

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BELGOUT Ahmed Amine

Et

SID Souhil

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés : Raffinage

Étude comparative de l'impact d'une nouvelle charge de pétrole brut sur l'unité de craquage catalytique (FCC) de la raffinerie d'Adrar à l'aide du simulateur HYSYS.

Devant le jury :

HADJARAB	Djamel	MCA	UMBB	Président
BOUCHEMEL	Hasiba	Prof	UMBB	Examineur
BOUDJEMA	Hamada	MAA	UMBB	Encadrant
AICHOUI	Louiza	Prof	UMBB	Co-Encadrant

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciements

Remerciements

Nous exprimons notre gratitude à Allah, le Tout-Puissant et Miséricordieux, pour nous avoir maintenus en bonne santé et accordé l'opportunité de vivre des moments significatifs tout au long de notre parcours académique. Ses bénédictions nous ont dotés de la motivation et de la persévérance nécessaires pour mener à bien ce modeste travail.

*Nous souhaitons ensuite adresser nos sincères remerciements à notre encadrant, **M. Hamada Boudjema**, pour ses efforts et son dévouement envers nous. Ses précieux conseils, ses avis éclairés, son encouragement constant et son soutien indéfectible ont joué un rôle essentiel dans la préparation de notre projet de fin d'études.*

*Nous tenons également à exprimer notre gratitude à **Mme Aichaoui Louiza** pour leur aide inestimable, leurs explications pertinentes et le temps qu'elles nous ont généreusement accordé.*

*Nos sincères remerciements vont au personnel de la Raffinerie d'Adrar pour leur accueil chaleureux et leur professionnalisme, qui ont enrichi notre expérience lors de notre stage. Nous sommes particulièrement reconnaissants envers **M. Cherbali** et **M. Mustapha** pour leur immense contribution à la réalisation de notre thèse.*

Nous souhaitons également exprimer notre gratitude à l'ensemble de la Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie, plus spécifiquement au Département de Génie des Procédés, pour leur soutien constant et leur encadrement tout au long de notre formation universitaire. Ils ont veillé à ce que notre apprentissage soit de la plus haute qualité tout en nous inculquant les valeurs propres à une profession aussi noble.

*Nous tenons particulièrement à remercier **Mme. Bedda** pour son dévouement et ses conseils précieux qui ont grandement contribué à la réalisation de ce travail.*

Enfin, nous adressons nos chaleureux remerciements à toutes les personnes qui nous ont accompagnés et soutenus, directement ou indirectement, dans l'élaboration de ce travail

Dédicaces

*Pour la vaillance d'Allah,
qui m'a procuré le courage nécessaire pour accomplir ce modeste travail.*

À mes chers parents aimants,

B.Salah et B. Saliha, votre confiance inébranlable en moi et vos encouragements constants ont été la force motrice derrière mes réalisations. Merci de m'avoir transmis une soif de connaissance et d'avoir créé un environnement propice qui m'a permis de poursuivre mes rêves.

À mes chers frères et sœurs,

merci d'avoir été mes compagnons de toute une vie et mes sources d'inspiration.

À ma famille,

votre amour, vos encouragements et votre croyance inébranlable en moi ont été inestimables. Merci d'avoir toujours été là pour célébrer mes succès et me reconforter dans les moments difficiles.

À mes chers amis, votre amitié,

vos rires et vos expériences partagées ont apporté de la joie et de l'équilibre à mon parcours académique. Votre soutien indéfectible et votre croyance en mes capacités représentent énormément pour moi.

Aux membres du Chemical Engineering Club,

merci d'avoir favorisé un environnement de curiosité intellectuelle, de collaboration et de croissance.

À chaque personne mentionnée ci-dessus et à tant d'autres qui ont eu un impact sur mon parcours académique, je vous remercie de votre soutien indéfectible, de votre croyance et de votre inspiration.

Cette thèse vous est dédiée.

BELGOUT AHMED AMINE

Dédicaces

*Pour la grâce d'Allah,
qui m'a donné la force et le courage nécessaires pour mener à bien ce modeste
travail.*

À mes chers parents,

*S. Abderrahmane et S. Hafiza, votre confiance inébranlable en moi et vos
encouragements constants ont été la force motrice de mes réalisations. Merci de
m'avoir transmis la soif de connaissance et d'avoir créé un environnement
favorable à la poursuite de mes rêves.*

À mes frères et sœur,

*Anes, Islem et Hadil, merci d'avoir été mes compagnons de vie et mes sources
d'inspiration.*

À ma famille élargie,

*votre amour, votre soutien et votre foi inébranlable en moi ont été inestimables.
Merci d'avoir toujours été présents pour célébrer mes succès et me reconforter
dans les moments difficiles.*

À mes véritables amis,

*votre amitié, vos rires et les expériences partagées ont apporté de la joie et un
équilibre à mon parcours académique. Votre soutien indéfectible et votre confiance
en mes capacités signifient énormément pour moi.*

À la famille du Chemical Engineering Club,

*merci d'avoir cultivé un cadre propice à la curiosité intellectuelle, à la
coopération et au développement personnel.*

*À toutes les personnes mentionnées ci-dessus et à tant d'autres qui ont influencé
mon parcours académique, je vous remercie pour votre soutien inébranlable, votre
confiance et votre inspiration.*

Cette thèse vous est dédiée.

SID SOUHIL

Sommaire

Sommaire :

Liste des tableaux	X
Liste des figures	XI
Liste des abréviations	XII
Résumé	XIII
Introduction Générale.....	IV
CHAPITRE.I. Généralités sur le raffinage du pétrole et la raffinerie d'Adrar	1
I.1. Généralités sur le raffinage de pétrole.....	4
I.2. Présentation de raffinerie RA1D Sbaa.....	7
I.3. Description du process et les installations d'exploitation.....	13
CHAPITRE.II. Généralités Sur le Craquage	18
II.1. Principe de craquage	19
II.2. Les types de craquage	19
II.3. Craquage catalytique.....	20
II.4. Technique de craquage catalytique	26
II.5. Les catalyseurs industriels	32
CHAPITRE.III. Description de Section Réactionnel de l'unité de RFCC	41
III.1. Description du procédé de craquage catalytique RFCC	42
III.2. Principe de fonctionnement du procédé RFCC	43
III.2.1. Section réaction –régénération	43
III.2.2. Section de fractionnement.....	47
III.2.3. Section de gestion de catalyseur.....	49
III.3. Le Catalyseur du craquage catalytique.....	49
III.3.1. Introduction.....	49
III.3.2. Historique	49
III.3.3. Catalyseurs zéolitiques	50
III.4. Formation de coke.....	55
III.5. Les Produits finis issus du procédé RFCC	56
III.6. Trois équilibres à respecter dans le procédé.....	57
CHAPITRE. IV. Modélisation et simulation de Procède Craquage Catalytique	58
IV.1. Outils de Simulation pour les procédés de raffinage.....	59
IV.2. Objectifs des Simulateurs	60

IV.3. Simulateurs Modulaires Séquentiels et Orientés Équation	60
IV.4. Généralités sur Aspen HYSYS	61
IV.5. Simulation du Cas Design et Validation du Modèle Thermodynamique	62
IV.5.1. Simulation de la colonne de distillation (Topping)	62
IV.5.2. Simulation de la section FCC.....	68
IV.5.3. Ajout de la Colonne de Fractionnement	74
IV.5.4. Interprétation des Résultats.....	75
IV.6. Simulation de la nouvelle charge	76
IV.6.1. Interprétation des Résultats et Comparaison entre les Charges	80
IV.6.2. Etude comparative des propriétés des produits des deux charges	82
IV.7. Evaluation de l'Impact de la Nouvelle Charge sur l'Unité RFCC	85
IV.7.1. Capacité Hydraulique	85
IV.7.2. Formation de Coke	86
IV.7.3. Besoins en Hydrogène	86
IV.7.4. Séparations.....	86
IV.7.5. Qualité des Produits.....	87
IV.7.6. Recommandations	88
IV.8. Impact environnemental et économique de la nouvelle charge	89
IV.8.1. Impact Environnemental.....	89
IV.8.2. Impact Économique.....	89
IV.8.3. Recommandations	90
IV.8.4. Taux de conversion pour les mélanges de charges.....	92
IV.8.5. Interprétation.....	92
Conclusion Général	94
Référence Bibliographiques.....	96

Liste des tableaux

Tableau II.1 : Principales réactions des différentes familles d'hydrocarbures en craquage catalytique.....	25
Tableau II.2 : Caractéristiques catalytiques fondamentales	34
Tableau III.1 :Caractéristique de certaines zéolithes utilisées dans le raffinage	51
Tableau III.2 : La composition et les caractéristiques structurales de quelques zéolithes	53
Tableau III.3 : Activité catalytique après traitement a la vapeur d'eau a 750°C pendant 6 Heures.	53
Tableau IV.1 : Caractéristique de Charge actuelle.....	63
Tableau IV.2 : Dimensions de la Colonne et nombre de plateaux.....	66
Tableau IV.3 : Spécification de condenser	66
Tableau IV.4 : Les Conditions de Fonctionnement de la Colonne	67
Tableau IV.5 : Caractéristique de BRA actuelle obtenus de HYSYS	69
Tableau IV.6 : Caractéristiques de Catalyseur.....	70
Tableau IV.7 : Bilan matière des produits à partir HYSYS	75
Tableau IV.8 : Bilan matière des produits de charge l'actuelle avec taux de conversion.....	76
Tableau IV.9 : Caractéristiques de la nouvelle Charge	80
Tableau IV.10 : Bilan matière des produits de la charge actuelle et de la nouvelle charge.....	82
Tableau IV.11 : Propriétés des produits de Charge Actuelle	84
Tableau IV.12 : Propriétés des produits de Nouvelle Charge.....	85
Tableau IV.13 : Principaux Aspects Évaluation de l'Impact de la Nouvelle Charge sur l'Unité RFCC.....	87
Tableau IV.14 : Estimations potentielles du taux de conversion pour les différents scénarios de mélange	92

Liste des figures

Figure I.1 : Schéma de Raffinage de pétrole	5
Figure I.2 : Plan de situation de la raffinerie d'Adrar	8
Figure I.3 : vue générale de la raffinerie	10
Figure I.4 : L'unité de Craquage Catalytique (FCC)	15
Figure II.1 : Le craquage catalytique en cinq étapes.....	20
Figure II.2 : Schéma simplifié de procédé de craquage catalytique.....	21
Figure II.3 : Le craquage de paraffines.....	23
Figure II.4 : Schéma de fonctionnement de Réacteur-Régénérateur de FCC.....	27
Figure II.5 : Schéma générale d'une unité de craquage catalytique.....	28
Figure II.6 : Classification des différents catalyseurs selon le rendement de coke	39
Figure II.7 : Schéma de procédé de régénération de catalyseur.....	40
Figure IV.1 : Schéma Générale de Simulation	62
Figure IV.2 : Schéma de Procédé de l'Unité de Préflash dans HYSYS	65
Figure IV.3 : Schéma de la colonne Atmosphérique et des Strippers dans HYSYS.....	67
Figure IV.4 : Schéma de l'unité de distillation Atmosphérique dans HYSYS	68
Figure IV.5 : Schéma de l'unité de craquage catalytique dans HYSYS	69
Figure IV.6 : Dimensions de Réacteur Régénérateur.....	71
Figure IV.7 : informations liées aux spécifications de régénérateur.....	72
Figure IV.8 : Validation du modèle de calibration du réacteur FCC-101	73
Figure IV.9 : Conception de la colonne de fractionnement dans l'environnement de simulation	74
Figure IV.10 : Propriétés en Vrac de nouvelle charge.....	77
Figure IV.11 : Composition des fractions légères de nouvelle charge	77
Figure IV.12 : Composition des Aromatiques de nouvelle charge.....	78
Figure IV.13 : Composition Naphténiques de nouvelle charge	78
Figure IV.14 : Courbes de distillation de nouvelle charge	79

Liste des abréviations

RA1D : Raffinerie aval 1 Adrar.

CNPC: China National Petroleum Corporation.

SONATRACH : Société Nationale pour la Recherche, la Production, et la Commercialisation des Hydrocarbures.

CPF : Centre de traitement de brut.

CDU : Unité de distillation atmosphérique.

GPL : Gaz du pétrole liquéfié.

RFCC : Residue Fluid Catalytic Cracking.

CRU : Unité de reformage catalytique.

NO : Indice d'octane.

DCS : Système de contrôle.

PPU : Unité de purification d'azote.

MT : Moyenne tension.

PCI : Pouvoir calorifique inférieur.

PCS : Pouvoir calorifique supérieur.

RON : Indice d'octane recherché.

MON : Indice d'octane moteur.

REHUSY : Zéolite réutilisée

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

REY : Rare Earth Zéolithe

RSV : Résidu sous vide

R203 102 : Régénérateur 203 102

T.C.C : Thermofor catalytic cracking

U203 : Unité de craquage catalytique

201 U202 : Unité de reformage catalytique

202 C203 102 : Colonne de fractionnement

203 U201 : Unité de distillation atmosphérique

R203 102 : Réacteur 203 10

Résumé

Ce mémoire se concentre sur une étude comparative de la gestion de nouvelle charge pour le craquage catalytique en utilisant le simulateur HYSYS. Il se divise en plusieurs parties distinctes. La première partie consiste en une analyse approfondie des paramètres opératoires de l'unité de craquage catalytique. Cette évaluation est basée sur les données de fonctionnement collectées sur une période spécifique. La deuxième partie du mémoire se concentre sur l'optimisation des paramètres du simulateur pour améliorer les performances de l'unité, en utilisant des charges nouvelles et variées. L'objectif global est d'améliorer la qualité des produits finis tout en minimisant leur impact sur l'environnement et la santé publique, et de se conformer aux normes internationales en matière de production de carburants.

Abstract

This thesis focuses on a comparative study of managing new feedstock for catalytic cracking using the HYSYS simulator. It is divided into several distinct parts. The first part involves a thorough analysis of the operational parameters of the catalytic cracking unit. This evaluation is based on operational data collected over a specific period. The second part of the thesis focuses on optimizing the simulator parameters to enhance unit performance, using new and varied feedstocks. The overall objective is to improve the quality of the final products while minimizing their impact on the environment and public health, and to comply with international fuel production standards.

