane.

- L'isooctane (2,2, 4-triméthylpentane): pas détonant NO=100.
- n-heptane : très détonant NO=0. On dira qu'une essence à un NO=X si ce moteur elle se comporte au point de vue détonation comme un mélange étalon composé de X% volumique et de (100-X%) de n-heptane.

2) Point d'éclair :

Le point d'éclair également appelé point de flash est la température à laquelle il faut Porter un produit pétrolier liquide pour qu'il émette dans des conditions normalisées, des vapeurs en quantité suffisante pour que celle-ci puissent s'enflammer en présence d'une flamme. Cette température ne doit toutefois pas être confondue avec la température d'auto inflammation du produit qui est la température à laquelle le produit s'enflamme spontanément dans l'air.

3) Indice de cétane :

L'indice de cétane est une propriété très importante des carburants diesel, car il mesure leur aptitude à s'enflammer dans la chambre de combustion des moteurs à allumage par compression. Il concerne surtout le gasoil moteur (GOM) mais aussi le fuel oil domestique (FOD). Cet indice est comparable à l'indice d'octane pour les essences, mais ici on mesure l'aptitude à l'inflammation rapide du produit (gasoil). Il se mesure avec un moteur analogue au moteur CFR. La mesure se fait par comparaison avec un mélange de référence de cétane (celui-ci s'enflamme très bien) et d'alpha-méthyl-naphtalène qui ne s'enflamme pas spontanément. Pour cette caractéristique.

4) La viscosité :

La propriété essentielle intervenant dans les problèmes d'écoulement et de comptabilité des liquides est la viscosité. La viscosité est la résistance qu'opposent, les molécules d'un liquide quelconque, à une force tendant à les déplacer. La viscosité d'un corps diminue quand la température augmente, par conséquent, la viscosité doit, toujours être donnée, avec une température.

5) Point d'écoulement :

Il est déterminé par la plus basse température à laquelle, dans les "conditions normalisées " un liquide conserve une fluidité suffisante. La limite est minimale.

6) La densité :

La densité mesurée à la température t , est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon au poids du même volume d'eau pris à $4\text{ }^{\circ}\text{C}$, elle est notée d_t . La densité standard se mesure à $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ et on convient de la calculer par la formule suivante : $d_{20} = d_t \pm a(t - 20)$ Ou : a est un coefficient dépendant de la densité du produit. Les anglos- saxons utilisent pour mesurer la densité la specific – gravity (spgr) qu'ils définissent pour deux températures standards identiques soit : $^{\circ}\text{60F}$

Annexes C :

Désignation des paramètres	Valeurs
Pression en tête en MPa (Méga pascal)	0.24
Température de réaction, en °C	550
Pression en tête de la régénération, en °C	0.26
Température de lit du régénérateur, en °C	690/700

Tableau .1. Paramètres opératoires du système réaction-régénérateur

Désignation des paramètres	Valeurs
Pression en tête de colonne de fractionnement, en MPa	0.20
Température en tête de colonne de fractionnement, en °C	110
Température en bas de colonne de fractionnement, en °C	350

Tableau.2. Paramètres opératoires du système fractionnement