ملخص

يركز هذا البحث على دراسة مقارنة لإدارة الشحنة الجديدة لوحدية التكرير باستخدام المحفز باستخدام جهاز المحاكاة HYSYS. ينقسم إلى عدة أجزاء مميزة. الجزء الأول يتضمن تحليل شامل للمنتجات تشغيل الوحدة. يستند هذا التقييم إلى بيانات تشغيلية تم جمعها على مدى فترة زمنية محددة. يركز الجزء الثاني من البحث على تحسين مشغلات جهاز المحاكاة لتحسين أداء الوحدة، باستخدام شحومات جديدة ومتنوعة. الهدف العام هو تحسين جودة المنتجات النهائية مع تقليل تأثيرها على البيئة والصحة العامة، والمساهمة للمعايير الدولية في إنتاج الوقود.

Introduction Générale

Introduction Générale

Le raffinage du pétrole joue un rôle essentiel dans l'approvisionnement énergétique mondial, transformant le brut en produits utilisables comme l'essence, le diesel et le kérosène. Ce processus complexe implique une multitude d'opérations unitaires, incluant la distillation, le craquage et le reformage, pour séparer et convertir les hydrocarbures en produits de valeur.

Le craquage catalytique fluide (FCC) est un maillon crucial de la chaîne de raffinage. Il permet de convertir les fractions lourdes du pétrole brut, moins valorisées, en produits plus légers et de plus grande valeur, comme l'essence et le propylène. Son efficacité influence directement la rentabilité et la performance globale d'une raffinerie.

L'Algérie, avec ses riches ressources pétrolières, s'appuie fortement sur son industrie de raffinage pour répondre à ses besoins énergétiques et soutenir son développement économique. La raffinerie d'Adrar, située au cœur du désert, joue un rôle important dans ce contexte, transformant le pétrole brut en produits raffinés répondant aux normes internationales de qualité.

L'introduction d'une nouvelle charge de pétrole brut (BRA -) dans la raffinerie d'Adrar soulève des questions quant à son impact sur l'unité FCC et, par conséquent, sur l'ensemble du processus de raffinage

Cette étude se consacre à l'analyse comparative de l'impact de la nouvelle charge (BRA -) sur l'unité FCC de la raffinerie d'Adrar. En utilisant le simulateur de procédés HYSYS, l'étude vise à:

1. Quantifier l'impact de la nouvelle charge sur les performances de l'unité FCC: Cela comprend l'analyse des rendements en produits, la qualité des produits et les émissions.
2. Évaluer la faisabilité d'intégrer la nouvelle charge: Cette évaluation prendra en compte les modifications potentielles nécessaires à l'unité FCC et les implications économiques.
3. Optimiser le mélange des charges: L'objectif est de déterminer le mélange optimal entre la charge actuelle et la nouvelle charge pour maximiser les performances de l'unité FCC en termes de rentabilité et de durabilité.

L'étude s'articulera autour de cinq chapitres :

Chapitre I : Généralités sur le raffinage du pétrole et la raffinerie d'Adrar : Ce chapitre présentera une introduction au raffinage du pétrole, son importance économique, son contexte historique et une description détaillée de la raffinerie d'Adrar.

Introduction Générale

Chapitre II : Le procédé de craquage catalytique (FCC) : Ce chapitre explorera le procédé FCC en profondeur, y compris ses principes de fonctionnement, les réactions chimiques, le rôle du catalyseur et les variables opératoires.

Chapitre III : La nouvelle charge (BRA -) et son impact potentiel sur l'unité FCC : Ce chapitre analysera les caractéristiques de la nouvelle charge (BRA -) et son impact potentiel sur l'unité FCC, en tenant compte des effets sur les réactions de craquage.

Chapitre IV : Modalisation et simulation de Procède Craquage Catalytique : Ce chapitre présentera la méthodologie de simulation, la modélisation des unités de distillation atmosphérique et de FCC dans Hysys, la validation des modèles et l'analyse comparative des résultats de simulation pour la charge actuelle et la nouvelle charge. Il inclura également la comparaison entre les produits des deux charges au bilan matière, le taux de conversion, les propriétés des produits de l'unité FCC et l'évaluation de l'impact technique, environnemental et économique de l'implémentation de la nouvelle charge.

En conclusion, cette étude fournira une compréhension approfondie de l'impact de la nouvelle charge de pétrole brut sur l'unité FCC de la raffinerie d'Adrar, proposera des solutions pour optimiser les performances de l'unité et contribuera ainsi à la rentabilité et à la durabilité de la raffinerie. Elle visera également à contribuer à la sécurité énergétique de l'Algérie tout en minimisant l'impact environnemental.

CHAPITRE.I. Généralités sur le raffinage du pétrole et la raffinerie d'Adrar

Introduction

Dans ce chapitre introductif, nous explorons deux aspects essentiels du raffinage du pétrole : son importance économique et historique, ainsi que le rôle stratégique de la raffinerie d'Adrar.

Tout d'abord, nous mettons en lumière l'importance cruciale du raffinage du pétrole dans l'industrie énergétique mondiale, soulignant son évolution constante pour répondre aux demandes croissantes en produits dérivés du pétrole. Ensuite, nous présentons la raffinerie d'Adrar, en mettant en avant ses installations clés, sa capacité de production et son impact significatif sur le paysage énergétique algérien.

I.1. Généralités sur le raffinage de pétrole :

Il existe plus de trente procédés unitaires de raffinage du pétrole ou de ses sous-produits

Le but du raffinage du pétrole est de séparer les différents éléments ou composants du pétrole afin d'obtenir des produits utilisables et qui correspondent aux attentes des consommateurs et aux spécifications des principaux standards internationaux (Union européenne et Etats-Unis). Actuellement, la demande la plus importante concerne les éléments légers (pour les carburants).

I.1.1. Evolution du raffinage : ancien vs moderne

Alors que l'utilisation de produits pétroliers remonte à des millénaires, le processus de raffinage du pétrole a subi une transformation radicale. Les civilisations anciennes s'appuyaient principalement sur des techniques de distillation simples pour extraire des produits de base comme le kérosène et l'asphalte. Cependant, le raffinage moderne implique une série complexe de processus, notamment la distillation, le craquage, le reformage et diverses méthodes de traitement, pour produire une large gamme de carburants, de produits chimiques et d'autres matériaux de valeur.

L'une des principales avancées du raffinage moderne est le développement de procédés de craquage, qui décomposent les molécules d'hydrocarbures plus lourdes en produits plus légers et plus précieux. Le craquage catalytique, en particulier le procédé de craquage catalytique fluide (FCC), a révolutionné la production d'essence en convertissant efficacement des fractions plus lourdes de pétrole brut en essence à indice d'octane élevé.

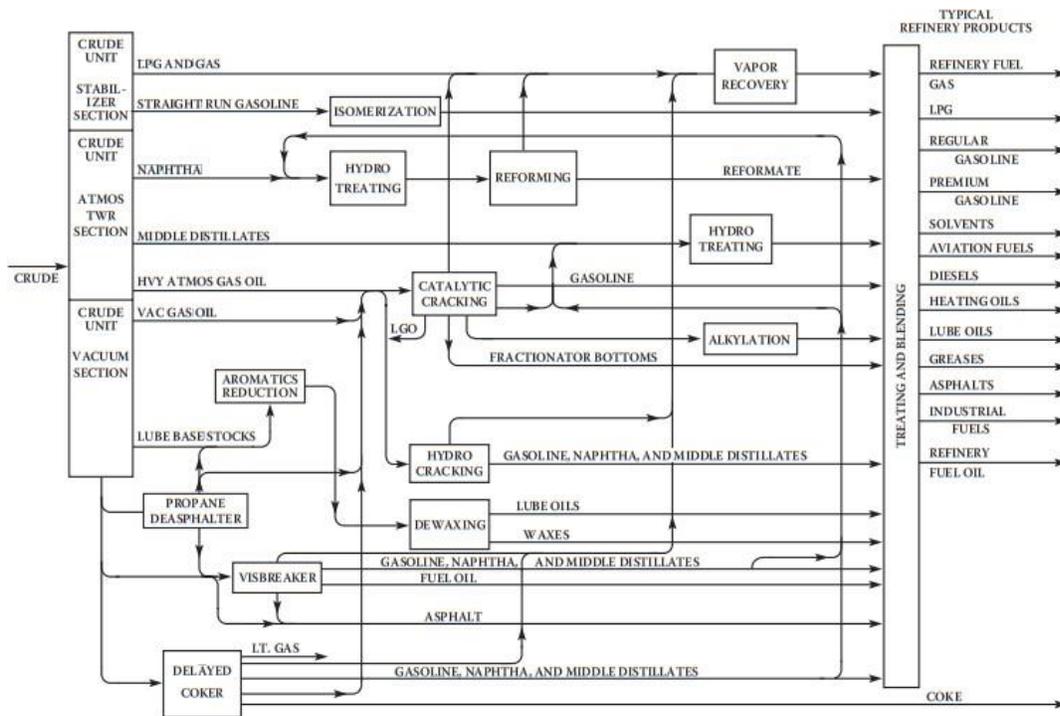


Figure I.1 : Schéma de Raffinage de pétrole

I.1.2. Fonctionnement Technique :

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

I.1.2.1. La distillation du pétrole brut en vue d'obtenir les produits intermédiaires

La distillation du pétrole brut se déroule en deux étapes complémentaires. La première consiste en une distillation, atmosphérique, permet de séparer les gaz, les essences, le naphta (coupes légères), le kérosène et le gazole (coupes moyennes) ainsi que les coupes lourdes. Les résidus de la distillation atmosphérique subissent une deuxième distillation, dite sous vide (colonne dépressurisée), afin de récupérer des produits moyens supplémentaires ayant une valeur commerciale.

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

La distillation sous vide : consiste à séparer les produits lourds des résidus de produits moyens en les soumettant à une deuxième phase de distillation dite « sous vide ». L'opération se déroule dans une colonne plus petite est fermée puis dépressurisée. Cette chute de pression permet de récupérer plus facilement les produits lourds dont la température d'ébullition est abaissée. Du gazole est récupéré en haut de la colonne et du fioul lourd à sa base. Les résidus de cette distillation sous vide sont récupérés en vue de produire des lubrifiants.

I.1.2.2. La transformation et l'amélioration de la qualité des coupes au sein des différentes unités de raffinage

Afin de répondre notamment à la demande importante en produits légers sophistiqués (40% de la demande totale de produits raffinés), les coupes subissent un certain nombre de transformations et d'améliorations qui s'effectuent au sein de plusieurs unités de raffinage.

Coupes lourdes (environ 40% du pétrole brut) :

Les résidus sous vide sont transformés par viscoréduction ou « vis Breaking ». Cette opération s'effectue en phase liquide entre 450°C et 500°C sous une pression comprise entre 5 et 20 bars. Il s'agit d'un craquage thermique, permettant d'obtenir des bitumes.

Les distillats sont transformés par craquage catalytique à haute température (500°C), en présence d'un catalyseur (substance favorisant les réactions chimiques) afin d'obtenir des fiouls lourds.

Coupes moyennes (environ 35% du pétrole brut) :

Le gazole léger, le gazole lourd ainsi qu'une partie des kérosènes, sont améliorés par hydrodésulfuration, un traitement à l'hydrogène visant à réduire la teneur en soufre.

La coupe de kérosène issue d'un brut contenant du soufre est amélioré par hydrotraitement. En présence de l'hydrogène contenu dans l'eau, de l'hydrogène sulfuré se forme et sépare ainsi le soufre de la coupe de kérosène. Il permet d'obtenir du kérosène adouci. Le traitement au Mero permet, par un procédé à la soude, de rendre inoffensif le soufre des kérosènes peu sulfurés.

Coupes légères (entre 20 et 25% du pétrole brut)

Les essences lourdes sont améliorées par le procédé de craquage catalytique permettant d'obtenir des supercarburants pour automobile (SP95, SP98, etc.).

En vue d'obtenir ces mêmes supercarburants, les essences légères sont améliorées par :

Isomérisation, procédé qui consiste à compenser une perte en indice d'octane due à la réduction légale de la teneur en plomb des essences.

Alkylation, procédé inverse du craquage qui conduit à l'augmentation du nombre d'atomes de carbone d'un composé organique.

Le naphta est amélioré par hydrotraitement afin d'en extraire le soufre. Les gaz qu'il contient sont ensuite éliminés dans un « stabilisateur », puis séparés en deux fractions. Le naphta léger est stocké pour servir de mélange à la fabrication de carburants tandis que le naphta lourd aime l'unité de reformage catalytique. La coupe de naphta hydrotraitée peut également être envoyée dans un vapocraqueur si elle est utilisée pour la pétrochimie.

Les gaz combustibles sont dirigés vers le four de la raffinerie.

Le propane et le butane (GPL) ne nécessitent pas de transformation ou d'amélioration particulière (2).

I.1.2.3. La fabrication des produits Finis

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

Par ailleurs, les raffineries produisent des lubrifiants destinés à améliorer le fonctionnement des moteurs, des machines de l'industrie et des navires. Ces huiles et graisses sont fabriquées à partir des résidus de la distillation sous vide (2).

I.2. Présentation de raffinerie RA1D Sbaa :

La construction de la raffinerie d'Adrar a été programmée dans le cadre du plan quinquennal d'investissement pour la période 2001-2005, afin de renforcer les capacités de raffinage du pays. Les travaux de réalisation ont été lancés en juin 2004 et la raffinerie est entrée en exploitation au mois de mai de l'année 2007. La construction du complexe a été confiée à la société chinoise « China National Petroleum Corporation » pour un coût global de 167 millions de dollars. Cette raffinerie a une capacité de production d'environ 600 000 tonnes par an de pétrole brut provenant des gisements situés dans la cuvette de Sbaa, Hassi Ilatou, Dechiera, OTRA. Elle est exploitée par la société SONATRACH, une entreprise publique algérienne (1).

I.2.1. Situation Géographique

La raffinerie de Sbaa (W. Adrar) est implantée sur une surface totale de 84 hectares dont 37 hectares sont occupés par le processus. Elle est située sur la commune de Sbaa à environ 44 km au Nord de la ville d'Adrar. Formant ainsi un rectangle d'une longueur de 740 m et une largeur 500 m [1] Les coordonnées sont : longitude 00° 11'Ouest, latitude 27° 49'Nord. L'altitude moyenne est de 275 mètres (1).

Chapitre I : Généralités sur le raffinage du pétrole et la raffinerie d'Adrar

Elle est limitée :

- au Nord : par la daïra de Tsabit ;
- au Sud : par la commune de Gurara ;
- à l'Ouest : par la commune de Sbaa ;
- à l'Est : par un terrain non urbanisé. (voir figure I.1)

Le site du projet est situé en plein désert du Gebi, à quelques 900 m d'une zone agricole rattachée au village de Sbaa, situé à l'Ouest du site. Hormis cette zone agricole, le paysage est un no man's land, dépourvu de toute végétation, d'habitations ou d'activités. Les conditions physiques témoignent de cette situation : pluviométrie 16 mm/an, humidité moyenne annuelle 24,5%, température moyenne annuelle 20,6%, etc (1).

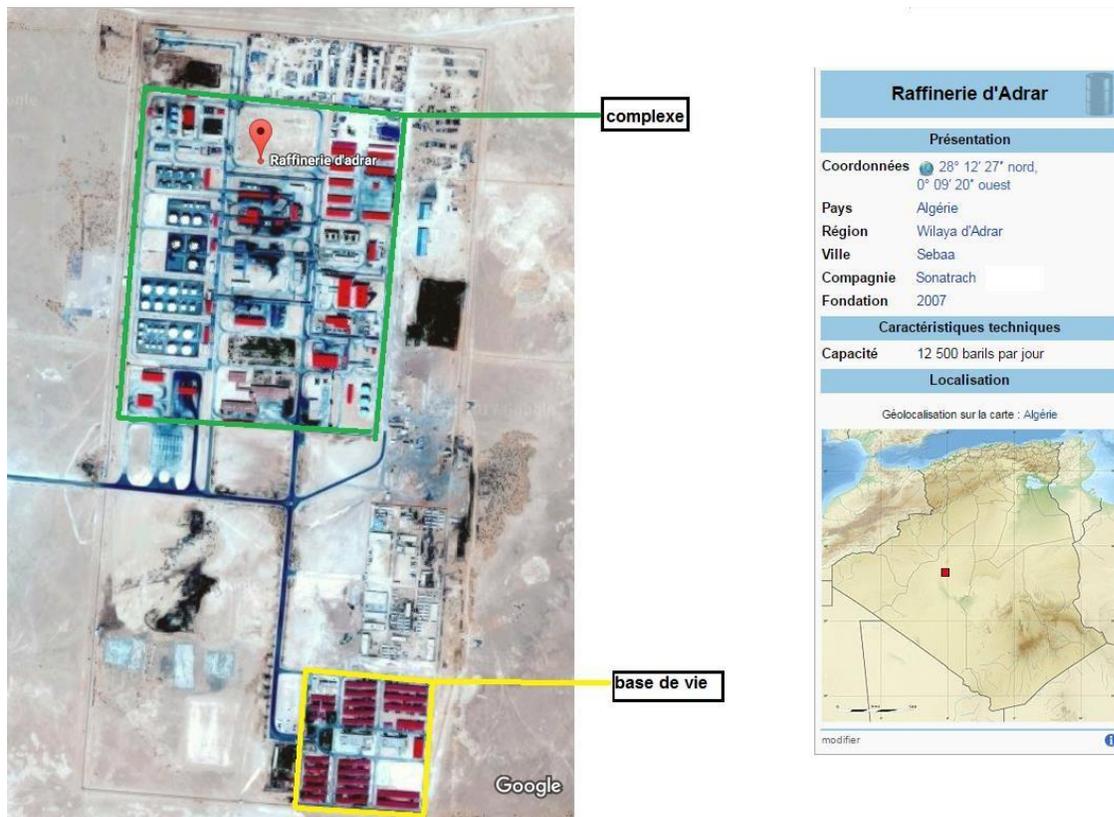


Figure I.2 : Plan de situation de la raffinerie d'Adrar

I.2.2. Identification des installations de raffinerie d'Adrar

Chapitre I : Généralités sur le raffinage du pétrole et la raffinerie d'Adrar

Le projet de la raffinerie d'Adrar, construit en 2006, se compose de 6 aires spécialisées comportant les installations suivantes :

- › Unité processus.
- › Unité de stockage des produits finis.
- › Unité des utilités et auxiliaires - Routes intérieures.
- › Administration.
- › Base de vie.

Elle se compose des unités de production, des utilités; d'une zone de stockage, d'une zone d'expédition, d'un centre enfûter de propane et de butane, de bâtiments techniques et administratifs, ainsi que d'une base de vie. Ces unités sont détaillées ci-dessous :

- › Une unité de distillation atmosphérique de brute ;
- › Une unité de reformage catalytique de naphta ;
- › Une unité de craquage catalytique de résidu atmosphérique (RFCC) ;
- › Une unité de séparation des GPL ;
- › Une salle de contrôle principale ;
- › Des bacs de stockage de produit pétroliers ;
- › Unités des utilités avec ses auxiliaires ;
- › Station d'air comprimé.

Des bâtiments constitués de :

- › Un bâtiment technique et laboratoire ;
- › Une station électrique principale ;
- › Des soustractions électriques ;
- › Un atelier de maintenance ;
- › Huit blocks d'approvisionnements ;
- › Un bâtiment administratif ;
- › Station de brigade anti-incendie ;
- › Rampes de chargement.



Figure I.3 : vue générale de la raffinerie

I.2.3. Description des différentes unités essentielles

La conception de l'installation est basée sur les trois principes suivants :

- La raffinerie fonctionne en continu à sa capacité de production annuelle (600 000 MTPA) ;
- La valorisation de la totalité des résidus de l'unité de distillation atmosphérique en produits raffinés et particulièrement la maximisation du gasoil ;
- Le fonctionnement de la raffinerie est complètement autonome. Toutes les utilités requises pour le fonctionnement des installations sont produites par la Raffinerie, à l'exception du gaz naturel qui provient du champ de gaz de SONATRACH de Sbaa (1).

I.2.3.1. Les utilités

Les utilités sont composées des unités suivantes :

- unité de traitement des eaux.
- unité de production de vapeur.
- unité de production d'énergie électrique.
- unité de distribution d'énergie électrique.
- unité de production d'air comprimé.
- unité d'exploitation d'eau de refroidissement et eau usée (1) .

I.2.3.2. Stockage Des Produits

a) Produits bruts

Le pétrole brut est stocké dans trois (03) bacs à toit flottant, chacun ayant une capacité nominale de 6 000 m³ correspondant à une autonomie d'exploitation de sept (07) jours environ ; ces bacs sont équipés de tous les accessoires et systèmes de régulation, de commande et de sécurité.

b) Produit raffinés

Essences

Les essences sont stockées dans six (06) bacs de stockage d'une capacité de 3 000 m³, l'essence 96 super provenant de l'unité reforming catalytique est stockée dans 02 bacs d'une capacité de 500 m³ chacun. L'essence 89 normale provenant de l'unité RFCC est stockée dans quatre (04) bacs d'une capacité de 3000m³ 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 deux (02) 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 1000 m³ chacune correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

Butane

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

Fuel Oil

Le fuel - oil issu de la RFCC est stocké dans 04 bacs de stockage d'une capacité de 300m³ chacun et est destiné à l'alimentation des chaudières.

c) Produits intermédiaires

Fuel Oil

Le fuel oil issue de l'unité de distillation 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 04 bacs à toit fixe d'une capacité de 1000m³ chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours (1).

I.3. Description du process et les installations d'exploitation

I.3.1. L'unité de distillation atmosphérique

L'unité de distillation atmosphérique, conçue pour une capacité de 600.000 tonnes par an, intègre une section de récupération des gaz. La principale matière première utilisée à ce stade du procédé de la raffinerie est le pétrole brut provenant des gisements suivants : Oued Tourhar ; Hassi Ilatou ; Oued Zine Foukroun et Haoud Sebaa.

La distillation est effectuée après le dégazage, qui a le pétrole brut subit un prétraitement sur les lieux d'extraction, qui consiste en un dégazage et le dessalage qui permet d'éliminer l'eau salée émulsionnée, prévenant ainsi les dommages potentiels aux installations de raffinage. Une première distillation sous pression atmosphérique entre 70°C et 370 à 380°C, permet de recueillir différentes fractions :

➤ à 70°C : une fraction légère dont on extrait par la suite du gaz (méthane, éthane, propane et butane) et une essence légère composée d'alcanes en C5 et C6.

➤ Entre 70°C et 220°C : deux fractions dites essence et naphta.

➤ puis une fraction kérosène qui sera transformée en carburacteur et en divers solvants.

➤ puis une fraction gazole, destinée au carburant gazole et au fioul domestique.

➤ à 370 ou 380°C : on récupère en fond de colonne les résidus dits "atmosphériques".

Ces résidus distillés sous pression réduite entre 70°C et 350°C donnent :

➤ à 70°C : le gazole lourd, destiné à être craqué pour donner des essences.

➤ des fractions intermédiaires ou fiouls lourds destinées aux bateaux et aux usines électriques.

➤ à 350°C : des résidus, dont on tire les bitumes.

Le procédé technologique adopté dans cette première étape vise à optimiser la récupération d'énergie, à réduire la consommation énergétique et à garantir un meilleur rendement et une qualité de produit supérieure.

Au cours de cette première opération, les principaux produits chimiques utilisés sont les inhibiteurs de corrosion, mélangés avec le pétrole brut (1).

La quantité annuelle de ces produits s'élevé à 80 tonnes par an.

Rejets de section la distillation

a- Rejets gazeux : Les principaux rejets gazeux sont :

➤ Rejets gazeux non condensés ;

‣ Rejets gazeux issues de la combustion (four et chaudière)

b- Rejets liquides : Eaux usées chargées d'huile et de sulfure.

c- Rejets solides : Au cours de cette étape aucun rejet de déchets n'est à signaler.

d- Nuisances sonores : Les seules nuisances sonores sont issues principalement des pompes, des moteurs et des chaudières.

I.3.2. L'unité de reforming catalytique

La capacité normale de l'unité reforming catalytique est de 150 000 tonnes/an, mais sa capacité réelle prévue est de 10 à 12 millions de tonnes par an. Cette unité comporte deux opérations à savoir un pré traitement et un reforming catalytique, des produits issus de l'unité de distillation atmosphérique (Naphte lourd).

Le reformage vise à transformer une coupe pétrolière à faible indice d'octane (naphta) en une essence à indice d'octane élevé. Pour cela, il est nécessaire d'isomériser des alcanes linéaires en alcanes ramifiés et d'augmenter la teneur en composés aromatiques par déshydrogénation des cyclo alcanes ou déshydrocyclisation des alcanes.

Cette opération catalytique se rapproche du reformage catalytique développé en pétrochimie pour produire des composés aromatiques, notamment du benzène. Les produits récupérés à cette étape du procédé sont : une essence à indice d'octane élevé ; du Gaz de pétrole liquéfié (GPL) ; et un gaz riche en hydrogène (1).

Rejets de l'unité de reforming

a- Rejets gazeux : Gaz de combustion.

b- Rejets liquides : Les eaux huileuses (0,3 tonne/heure) et les eaux chargés de sulfures (0,08 t/h).

c- Déchets solides : Déchets de catalyseurs.

I.3.3. L'unité de craquage catalytique (RFCC)

La capacité de cette unité est de 300.000 t/an, et comprend les sections suivantes (1) :

- Réactions de régénération.
- Le fractionnement.
- L'absorption et la stabilisation.
- La compression des gaz.
- Chaudière pour la récupération de la chaleur.

- Gaz sec.
- L'adoucissement du GPL.



Figure I.4 : L'unité de Craquage Catalytique (FCC)

Le craquage consiste en une rupture des chaînes carbonées des hydrocarbures de la charge pour obtenir des produits plus légers.

Deux principaux processus sont mis en œuvre (1) :

I.3.3.1. Le craquage catalytique des gazoles lourds

il a lieu à des températures entre 480°C et 500°C en présence d'un catalyseur (zéolithe, avec des substitutions cationiques de terres rares, maintenu au sein d'une matrice silice-aluminium amorphe). Il permet d'obtenir de l'essence (40 à 60 % de la masse initiale) ayant un indice d'octane supérieur à 90, du gazole, des sous-produits dont un gaz riche en alcènes (propène, butène) et du coke, qui doit être brûlé afin d'éviter l'empoisonnement du catalyseur.

L'apparition d'un carbocation comme intermédiaire réactionnel permet également un grand nombre d'isomérisations.

I.3.3.2. L'hydrocraquage des gazoles lourds

il a lieu à des températures entre 350°C-450°C sous une pression de 100 à 200 bar de H_2 , en présence d'un catalyseur bi fonctionnel (Pt ou Ni pour l'hydrogénation, zéolithe pour le craquage). Les produits intermédiaires étant hydrogénés au cours du craquage, permettant d'éviter la formation d'alcènes, de diènes et de coke, et réduit la présence d'aromatiques dans la charge. On extrait une essence à faible indice d'octane, du kérosène, du gazole et du fioul domestique. Cette technique nécessite une désulfuration préalable de la charge pour éviter d'empoisonner le catalyseur d'hydrogénation.

I.3.3.3. La viscoréduction

un craquage thermique à 470°C-480°C permettant la réduction de la viscosité des résidus de distillation, produisant ainsi des fiouls lourds qui, après avoir été mélangés avec du gazole (pour réduire à nouveau la viscosité), correspondront aux normes.

I.3.3.4. La cokéfaction

un autre craquage thermique permettant d'obtenir du coke, des distillats liquides recyclables et du gaz de craquage. La priorité est donnée à la fabrication des distillats par rapport au coke.

Rejets de l'unité de craquage

- a- Rejets gazeux : Ce sont des rejets contenant du CO_2 , du SO_2 et des poussières de catalyseur. Tous ces rejets sont canalisés et évacués par une cheminée.
- b- Rejets liquides : Eaux huileuses, eaux sulfureuses et eaux salées.
- c- Déchets solides : Métaux lourds issus du catalyseur.
- d- Nuisances sonores : Les principales sources de bruits sont les pompes électriques, les refroidisseurs d'air et les valves régulatrices de pressions.

I.3.4. L'unité de gaz

Cette unité a une capacité de 50.000 tonnes par an et assure l'épuration du GPL et le fractionnement des gaz.

Les matières premières utilisées de cette unité proviennent de l'unité de reforming catalytique et de l'unité de craquage catalytique.

Les produits de cette unité incluent le propane et le butane commercial.

Conclusion

Dans ce chapitre introductif, nous avons exploré les bases du raffinage du pétrole et présenté la raffinerie d'Adrar en tant qu'élément essentiel du paysage énergétique algérien. En comprenant ces fondements, nous sommes mieux préparés à évaluer l'impact potentiel d'une nouvelle charge de brut sur l'unité de craquage catalytique de la raffinerie, qui sera examinée en détail dans les chapitres suivants .

CHAPITRE.II. Généralités Sur le Craquage

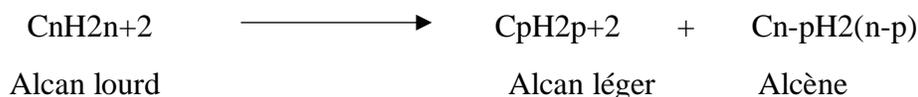
Introduction

Le craquage catalytique constitue un processus fondamental dans l'industrie pétrochimique, permettant la conversion efficace des fractions lourdes du pétrole brut en produits pétroliers légers et de grande valeur. Ce chapitre vise à explorer en profondeur les principes, les mécanismes et les applications du craquage catalytique. Nous examinerons les différents types de craquage catalytique, les réactions chimiques impliquées et les catalyseurs utilisés.

II.1. Principe de craquage

Le craquage consiste en une opération qui fragmente (ou coupe) les fractions d'hydrocarbures à longue chaîne, ayant un point d'ébullition plus élevé, pour produire des molécules plus courtes et plus utiles, tels que des hydrocarbures gazeux, des essences de base, du gazole et du fioul. Au cours du craquage, certaines molécules se combinent (se polymérisent) pour former des molécules plus grosses (3).

Bilan du craquage :



II.2. Les types de craquage

Les proportions des produits obtenus par séparation à partir des pétroles bruts ne coïncident pas avec le profil des besoins du marché ni en quantité ni en qualité (4).

Les procédés de transformation constituent les procédés majeurs du raffinage et de la pétrochimie [2]. Parmi ces grandes familles, les procédés de conversion qui accomplissent des transformations moléculaires répondant à cette adéquation (3).

Ils se classent donc en fonction des schémas réactionnels et des conditions opératoires,

II.2.1. Craquage par voie thermique

Les procédés de craquage thermique, mis au point en 1913, consistent à chauffer du fioul léger et du pétrole lourd sous pression dans de grands ballons, jusqu'à ce qu'ils se fragmentent en molécules plus petites possédant de meilleures propriétés antidétonantes. Cette méthode a évolué en procédés modernes comprenant la viscoréduction, le craquage à la vapeur et la cokéfaction (5).

II.2.2. Craquage par voie catalytique

Le craquage catalytique permet d'obtenir des molécules plus simples par la fragmentation d'hydrocarbures complexes, permettant ainsi d'améliorer la qualité et d'augmenter la quantité de produits légers plus intéressants et de diminuer la quantité de résidus. Des hydrocarbures lourds

sont exposés, à des conditions de température élevée et de basse pression, en présence des catalyseurs qui initient les réactions chimiques, il en résulte un réarrangement de la structure moléculaire, transformant les charges d'hydrocarbures lourds en fractions plus légères, telles que kérosène, essence, gaz de pétrole liquéfiés, fioul domestique et charges pétrochimiques.. Les catalyseurs utilisés dans les unités de craquage des raffineries sont généralement des matières solides poreuses (zéolite, hydrosilicate d'aluminium, argile de bentonite traitée, terre à foulon, bauxite et silico-aluminates) se présentant sous forme de poudres, de billes, de pastilles ou de granules façonnés appelés extrudites (8).

II.3. Craquage catalytique

II.3.1. Définition

Le craquage catalytique est une opération au cours de laquelle les grosses molécules d'alcane se brisent. Elle s'effectue vers 500°C à une pression voisine de la pression atmosphérique, rendant ainsi le processus moins coûteux. Les réactions produisent principalement des alcanes plus légers, linéaire, ramifiés ainsi que des alcènes. Le propane et le butane, ainsi que des alcènes tels que l'éthylène, le propène et le butène sont séparés des mélanges (4).

Ces produits sont utilisés comme produits de base de la pétrochimie. Ils fournissent des gaz, de l'essence et du gazole. Grâce à ce craquage, la qualité de l'essence est améliorée, obtenant ainsi des caractéristiques supérieures adaptés aux carburants pour moteurs et certains produits chimiques spécifiques (1).

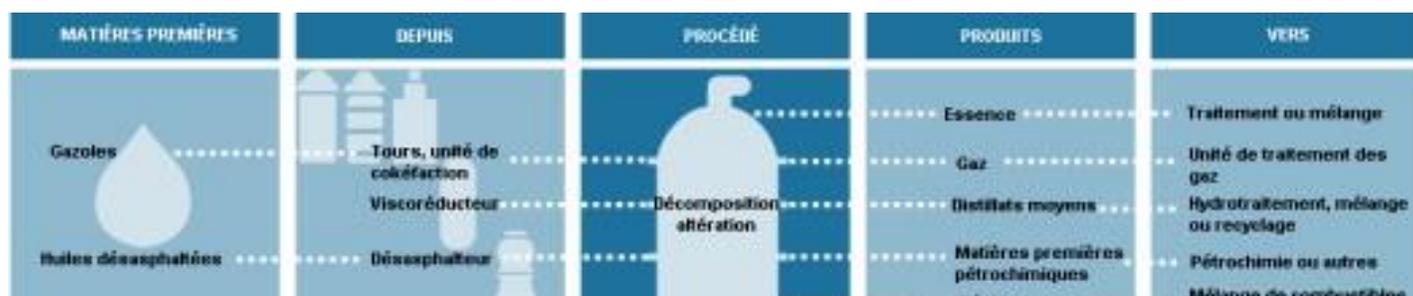


Figure II.1 : Le craquage catalytique en cinq étapes

II.3.2. Historique

Les premières tentatives de réduction de la masse moléculaire des fractions pétrolières lourdes remontent à 1912. Vers 1920, le procédé McAfee de craquage en batch, utilisant $AlCl_3$ comme catalyseur, a été développé et mis en œuvre à la raffinerie Gulf de Port Arthur, où il a été employé pendant 14 ans. En 1923, l'ingénieur français Eugène Houdry a commencé à étudier le craquage catalytique en lit fixe, et la première unité de ce type a été mise en service en 1936, utilisant un catalyseur à base d'argile naturelle (montmorillonite). En 1940, ce catalyseur naturel a été remplacé par un catalyseur synthétique à base de silice-alumine, offrant une meilleure activité et sélectivité. Comparé au craquage thermique, le craquage catalytique est significativement plus rapide et sélectif (6).

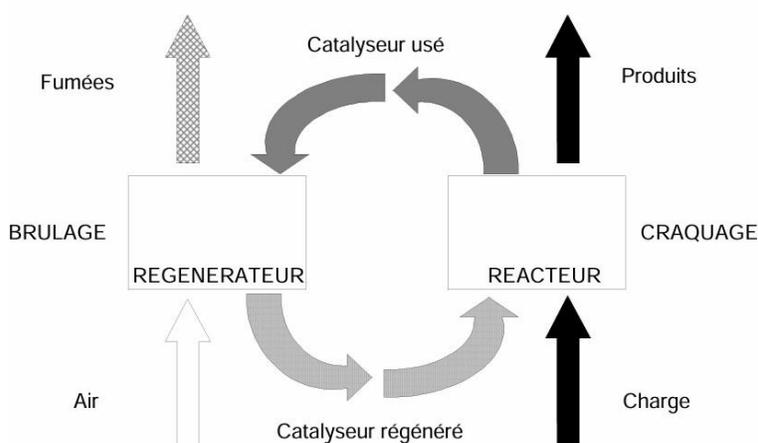


Figure II.2 : Schéma simplifié de procédé de craquage catalytique

II.3.3. Les procédés de craquage Catalytique

II.3.3.1. Procédé à lit fixe

le premier procédé industriel de craquage catalytique, mis au point par E. HOUDRY à la raffinerie de Sun-Oil Compagny en Pensylvanie (3).

II.3.3.2. Procédé à lit mobile

la première installation utilisant ce procédé fût mise au point par Socony Vaccum en 1994. Ce système appelé Thermofor Catalytic Cracking (TCC), utilisait des granulés de catalyseur de quelques millimètres de diamètre. Le catalyseur était mobile, traversant le réacteur pour activer le craquage, puis extrait en continu après usage pour être régénéré dans un régénérateur indépendant où une insufflation d'air mélangé à du gaz inerte brûlait le coke qui l'enrobait et remettait le catalyseur à neuf. Celui-ci est ramené ensuite au sommet du réacteur par entrainement gazeux (9).

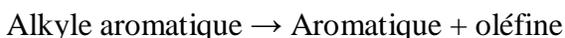
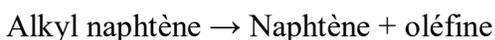
II.3.3.3. Procédé à lit Fluidisé

breveté par le Français Eugène Houdry en 1928, est toujours largement utilisé aujourd'hui. Connu sous le nom « Fluid Catalytic Cracking » (Normand, 1976). La première unité de cracking en lit fluidisé a été mise en œuvre en 1942 à la raffinerie ESSO en Louisiane (10).

II.3.4. Les réactions mise en jeu :

Les produits formés lors du craquage catalytique résultent de réactions primaires et secondaires (10).

Les réactions primaires impliquent la scission initiale de la liaison carbone-carbone et la neutralisation immédiate de l'ion carbonium (7). Elles peuvent être représentées comme suit :



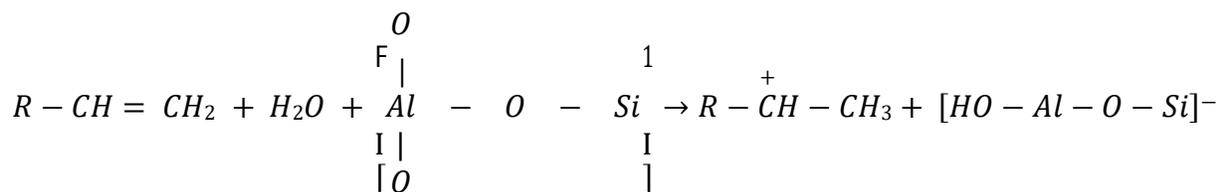
Selon Thomas, le mécanisme de formation des ions carbonium est initié par une petite quantité de craquage thermique des n-paraffines formant des oléfines. Ces oléfines ajoutent ensuite un proton du catalyseur pour former de gros ions carbonium, qui se décomposent selon la règle bêta où la scission de la liaison carbone-carbone a lieu au niveau du carbone en position bêta par rapport aux ions carbonium et aux oléfines permettant d'obtenir de petits ions carbonium et des oléfines. Les petits ions carbonium propagent la réaction en chaîne en transférant un ion hydrogène d'une n-paraffine pour former une petite molécule de paraffine et un nouvel ion carbonium de grande taille (3,13).

Pour illustrer une réaction typique de craquage d'hydrocarbures n-paraffine, examinons la séquence d'emprunt pour le n-octane (où R = CH₃ CH₂ CH₂CH₂ -).

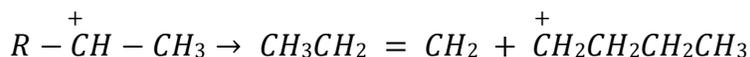
Etape 01 : légère réaction d'initiation de craquage thermique



Etape 02 : Décalage de protons

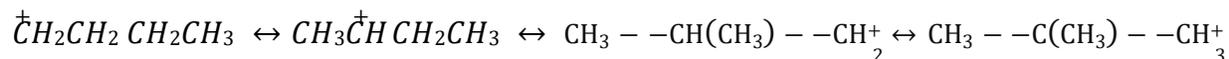


Etape 03 : Division bêta

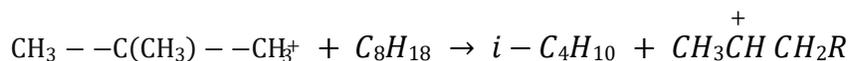


Chapitre II : Généralités Sur le Craquage

Etape 04 : Réaménagement vers une structure plus stable. L'ordre de stabilité des ions carbonium est tertiaire > Secondaire > Primaire



Etape 05 : Transfert d'ions hydrogène



II.3.4.1. Craquage des Paraffines

Le craquage catalytique des paraffines se caractérise par une forte production d'hydrocarbures C3 et C4 dans les gaz craqués. Les vitesses de réaction et les produits sont déterminés par la taille et la structure des paraffines, et l'isomérisation en structures ramifiées et la formation d'hydrocarbures aromatiques, résultant de réactions secondaires impliquant des oléfines [14]. En ce qui concerne les vitesses de réaction, l'effet du catalyseur est plus prononcé à mesure que le nombre d'atomes de carbone dans la molécule augmente, mais cet effet n'est pas appréciable tant que le nombre d'atomes de carbone est inférieur à six. La vitesse de fissuration est également influencée par la structure de la molécule, celles contenant des atomes de carbone tertiaires se fissurant plus facilement, tandis que les atomes de carbone quaternaires sont les plus résistants. Les composés contenant les deux types d'atomes de carbone ont tendance à se neutraliser mutuellement de manière univoque. Par exemple, le 2,2,4-triméthylpentane (un tertiaire et un quaternaire) se fissure à peine plus rapidement que le n-octane, tandis que le 2,2,4,6,6-pentaméthylheptane (un tertiaire et deux quaternaires) se fissure à un rythme plus lent que le n-dodécane (6).

II.3.4.2. Craquage des Oléfines

Le taux de craquage catalytique des hydrocarbures oléfiniques est beaucoup plus élevé que celui des paraffines correspondantes.

Les principales réactions sont :

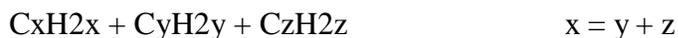
1. Scission de la liaison carbone-carbone
2. Isomérisation
3. Polymérisation
4. Saturation, aromatisation et formation de carbone

L'isomérisation des oléfines suivie de la saturation et de l'aromatisation sont responsables de l'indice d'octane élevé et de la sensibilité au plomb des essences craquées catalytiquement. La vitesse plus élevée des réactions de transfert d'hydrogène pour les oléfines ramifiées entraîne des rapports de paraffines iso- à normales plus élevés que les rapports d'équilibre des oléfines

C-C-C-C-C-C	14 %
$\begin{array}{c} C \\ \\ C-C-C-C \end{array}$	25 %
$\begin{array}{c} C-C-C-C \\ \\ C \end{array}$	25 %
$\begin{array}{c} C-C-C \\ \quad \\ C \quad C \end{array}$	32 %
$\begin{array}{c} C \\ \\ C-C-C \\ \\ C \end{array}$	10 %

Figure II.3 : Le craquage de paraffines

mères. De plus, les naphènes agissent comme donneurs d'hydrogène dans les réactions de transfert avec les oléfines pour produire des iso-paraffines et des aromatiques (8).



Oléfine



Oléfine Dioléfine Hydrogène

La transformation des oléfines en paraffines et en dioléfines ou en aromatiques, par cette réaction de transfert d'hydrogène, joue un rôle considérable dans le craquage catalytique

Oléfine 1 + oléfine 2 paraffines + dioléfine

Oléfines paraffines + aromatique

Leur mécanisme est en général facilement explicable par les propriétés de l'ion carbonique. L'explication est cependant plus délicate pour l'aromatisation des naphènes et la condensation des aromatiques (13).

II.3.4.3. Craquage des Naphènes

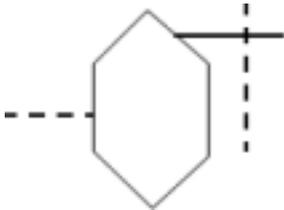
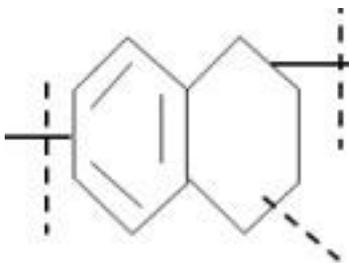
La réaction de fissuration la plus importante des naphènes en présence de silice-alumine est la déshydrogénation en aromatiques. Il y a également une scission de la liaison carbone-carbone dans l'anneau et les chaînes latérales attachées, mais à des températures inférieures à 1000 ° F (540 ° C), la réaction de déshydrogénation est considérablement plus importante. La déshydrogénation est très importante pour les naphènes C9 et plus gros, et elle produit une essence à indice d'octane élevé. Les produits liquides non cycliques et les gaz de craquage résultant du craquage des hydrocarbures naphéniques sont plus saturés que ceux résultant du craquage des paraffines (11).

II.3.4.4. Craquage des Hydrocarbures Aromatiques

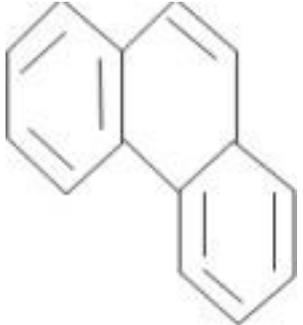
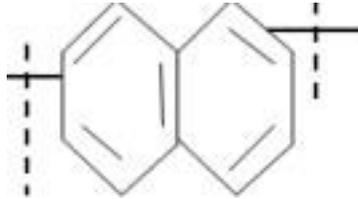
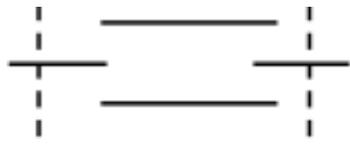
Les hydrocarbures aromatiques dont les groupes alkyles contiennent moins de trois atomes de carbone sont peu réactifs. La réaction prédominante pour les aromatiques à longues chaînes alkyles est la séparation nette des chaînes latérales sans rupture du cycle. La liaison carbone-carbone rompue est celle adjacente au cycle, et les composés benzéniques contenant des groupes alkyle peuvent être craqués avec une récupération quasi quantitative du benzène (14).

Chapitre II : Généralités Sur le Craquage

Tableau II.1 : Principales réactions des différentes familles d'hydrocarbures en craquage catalytique.

Hydrocarbures	Structure chimique schématique	Nature des réactions prédominant	Principaux produits obtenus
Paraffines (Normale et iso)		Rupture de la chaîne HC en divers points, les ruptures en bout de chaîne sont favorisées	Paraffines et oléfines ramifiées comprenant au moins 3 atomes de Carbone, peu de Méthane
Naphtènes		Rupture des cycles et des chaînes Latérales	Paraffines et oléfines un peu d'aromatiques
Naphtènes aromatiques		Ouverture du cycle naphténiq ue, rupture des chaînes latérales au niveau des cycles aromatiques	Paraffines, oléfines et aromatiques

Chapitre II : Généralités Sur le Craquage

<p>Aromatiques sans Chaîne latérale</p>		<p>Craquage négligeable</p>	<p>Coke</p>
<p>Aromatiques avec Chaîne latérale</p>		<p>Rupture des chaînes latérales au niveau des cycles aromatiques</p>	<p>Oléfines et aromatiques</p>
<p>Oléfines</p>		<p>Rupture de la chaîne hydrocarbonée en divers points</p>	<p>Oléfines ramifiées, un peu de paraffines</p>

II.4. Technique de craquage catalytique

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 point d'ébullition appropriés pour l'usage comme essence et gasoil (5).

Son activité craquante découle de son caractère acide ; elle est parfois améliorée par la présence de terres rares (Lanthane. Cérium...). Les catalyseurs de craquage catalytique ne sont pas empoisonnés par des impuretés comme le soufre et l'azote, mais. En revanche, ils craignent les métaux, même à l'état de traces. Par conséquent, l'utilisation des charges entièrement démétaillées est nécessaire (15).

II.4.2. Unité de craquage catalytique

Une unité classique de craquage catalytique comprend deux sections principales (16) :

- Le réacteur (ou riser), dans lequel ont lieu les réactions de craquage avec dépôt de coke sur le catalyseur.
- Le régénérateur, où une injection d'air permet le brûlage du coke à une température comprise 650 et 720 °C.

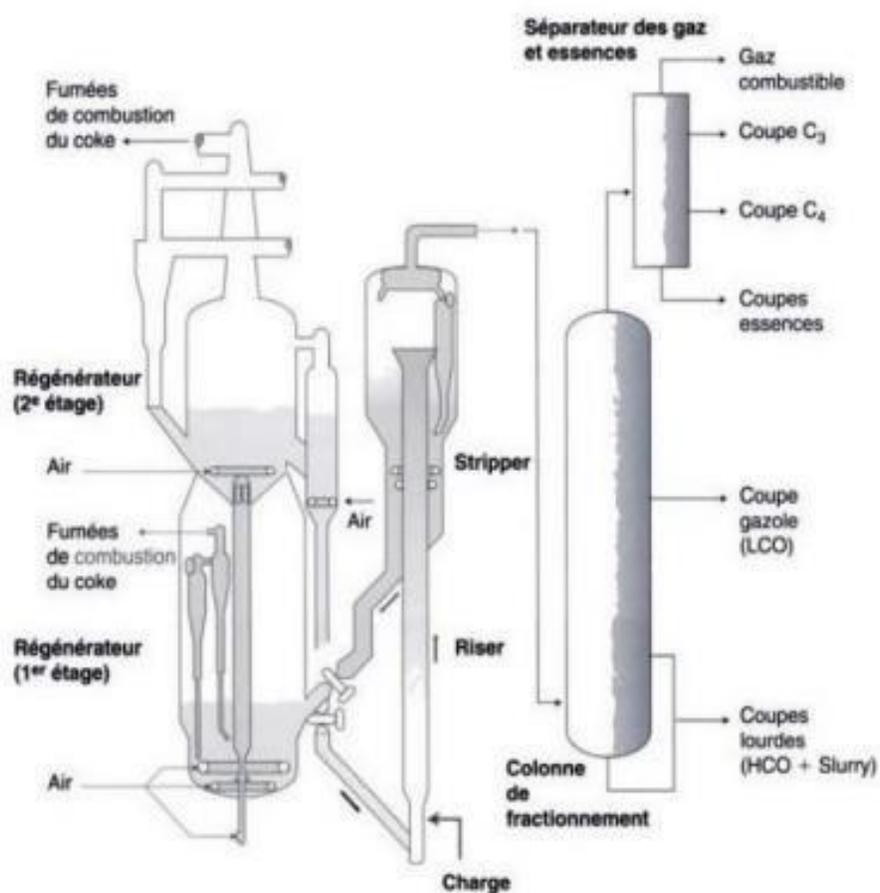


Figure II.5 : Schéma générale d'une unité de craquage catalytique

II.4.3. Charges et produits

A. Frais

La charge typique alimentant le FCC est le distillat sous vide ayant un point d'ébullition initial 350-380 °C et un point final 550-560 °C environ. Mais très souvent le raffineur y ajoute d'autres charges de poids moléculaires comparables, qu'il cherche à valoriser, provenant de diverses unités de transformation (3).

Les charges pour ce procédé flexible sont en général des distillats sous vide, des huiles désasphaltées, des résidus hydrotraités ou non, ainsi que les sous-produits d'autres procédés tels que des extraits, des paraffines, des distillats de viscoréduction et cokéfaction, ainsi que des résidus d'hydrocraquage convertis en mélange avec la charge principale (7).

B. Produits

Les produits de conversion du craquage catalytique sont largement oléfiniques pour les fractions légères et fortement aromatiques pour les fractions lourdes (18). Un éventail très large de produits est obtenu allant des gaz légers (C4-) aux fractions très lourdes (HCO2 :350-550 °C, slurry : 550 °C) voire le coke. L'essence est généralement le produit le plus recherché, son rendement moyen étant d'environ 50 % en poids par rapport à la charge (17).

II.4.4. Le Mécanisme

a. Initiation

Dans le craquage thermique, le doublet d'électron qui lie les noyaux de deux atomes de carbone se sépare de telle sorte qu'un électron reste sur chaque noyau, il y a ainsi formation de radicaux libres $C : C \rightarrow \dot{C} + \dot{C}$ (1)

Dans le craquage catalytique, le doublet reste sur le même noyau de l'atome de carbone et l'autre se charge d'électricité positive, il y a ainsi formation d'ion positif dit ion carbonium. $C : C \rightarrow C : + C^+$ (2)

Ce mode de rupture demande une énergie considérable et il ne peut se produire qu'en présence de donneurs de protons H⁺ qui sont les centres actifs du catalyseur. [20]

b. Formation de l'ion carbonium

Formulée pour expliquer l'action catalytique de certains acides dans les réactions d'alkylation et de polymérisation à basse température des oléfines et des isoparaffines, la théorie de l'ion carbonium peut s'appliquer par la rupture des molécules d'hydrocarbures à haute température et en présence d'un catalyseur. L'ion carbonium est un produit intermédiaire fugace résultant de l'addition à une oléfine d'un proton H⁺, venant du catalyseur. $H^+ + \text{oléfine} \rightarrow \text{ion carbonium} + \dots$ (3)

Cette addition s'accompagne d'un dégagement de chaleur qui est plus important pour l'addition sur un carbone tertiaire que secondaire et secondaire que primaire, d'où tendance

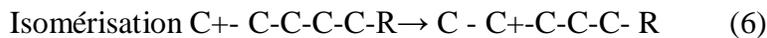
Chapitre II : Généralités Sur le Craquage

à l'isomérisation et facilite le craquage des isoparaffines. L'ion carbonium peut à son tour s'ajouter à une oléfine pour donner un ion carbonium plus long $R+1 + \text{oléfine} \rightarrow R+2$ (4)

Cette alkylation ou polymérisation s'accompagne aussi d'un dégagement de chaleur. Dans le craquage, c'est exactement la réaction inverse qui se produit. [20] $R+2 \rightarrow R+1 + \text{oléfine}$ (5)

c. Mécanisme d'action de l'ion carbonium

Soit le craquage d'une oléfine longue en chaîne droite, la double liaison étant en position -1, il y a d'abord formation d'un ion carbonium par la réaction (3). Puis l'ion carbonium alkyle en position normale s'isomérisent instantanément pour venir en position secondaire.

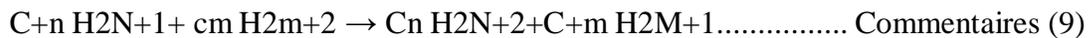
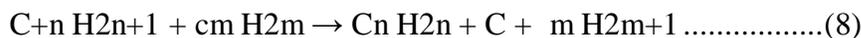


Ensuite, il y a rupture de la chaîne en position bêta avec formation d'un ion carbonium plus court.



La rupture en position bêta n'autorise pas la formation des oléfines plus courtes que le propylène. Les ions carbonium ainsi formés s'isomérisent instantanément et subissent le craquage à leur tour formant chaque fois du propylène et un ion carbonium plus court.

Le phénomène se poursuit jusqu'à ce que l'ion carbonium ne puisse plus se séparer en deux fragments de chacun au moins trois atomes de carbone. Alors il peut s'alkyler sur une oléfine, en créant une oléfine et un ion carbonium, ou bien sur une paraffine avec formation d'une paraffine et d'un ion carbonium, ou bien il peut perdre un proton et le rendre au catalyseur dans une réaction inverse de la réaction (3).



Ces dernières réactions sont caractéristiques de ce qu'on appelle le « transfert d'hydrogène ».

Les propriétés principales de l'ion carbonium sont celles qui découlent des réactions ci-dessus, à savoir :

- Formation à partir d'un proton venant du catalyseur
- Isomérisation du carbone primaire sur le carbone secondaire et même tertiaire, si l'activité catalytique est très forte : C



- Scission en une oléfine et un ion plus court.
- Alkylation sur une paraffine ou une oléfine.

Le mécanisme suivant lequel intervient l'ion carbonium dans le craquage des aromatiques est encore obscur.

Pour les hydrocarbures saturés, cycliques ou en chaîne ouverte, il semble qu'il y ait d'abord formation d'oléfines par un très léger craquage thermique, puis d'ions carbonium en présence de catalyseur. Une fois formés, ils provoquent les réactions de craquage proprement dites (20).

II.4.5. Le craquage catalytique en lit fluidisé (FCC)

Les unités de craquage catalytique sur lit fluidisé comportent une section de catalyse (colonne montante, réacteur et régénérateur) et une section de fractionnement, qui fonctionnent ensemble comme une unité de traitement intégrée. L'unité FCC utilise un catalyseur se présentant sous forme d'une poudre fine en suspension dans de la vapeur d'hydrocarbures ou dans un gaz qui agit comme milieu de fluidisation. Le craquage est réalisé dans une colonne montante par laquelle le mélange catalyseur-hydrocarbures s'écoule dans le réacteur (8).

Dans le procédé FCC, une charge d'hydrocarbures préchauffés est mélangée avec le catalyseur régénéré chaud dans la colonne d'entrée du réacteur. La charge est combinée aux hydrocarbures recyclés et vaporisée, puis sa température est portée à la température du réacteur par le catalyseur chaud. Le craquage est réalisé sous faible pression au fur et à mesure que le mélange s'écoule dans le réacteur, et il se poursuit jusqu'à ce que les vapeurs d'hydrocarbures soient séparées du catalyseur dans les cyclones du réacteur. Le produit obtenu passe dans une colonne de fractionnement, et une certaine partie des hydrocarbures lourds sont renvoyés dans la colonne montante pour être recyclés.

Le catalyseur épuisé est régénéré pour en extraire le coke accumulé. Il est acheminé vers un séparateur, puis vers un régénérateur où il est mélangé à de l'air préchauffé pour brûler la plus grande partie des dépôts de coke. On ajoute du catalyseur neuf et on élimine le catalyseur épuisé pour optimiser le procédé de craquage (13).

II.4.6. Le craquage catalytique en lit mobile (FCC)

Le craquage catalytique sur lit mobile est semblable au craquage catalytique sur lit fluidisé; toutefois, le catalyseur se présente sous forme de pastilles et non d'une poudre fine. Ces pastilles sont amenées par un convoyeur ou un transporteur pneumatique jusqu'à une trémie située au dessus de l'unité; elles redescendent ensuite par gravité, d'abord vers le réacteur, puis vers le régénérateur. Le régénérateur et la trémie sont isolés du réacteur par de la vapeur d'étanchéité. Le produit craqué est séparé en gaz de recyclage, hydrocarbures, hydrocarbures clarifiés, distillats, naphthas et gaz humides (16).

II.4.7. Le craquage catalytique en lit mobile selon le procédé (TCC)

Dans ce type de craquage, la charge préchauffée s'écoule par gravité dans le réacteur. Les vapeurs sont séparées du catalyseur et acheminées vers une colonne de fractionnement. Le catalyseur usé est régénéré, refroidi et recyclé, et les gaz provenant du régénérateur sont acheminés vers une chaudière alimentée en monoxyde de carbone, de manière à récupérer la chaleur (9).

II.5. Les catalyseurs industriels

II.5.1. Définition

C'est une substance qui, sans figurer dans le produit final et sans subir de modification structurale, modifie la vitesse d'une réaction chimique en diminuant l'énergie d'activation selon la loi d'Arrhenius (11).

II.5.2. Le catalyse

Le phénomène de catalyse a été décrit pour la première fois par Berzelius, en 1835. La catalyse désigne l'augmentation de la vitesse d'une réaction sous l'action d'une espèce chimique, appelé catalyseur, qui n'intervient pas dans le bilan réactionnel. L'action d'un catalyseur est uniquement de nature cinétique. En effet, un catalyseur ne fait qu'augmenter, parfois de façon très importante, la vitesse d'une réaction thermodynamiquement possible. En aucun cas un catalyseur ne peut rendre possible une réaction qui est thermodynamiquement très défavorable. En d'autres termes, le catalyseur modifie la valeur de la constante de vitesse d'une réaction, mais ne change rien à la constante d'équilibre de la réaction (5).

Il existe deux types de catalyses (3):

Catalyse homogène : Lorsque le catalyseur appartient à la même phase que les réactifs.

Catalyse hétérogène : Lorsque le catalyseur appartient à une phase différente de celles des réactifs.

II.5.3. Principaux types de catalyseur

Les principaux types de catalyseurs dans le raffinage se regroupent en trois catégories principales (19) :

II.5.3.1. Catalyseurs massiques

- constitués exclusivement de phase active.

Exemple : catalyseurs Claus (Al_2O_3 et/ou oxyde de titane), catalyseurs d'oligomérisation hétérogène (silice-alumine, zéolithes), supports de certains catalyseurs bifonctionnels.

II.5.3.2. Catalyseurs supportés

Composés d'une phase active dispersée sur un support oxyde préalablement mis en forme.

Exemple : catalyseurs de reformage catalytique avec environ 0.5% de platine et un promoteur dispersé sur un support d'alumine γ chlorée.

- Permet de maîtriser l'optimisation des propriétés texturales, structurales, mécaniques et morphologiques.

II.5.3.3. Troisième catégorie de catalyseurs

- Résulte d'une opération unitaire combinant la mise en forme et l'ajout d'une phase active ou de sels précurseurs.

Exemples : catalyseurs d'hydrosourage Co-malaxés, catalyseurs de craquage catalytique, catalyseurs hétérogènes obtenus par coagulation en goutte d'un mélange d'hydrogel d'alumine et de zéolithe.

II.5.3.4. Catalyseurs "homogène"

- Élaborés à partir de complexes organométalliques interagissant avec un milieu solvant approprié.

- Ajoutés à l'état de traces dans le milieu réactionnel.

- Utilisés en oligomérisation d'oléfines légères, adoucissement des essences et des kérosènes.

II.5.4. Les caractéristiques et les propriétés principales des catalyseurs

Les caractéristiques économiques des procédés catalytiques du raffinage dépendent étroitement des propriétés et, plus spécifiquement, des caractéristiques du catalyseur.

L'utilisateur, le bailleur de procédé et le fabricant du catalyseur attachent beaucoup d'importance à leur contrôle et, pour les deux derniers, à leur reproductibilité par une maîtrise achevée des techniques de préparation et de caractérisation (6).

II.5.4.1. Caractéristiques catalytiques fondamentales (les performances des catalyseurs)

Les performances d'un catalyseur reposent sur trois caractéristiques fondamentales (7,11) :

Activité : L'activité d'un catalyseur représente la vitesse à laquelle il transforme les réactifs dans des conditions opératoires spécifiques. Une activité élevée se traduit par une réaction rapide, permettant une utilisation minimale de catalyseurs ou des conditions de réaction moins sévères, notamment à des températures relativement basses.

Chapitre II : Généralités Sur le Craquage

Sélectivité : La sélectivité d'un catalyseur indique sa capacité à favoriser la transformation des réactifs en produisant principalement le produit recherché parmi tous les produits possibles. Une sélectivité élevée conduit à des rendements optimaux dans le produit désiré, en réduisant au minimum les réactions secondaires indésirables.

Stabilité : La stabilité d'un catalyseur se définit par la durée pendant laquelle son activité et sa sélectivité restent constantes. Ces propriétés peuvent évoluer à des vitesses variables avec le temps, et une bonne stabilité implique que le catalyseur conserve ses performances au fil du temps.

Tableau II.2 : Caractéristiques catalytiques fondamentales

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

II.5.4.2. Caractéristiques intrinsèques

Propriétés structurales :

La qualité des sites dispersés sur la surface active détermine l'activité catalytique.

Les caractéristiques de la phase active accessible (structure, composition chimique locale, défauts) influent sur ces sites (4).

Ces caractéristiques définissent les propriétés intrinsèques des sites accessibles (nature, force, densité, stabilité, etc.) (13).

Propriétés texturales :

Elle est déterminée par la surface spécifique totale, la surface spécifique active, le volume des pores accessibles, les dimensions et la distribution des pores, et l'inter-connectivité du réseau poreux. Elle impacte influence l'accès des réactifs aux sites catalytiques et l'évacuation des produits de réaction (14, 9).

II.5.4.3. Les propriétés

a. Propriétés mécaniques des catalyseurs

Les catalyseurs doivent être résistants aux diverses contraintes mécaniques qu'ils subissent tout au long de leur existence, telles que la production, le transport, le stockage, le chargement dans le réacteur, , etc.Pour assurer leur durabilité et éviter la casse, l'abrasion et l'attrition (6).

.b. Propriétés thermiques des catalyseurs

Une bonne conductivité thermique permet de limiter les gradients de température dans le grain et le lit catalytique, ce qui favorise les transferts de chaleur (12).

Cela est particulièrement important pour les réactions à forte thermicité, car des gradients de température élevés peuvent entraîner des problèmes de performance et de durabilité du catalyseur (17).

c. Propriétés catalytiques fondamentales

- La sélectivité du catalyseur :

Une bonne sélectivité permet d'obtenir de bon rendement en produits désirés au détriment des produits indésirables (1).

- La stabilité du catalyseur :

La stabilité nous renseigne sur l'obtention des propriétés du catalyseur en fonction du temps dans des conditions de mise en service et en régénération. Suivant les conditions opératoires, les propriétés du catalyseur peuvent être altérées par (1) :

· Le dépôt du coke sur certains catalyseurs (bouchage des pores). · Perte d'activité par destruction physique ou chimique des agents activants.

- Agglomération des sites actifs par frittage.

- Régénérabilité :

Après un certain temps d'activité, les catalyseurs subissent une perte d'activité due au vieillissement. Lorsque leur activité et leur sélectivité deviennent insuffisantes, une régénération est nécessaire pour restaurer leurs propriétés initiales. Dans le craquage catalytique, par exemple, le catalyseur après un certain temps relativement court perd de son activité par dépôt de coke sur les sites actifs. La régénération implique alors la combustion du coke pour restaurer l'activité du catalyseur.

- Reproductibilité :

Cette propriété est très importante en ce qui concerne l'approvisionnement catalyseur identique pour le réacteur. Pour éviter toute fluctuation des propriétés du catalyseur lors de sa formulation, il est essentiel de reproduire la préparation du catalyseur, dans des conditions économiquement acceptables.

- Prix :

Le coût du catalyseur est un facteur clé dans la prise de décision et doit être justifié par ses performances et son efficacité tout en restant économiquement viable par rapport aux alternatives du marché.

II.5.5. Description d'un catalyseur moderne de l'unité FCC

Il convient tout d'abord de bien distinguer le catalyseur frais de FCC tel qu'il est fourni par le fabricant, du catalyseur équilibré en fonctionnement dans l'installation de FCC, car leurs caractéristiques et propriétés catalytiques sont différentes.

Le catalyseur frais (Scherzer, 1993) : Il s'agit d'un solide acide composite complexe, comportant essentiellement la zéolithe qui est l'agent actif principal et la matrice. Il se présente sous forme d'une poudre obtenue par atomisation d'une suspension aqueuse (ou slurry) du mélange des divers constituants solides du catalyseur sous forme finement divisée (8).

1-La zéolithe Le constituant zéolithique majeur du catalyseur de craquage est la zéolithe Y. Il s'agit d'un aluminosilicate cristallin. Cette structure est caractérisée par un réseau tridimensionnel de pores identiques dont l'ouverture, limitée par un arrangement dodécagonal d'oxygènes, est de l'ordre de 8 Å. La charpente aluminosilicatée est porteuse de charges négatives localisées au voisinage des tétraèdres aluminiques (AlO₄)⁻. A l'issue de la synthèse de la zéolithe, les charges négatives sont compensées par des ions sodium Na⁺. Pour créer l'acidité nécessaire à la catalyse recherchée, ces ions alcalins doivent être en majeure partie remplacés par des ions ammonium

(décomposables par calcination en H^+ et NH_3) ou des ions de terres rares RE_{3+} (Rare Earth). Chaque tétraèdre (AlO_4)- de la charpente est donc un site acide potentiel.

La quasi-totalité de ces sites est accessible grâce au réseau très dense d'ultra-micropores que comporte la structure et qui peuvent être empruntés par la plupart des molécules à transformer. La zéolithe Y peut être introduite dans les catalyseurs industriels sous diverses formes : REHY, REY, HUSY, REHUSY et DY, où H représente un proton créé par la décomposition des ions ammoniums. Les teneurs classiques en zéolithe Y dans le catalyseur sont comprises entre 10 et 50 % en masse (13).

-La matrice La matrice comprend les divers constituants du grain autres que la zéolithe. Ils peuvent être variés et jouent tous un rôle spécifique :

- Le liant qui est, avant l'étape d'atomisation, soit un sol de silice ou d'alumine soit un gel de silice-alumine, assure la cohésion des microsphères de catalyseur ;

- Le diluant, le kaolin, a pour but de diluer les cristaux de zéolithe dans les microsphères. Il est généralement inerte. Il apporte aussi une macroporosité utile pour assurer une bonne diffusion des réactifs et des produits.

- Divers additifs d'activité, dont l'alumine est le principal, peuvent également être présents, elle améliore l'activité craquante

Le catalyseur équilibré : Dès son introduction dans l'unité de FCC, le catalyseur frais subit d'importantes modifications dues aux conditions sévères de température (650 à 750°C) et de pression partielle de vapeur d'eau qui règnent dans le régénérateur et aussi à une contamination par la charge la présence notamment de nickel et de vanadium. Il en résulte une dégradation rapide des performances catalytiques qui peut devenir irréversible. Pour conserver une activité constante dans le temps, une petite fraction de l'inventaire en catalyseur circulant dans l'installation est soutirée volontairement chaque jour et remplacé par la masse équivalente de catalyseur frais. Le catalyseur moyen d'activité constante qui circule en permanence dans l'installation de FCC est appelé catalyseur équilibré (11).

II.5.6. Choix du catalyseur de FCC

Le Choix d'un catalyseur le mieux adapté à une situation donnée implique une bonne connaissance de la nature et des proportions des divers constituants, en particulier des différentes formes de zéolithe Y disponibles et de l'activité de la matrice (7).

La zéolithe, en tant qu'agent actif principal, peut être préparée sous différentes formes qui t offrent des performances variées , en jouant sur sa propriété d'échange ionique et ses modifications structurales.

La matrice joue un rôle crucial en préfragmentant les molécules trop grosses pour pénétrer dans les pores de la zéolithe et en leur fournissant les fragments moléculaires résultants. Par conséquent, les catalyseurs FCC présentent certaines similitudes avec les catalyseurs bifonctionnels.

Pour obtenir les performances optimales requises, un équilibre entre la fonctionnalité de préfissuration de la matrice et les propriétés acides de la zéolite doit être atteint dans le catalyseur. Nous utilisons généralement le rapport Z/M comme indicateur, qui représente la surface de la zéolite et de la nouvelle matrice catalytique.

La sélection du catalyseur doit également prendre en compte la nature de la charge, les objectifs de la raffinerie (comme maximiser le rendement en produits liquides, essence, ou obtenir un meilleur indice d'octane) et les limites techniques de l'unité FCC (4).

II.5.7. Désactivation et régénération des catalyseurs

II.5.7.1. Les causes physiques :

Les causes physiques de la désactivation du catalyseur comprennent ; la fracturation des grains du catalyseur, leur attrition ou leur abrasion entraînent une augmentation de la perte de charge (dans le cas d'un lit fixe) ou une production de fines poudres (dans le lit mobile, ou lit fluidisé). De plus le bouchage de la macroporosité externe par des impuretés de la charge peut également conduire à une désactivation du catalyseur (12).

Le phénomène de frittage est une des causes physiques majeures de désactivation de catalyseurs. S'effectue par deux mécanismes (9) :

- **la migration des cristallites** : les particules se déplacent à la surface du support et coalescent pour former de plus grosses.

- **la dissociation des agrégats métalliques** : en espèces métalliques ou moléculaires. L'agglomération des cristallites par frittage constitue la principale cause de vieillissement des catalyseurs.

le frittage entraîne une diminution sensible de la surface active et parfois de l'aire spécifique totale

II.5.7.2. Empoisonnement par des impuretés

Les poisons de catalyseurs métalliques sont généralement des molécules hétéroatomiques portant des doublets libres, ainsi que des ions métalliques ayant une couche électronique pleine ou plus qu'à demi remplie. Les amines peuvent également empoisonner les catalyseurs acides utilisés en craquage ou en isomérisation. L'empoisonnement est une réaction qui dépend étroitement de la structure du catalyseur, car la molécule de poison s'adsorbe préférentiellement sur certains sites de la surface du métal en fonction de la taille des cristallites. Ce phénomène peut être temporaire ou permanent, selon que le poison est éliminé ou non de la phase fluide. Il peut être causé par des impuretés présentes dans le fluide auquel le catalyseur est exposé, qui se fixent aux sites actifs et réduisent ou éliminent leur efficacité. L'empoisonnement peut entraîner une désactivation du catalyseur, qui peut être évitée en plaçant une couche de garde d'un matériau protecteur dans le

même réacteur et en amont du catalyseur. On outre , Les catalyseurs d'oxydation utilisés pour purifier l'air peuvent être empoisonnés par des espèces atmosphériques, ce qui entraîne une détérioration rapide de leur efficacité (15).

II.5.7.3. Encrassement par cokage

Les transformations catalytiques d'hydrocarbures s'accompagnent souvent de réactions secondaires produisant des effets indésirables, notamment la formation de composés lourds. Les catalyseurs classiques de reformage de naphta sont à base d'alumine portant 0,2 à 0,8 % en poids de platine et peuvent être plus sélectifs envers d'autres réactions, comme l'hydrocraquage, qu'envers la réaction de reformage. Dans le procédé classique de déshydrocyclisation, des hydrocarbures acycliques sont convertis en hydrocarbures aromatiques en présence d'hydrogène, à des températures de l'ordre de 500°C et à des pressions de 5 à 30 bars. Les réactions de reformage catalytique sont importantes dans l'industrie du pétrole et impliquent des hydrocarbures qui subissent des réactions de déshydro-isomérisation d'alkylcyclopentanes en hydrocarbures aromatiques et de déshydrocyclisation d'hydrocarbures. D'autres réactions, telles que la désalkylation, ont également lieu. La fissuration catalytique est une étape vitale du processus de raffinage, permettant la conversion d'hydrocarbures lourds en produits plus légers. Les hydrocarbures lourds contiennent divers polluants ou produits indésirables, tels que des hydrocarbures, des phénols, des composés soufrés, des composés azotés et des matières en suspension (1).

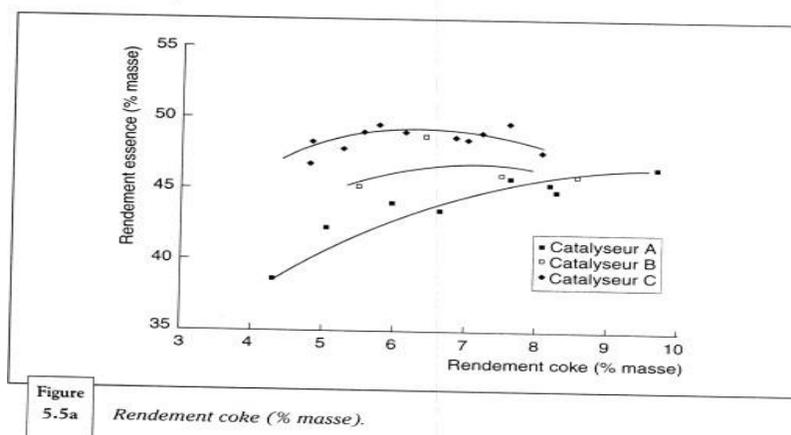


Figure II.6 : Classification des différents catalyseurs selon le rendement de coke

II.5.8. La régénération des catalyseurs

La régénération des catalyseurs est essentielle pour restaurer leur activité et stabilité lorsque leurs performances diminuent au point de ne plus être économiques. Dans le cas de désactivation irréversible, comme la déposition de métaux lourds ou de soufre sur les sites actifs, la régénération devient impossible, nécessitant le remplacement du catalyseur et des traitements de la charge en amont. Pour le procédé de craquage catalytique à lit fixe, la durée d'un cycle réaction-régénération est de 30 minutes.

La régénération est envisagée lorsque le catalyseur est désactivé de manière réversible, comme dans le cas du dépôt de coke sur les sites actifs. Par combustion ou oxydation, le coke est converti CO_2 ou CO par les réactions suivantes (3):

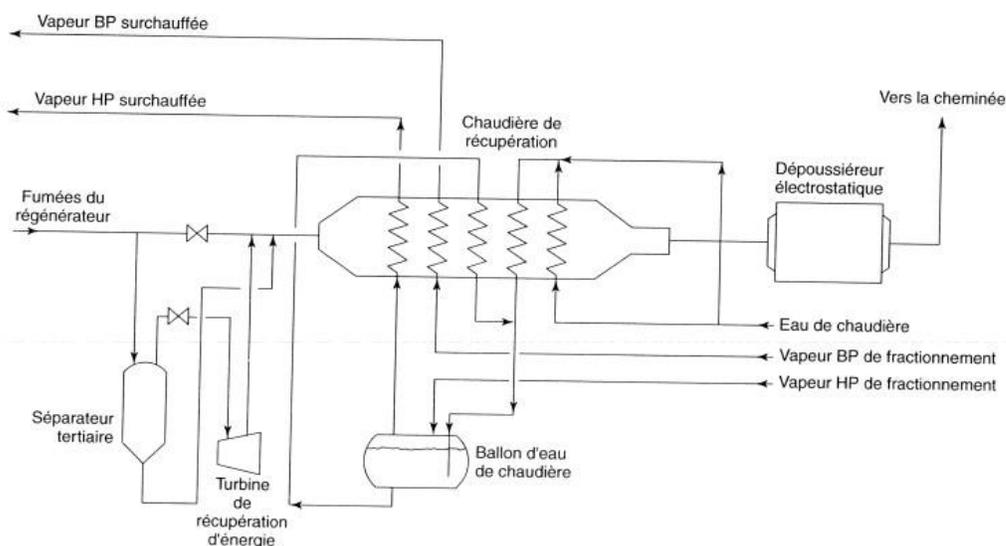


Figure II.7 : Schéma de procédé de régénération de catalyseur

Conclusion

En conclusion de ce chapitre sur les généralités du craquage catalytique, nous avons exploré en profondeur ce processus clé dans l'industrie pétrochimique. Nous avons examiné les principes fondamentaux du craquage catalytique, y compris les réactions chimiques impliquées et les catalyseurs utilisés. Nous avons également discuté des différents types de craquage catalytique, des variables opératoires et des considérations de sécurité associées à ce processus.

**CHAPITRE.III. Description de
Section Réactionnel de l'unité de
RFCC**

Introduction

Le craquage catalytique, un pilier central du raffinage contemporain, revêt une importance capitale pour la conversion des fractions pétrolières lourdes en produits plus légers et à plus forte valeur ajoutée. Cette technique, largement utilisée dans les installations modernes de raffinage, joue un rôle essentiel dans la production de carburants et d'autres produits pétrochimiques cruciaux pour notre économie.

En Algérie, l'introduction du craquage en lit fluidisé s'est opérée lors de la construction de la raffinerie d'Adrar en 2006. Bien que prometteuse, cette technologie a rapidement révélé sa complexité opérationnelle, entraînant des défis significatifs dans sa mise en œuvre et sa gestion quotidienne.

Dans ce chapitre, nous avons également abordé en détail l'unité RFCC (Unité 203) de la raffinerie d'Adrar, en expliquant ses composants et son fonctionnement. Cette unité, au cœur du processus de craquage catalytique, comprend une série d'équipements complexes et de catalyseurs spécifiques nécessaires pour favoriser les réactions chimiques désirées. Le personnel en charge de la production est confronté à des exigences techniques et opérationnelles exigeantes pour assurer le bon fonctionnement de cette unité, ce qui en fait un point focal de notre étude. Ainsi, la gestion efficace de l'unité RFCC reste un objectif prioritaire pour l'équipe en charge de la production, visant à optimiser les performances de la raffinerie dans son ensemble.

III.1. Description du procédé de craquage catalytique RFCC :

Le procédé de craquage catalytique en lit fluidisé est une méthode sophistiquée de transformation des fractions lourdes à longues chaînes d'hydrocarbures en fractions plus légères, en présence d'un catalyseur, pour la production de carburants de haute qualité.

L'unité de Réacteur de Craquage Catalytique Fluide (RFCC) a pour objectif de convertir le résidu provenant de l'unité de distillation atmosphérique (unité 201) lors du traitement du pétrole brut en produits à forte valeur marchande, en utilisant un catalyseur à des températures élevées (entre 550 et 650 °C) et à pression atmosphérique.

Ce processus se déroule en l'absence d'hydrogène et aboutit à la production d'hydrocarbures insaturés, aromatiques et éthyléniques, qui servent de base pour la fabrication d'essences et d'autres produits pétroliers. La matière première principale du procédé RFCC est le résidu (BRA) provenant du fond de la colonne (C201-101) de l'unité de distillation atmosphérique. Ce résidu, une fois vaporisé, est mélangé au catalyseur et introduit dans une chambre de réaction où le catalyseur se vaporise et forme un lit réactif (18).

Les vapeurs produites passent à travers des cyclones pour séparer les particules de catalyseur, puis sont dirigées vers une colonne de fractionnement pour la séparation des différents produits.

Pour maintenir l'efficacité du catalyseur, qui peut être contaminé par le coke, celui-ci est régulièrement retiré du réacteur, brûlé dans un régénérateur pour éliminer le coke, puis réintroduit avec la charge fraîche pour assurer la continuité du processus de conversion (18).

III.2. Principe de fonctionnement du procédé RFCC

L'unité de RFCC renferme plusieurs sections dont deux (2) sections principales

- Section réaction / régénération.
- Section de fractionnement.

III.2.1. Section réaction –régénération

Cette section revêt une importance cruciale dans notre étude, car elle traite en détail de l'unité RFCC (Unité 203) au sein de la raffinerie d'Adrar. Composée principalement d'un réacteur et d'un régénérateur, cette unité est le cœur du processus de craquage catalytique en lit fluidisé (2).

Dans ce procédé, le catalyseur, maintenu en état de fluidisation, circule de manière continue entre le réacteur et le régénérateur, jouant un rôle crucial dans la vaporisation de la charge et la réaction de craquage endothermique. Ce mouvement perpétuel du catalyseur crée une équation thermique dynamique entre le réacteur et le régénérateur, assurant un fonctionnement rapide et efficace de l'unité RFCC (18).

L'énergie nécessaire à ce processus est fournie par le régénérateur, qui génère de la chaleur par la combustion du coke déposé sur le catalyseur dans le Riser, le désactivant ainsi. Cette énergie thermique est équilibrée et régulée par un four (F203101) situé sous le régénérateur (R203102), assurant ainsi un apport énergétique optimal au système dans son ensemble (18).

III.2.1.1. Description du réacteur R203101 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 III.4**) et se distingue par les différents composants suivants (17) :

III.2.1.1.1. LE RISER

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). C'est l'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, instationnaire, 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.

III.2.1.1.2. LE DESENGAGEUR

La zone de séparation située en haut du riser joue un rôle crucial dans le processus de craquage catalytique. Elle est spécialement conçue pour le désengagement des produits de craquage ainsi que du catalyseur usé, ce qui implique généralement une séparation primaire à la sortie du riser, suivie d'une séparation secondaire cyclonique.

Dans l'unité RFCC (U203), le réacteur est équipé de deux étages de cyclones, ce qui permet d'éviter que les particules de catalyseur ne soient entraînées avec les gaz d'hydrocarbures. Ces cyclones jouent un rôle crucial dans la récupération du catalyseur, assurant ainsi son recyclage dans le processus de craquage.

Il est important de noter que les cyclones sont généralement considérés en équilibre thermique avec la partie de séparation, car aucune réaction de craquage n'a lieu à l'intérieur des cyclones. Cette configuration permet d'optimiser l'efficacité de la séparation tout en assurant un fonctionnement stable et sécurisé de l'unité RFCC.

III.2.1.1.3. LE STRIPPER

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 régénérateur.

III.2.1.1.4. Alimentation en Charge du réacteur

Le résidu atmosphérique, provenant des bacs de stockage et de l'unité atmosphérique, est acheminé par la pompe (P203 404/1.2) pour être homogénéisé à travers un mixeur (MI203 202) avant d'être dirigé vers le ballon tampon (D203 201). Ensuite, il est aspiré par la pompe (P203 2011/1.2) et passe à travers les échangeurs (E203 205/1.2) et (E203 210), où il est chauffé

Chapitre III : Description de Section Réactionnel de l'unité de RFCC

respectivement par le gasoil léger à 152°C, puis par le fond de la colonne de fractionnement (C 203201), également connu sous le nom de « slurry », à 200°C.

La charge du réacteur (Riser) (R 203 101) est constituée du mélange chauffé du résidu atmosphérique, d'une partie recyclée du slurry, et de l'huile de recyclage H.C.O (Heavy Cycle Oil). À l'entrée du réacteur, la charge est atomisée par l'injection de vapeur. Le catalyseur chaud à 690°C, provenant du régénérateur (R203 102) par la tubulure inclinée, entre dans le riser par la vanne à glissière et entre en contact avec la charge.

Sous l'effet du catalyseur chaud, la charge est entièrement vaporisée, amorçant ainsi les réactions de craquage catalytique. Au sommet du riser, les réactions sont achevées et la charge est transformée en produits.

Le riser débouche dans une enceinte, le désengageur, où la séparation des solides et des gaz s'opère. Le sommet du riser est équipé d'un système de séparation primaire des produits de la réaction et du catalyseur pour garantir l'efficacité et prévenir toute dégradation des rendements et de la qualité des produits de la réaction.

Les produits gazeux passent ensuite à travers un système de séparation cyclonique assurant la séparation finale des particules fines de catalyseur entraînées par centrifugation. La vapeur issue des cyclones est ensuite dirigée vers la colonne de fractionnement (C203 201), tandis que les solides récupérés sont envoyés au stripper du catalyseur.

III.2.1.2. Description du régénérateur 203102 de l'unité RFCC

Le régénérateur R203102 revêt une importance capitale au sein de l'unité RFCC (U203), remplissant deux rôles fondamentaux (17) :

Tout d'abord, il assure la réactivation du catalyseur en éliminant le coke déposé sur sa surface par combustion. Cette réactivation est essentielle pour maintenir l'efficacité du catalyseur et garantir son utilisation continue dans le processus de craquage catalytique. De plus, le régénérateur fournit la chaleur nécessaire pour la réaction de craquage endothermique qui se déroule dans le riser.

Le processus de régénération du catalyseur s'effectue par combustion en lit fluidisé dense. L'air est injecté à la base du régénérateur pour initier la combustion du coke, ce qui permet également de maintenir la température du lit dans la plage optimale de 650°C à 700°C pour le craquage catalytique.

Une fois régénéré, le catalyseur est renvoyé en continu dans le riser pour un nouveau cycle réactionnel. Ce retour s'effectue à travers un circuit distinct contenant une vanne à tiroir, dont le rôle est de réguler le flux du catalyseur régénéré, de maintenir la pression requise dans le régénérateur et de protéger contre tout reflux indésirable.

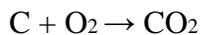
Le régénérateur R203102 fonctionne selon un principe de lit fluidisé, composé de deux parties distinctes communément désignées sous le nom de **lit dense** et **zone diluée**. Cette configuration permet un fonctionnement efficace et contrôlé du régénérateur, assurant ainsi la performance optimale de l'unité RFCC dans son ensemble.

III.2.1.2.1. Le lit dense

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 :



III.2.1.2.2. 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 :



III.2.1.2.3. Fonction des cyclones du R 203102

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.

III.2.2. Section de fractionnement

L'effluent provenant du réacteur du RFCC est envoyé vers une colonne de fractionnement qui assure la séparation en produits, depuis les très légers GPL ; jusqu'aux produits lourds tels que LCO ; HCO et slurry dont leur point final avoisine les 650°C.

La particularité de cette colonne est qu'elle reçoit dans sa partie basse une charge complètement vaporisée et de surcote surchauffé, il faut donc réaliser des extractions de calories sous forme de reflux circulants réparties tout au long de la colonne afin d'équilibrer les phases liquide et vapeur (17).

III.2.2.1. 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).

III.2.2.2. Gasoil Leger L.C.O (light cycle oil)

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

III.2.2.2.1. 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 1^{er} plateau comme liquide absorption.

III.2.2.3. 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(C203201).
- L'autre partie est mélangée avec le résidu atmosphérique BRA et part comme charge au réacteur (R203 101).

III.2.2.4. 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°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°C ensuite envoyé vers stock comme combustible pour les chaudières.

III.2.2.5. Les reflux de colonne fractionnement

III.2.2.5.1. 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_{0C}=90°C puis à l'aéroréfrigérant (A203 202/1.2), T_{0C} : 80°C Il retourne à la colonne de fractionnement au niveau du plateau n°1.

III.2.2.5.2. Reflux moyen

Il est soutiré à partir du 17^{ème} 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 transmet la chaleur au rebouilleur (E203 309) de la colonne stabilisatrice « débutaniseur » (C203 304), au rebouilleur (E203 308) du stripper « déethaniseur » (C203 302), à 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 14^{ème} plateau.

III.2.2.5.3. 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.

III.2.3. Section de gestion de catalyseur

Cette section est constituée de silos de stockage de catalyseur, ces silos sont au nombre de trois, un silo est réservé au catalyseur usé et les deux autres pour le catalyseur frais. Les silos sont reliés au régénérateur par des tuyauteries de transfert de catalyseur. Le silo de catalyseur usé contient un volume de catalyseur supérieur à l'inventaire total de l'unité. Ce volume est nécessaire pour le chargement de l'unité lors d'un démarrage ou pour la vidange de l'unité lors d'un arrêt. Les silos de catalyseur frais sont équipés de modules de transfert de catalyseur, il s'agit d'une petite capacité dotée d'un automatisme contrôlant le transfert pneumatique de quantités déterminées de catalyseur frais vers le régénérateur.

III.3. Le Catalyseur du craquage catalytique

III.3.1. Introduction

Le craquage catalytique se produit sur beaucoup de types de matériaux catalytiques, mais des rendements élevés de produits souhaitables sont obtenus avec des silicates d'aluminium hydratés.

Les catalyseurs en silice-alumine donnent une essence de haut indice d'octane, et la silice magnésienne les plus grands rendements, avec des argiles normaux tombant entre eux (1).

III.3.2. Historique

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

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.

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 zéolitiques, 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 (15).

III.3.3. 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. 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 .

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 $[SiO_4]$ et $[AlO_4]$ reliés 2 à 2 par des atomes d'oxygène des sommets communs , 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

$[AlO_4]$ 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 (14).

On attribue aux zéolithes une formule chimique générale du type: $M_{2n}O.Al_2O_3.xSiO_2.yH_2O$

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 .

III.3.3.1. Propriétés de la Zéolithe

A partir de sa composition chimique et sa structure particulière, confèrent aux zéolithes les propriétés suivantes (12) :

- 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:

- les procédés de déshydratation.
- les procédés d'épuration.
- les procédés de séparation.
- la catalyse.
- l'échangeur d'ions.

III.3.3.2. Les types de zéolithes

Tableau III.1 :Caractéristique de certaines zéolithes utilisées dans le raffinage

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

Chapitre III : Description de Section Réactionnel de l'unité de RFCC

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

III.3.3.3. 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 (4).

Le catalyseur commercial contient environ:

- 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 :

- 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:

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

Tableau III.2 : La composition et les caractéristiques structurales de quelques zéolithes

Nature zéolithes	Composition chimique	d	Densité gr/cm3	d.f.a.c. A°	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 III.3 : Activité catalytique après traitement a la vapeur d'eau a 750°C pendant 6 Heures.

Caractéristiques	Super D	DA-250	DSP-840	AKU-M	KMU-3	KMUP-2	PCT-6U	MZ-3	MZ-3
	Composition chimique, %(mas.)								
Na₂O	0.7 -0.9	0.3	0.3 4	0.3 -0.4	0.3	0.3 5	0.0 8	0.2 9	0.1 7
P39(La₂O₃;uap .)	2.5 -2.9	2.1 -2.5	1.7	1.5 -1.8	-	1.5	4.2 5	4	2
Al₂O₃	28- 34	43	47	46. 4	10	10	71	34	-
densité,g/cm3	0.7 2	0.7 2	0.9 2	0.7 8	0.5 5	0.5 5	0.7 3	0.8 3	0.5

Chapitre III : Description de Section Réactionnel de l'unité de RFCC

Surface spécifique,m/g	155	122	210	50-60	360	380	-	178	500
Essence	59	47	51	50	39	42	47	50	49
gaz	22. 7	17. 8	18. 1	12. 9	7.2	15. 5	11. 2	19	20. 2
coke	1.6	-	-	1.3	1.0	1.3	0.7	2.1	2.7

3.4. Type de zéolithe "Y" utilisé dans le FCC

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 $UCS \leq 24.26$ 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 (13).

III.3.3.4. Désactivation et régénération des zéolithes

Le phénomène de cokage doit être appréhendé comme une véritable réaction, impliquant plusieurs étapes successives, la plupart étant de nature biomoléculaire, telles que la condensation et le transfert d'hydrogène.

En général, on admet que le coke réduit l'activité des catalyseurs poreux selon quatre modes principaux :

1. Limitation de l'accès des molécules réactives aux sites actifs situés dans des cavités, intersections de canaux ou canaux où une molécule de coke est présente.
2. Blocage de cet accès par le dépôt de coke.
3. Limitation de la diffusion des réactifs à travers les pores du catalyseur.

4. Blocage de l'accès des réactifs aux sites actifs situés dans des cavités ne contenant pas de molécule de coke.

Ces modes de désactivation peuvent coexister successivement, en particulier dans le cas des zéolithes tridimensionnelles qui ne possèdent pas de cavités pièges (cavités larges avec de petites ouvertures).

La régénération des catalyseurs zéolithiques se fait généralement par combustion du coke sous un courant d'air chaud. Le choix des conditions opératoires est crucial pour limiter la dégradation de la structure zéolithique pendant ce processus. Une régénération appropriée permet de restaurer l'activité catalytique du matériau et d'assurer la performance optimale de l'unité de craquage catalytique (11, 8).

III.4. Formation de coke

La formation de dépôts de coke est une problématique omniprésente dans la plupart des unités de craquage catalytique fluide en fonctionnement. Ces dépôts de coke se retrouvent généralement concentrés dans des zones clés telles que le réacteur, la zone de désengagement, le riser et les couples de cyclones (6).

Ces dépôts de coke peuvent entraîner des incidents majeurs dans certaines unités, notamment une augmentation significative de la chute de pression. La présence de cette couche de coke réduit considérablement le débit et la circulation à travers les canalisations de transfert, affectant ainsi le bon fonctionnement de l'unité RFCC dans son ensemble (7).

La géométrie et la forme des dépôts de coke peuvent varier considérablement, et ils peuvent atteindre des épaisseurs allant jusqu'à 100 mm, voire plus, selon les conditions opérationnelles et les caractéristiques spécifiques de chaque unité. Cette variation rend la gestion et l'élimination des dépôts de coke un défi constant pour les opérateurs et les équipes de maintenance des installations de craquage catalytique (9).

III.4.1. Nature et formes du coke déposé à l'intérieur du réacteur R 203101

La formation de coke est un phénomène couramment observé à l'intérieur du réacteur, se manifestant sous forme d'un dépôt noir fortement adhérent sur les parois métalliques des éléments internes ainsi que sur le revêtement des parois de la calandre, incluant les cyclones, le dôme de concentration des gaz, les cloisons, les grilles, les conduites, les anneaux de vapeur et les piquages d'instruments de mesure (10).

Il est fréquent que le coke se dépose sur les fûts des cyclones, notamment à 180 degrés de l'extérieur de la volute d'entrée, ce qui le rend difficile à détecter visuellement. Cette accumulation de coke dans les cyclones peut poser des problèmes potentiels, car les fragments de coke peuvent

descendre dans le tube plongeant et entraîner une restriction du débit de catalyseur ou obstruer la vanne à clapet.

Par ailleurs, la formation de coke peut également se produire au niveau des piquages des instruments de mesure, ce qui peut entraîner une augmentation de la chute de pression dans la buse (16).

III.5. 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 (13) :

1. GPL: C₁ - C₄
2. Essences
3. Gasoil (Léger & lourd)
4. Slurry (combustible pour les chaudières).
5. Coke.

III.5.1. Caractéristiques des produits

Les qualités des produits issus de la réaction de craquage catalytique sont intrinsèquement liées à plusieurs facteurs interdépendants (3, 6) :

Qualité de la charge : La composition et les propriétés de la charge alimentant le réacteur jouent un rôle crucial dans la détermination des produits finaux. Des charges de qualité variable peuvent influencer la composition, la pureté et les rendements des produits de la réaction.

Conditions opératoires : Les conditions telles que la température, la pression, le débit, et le rapport catalyseur/charge, affectent directement la cinétique des réactions de craquage, ainsi que la distribution des produits et leur qualité. Un contrôle précis de ces paramètres est donc essentiel pour obtenir les résultats souhaités.

Propriétés et structure du catalyseur : Le choix du catalyseur, ainsi que ses propriétés physico-chimiques telles que la surface spécifique, la porosité, la taille des pores, et la composition, influent sur la sélectivité et l'efficacité des réactions de craquage. Une sélection appropriée du catalyseur est donc cruciale pour optimiser les performances du procédé.

Technologie employée : La technologie utilisée dans l'unité de craquage, qu'il s'agisse du type de réacteur, des systèmes de séparation, des méthodes de régénération du catalyseur, etc., influence également les propriétés des produits. Des technologies plus avancées peuvent permettre un contrôle plus précis des conditions de réaction et une meilleure gestion des produits finaux.

III.6. Trois équilibres à respecter dans le procédé

Dans le fonctionnement de l'unité RFCC, plusieurs équilibres cruciaux sont maintenus pour assurer son bon déroulement (12) :

Balance carbone : Cette balance est essentielle pour contrôler la quantité de coke produite dans le réacteur et brûlée dans le régénérateur. Le coke est un sous-produit de la réaction de craquage catalytique. Assurer un équilibre carbone adéquat garantit que le processus de régénération du catalyseur fonctionne efficacement et maintient la performance du réacteur.

Balance thermique : Un autre aspect crucial est la balance thermique, qui garantit que la chaleur générée par la combustion du coke dans le régénérateur est absorbée dans le réacteur pour vaporiser et craquer l'alimentation. Cela assure un apport thermique suffisant pour les réactions endothermiques de craquage catalytique dans le réacteur, maintenant ainsi des conditions de fonctionnement optimales.

Balance de pression : La circulation du catalyseur entre le réacteur et le régénérateur est maintenue par une balance de pression appropriée. Cela garantit un flux continu de catalyseur entre les deux unités, assurant ainsi la continuité du processus de craquage catalytique. Un équilibre de pression adéquat est essentiel pour éviter tout blocage ou reflux indésirable, ce qui pourrait compromettre l'efficacité de l'unité RFCC.

**CHAPITRE.IV.Modélisation et
simulation de Procède Craquage
Catalytique**

Introduction

Cette étude pratique se concentre sur l'analyse comparative de l'impact d'une nouvelle charge de pétrole brut (BRA-) sur l'unité de craquage catalytique (FCC) de la raffinerie d'Adrar. L'objectif est d'évaluer l'influence de cette nouvelle charge sur les performances de l'unité, en utilisant le simulateur Hysys comme outil de modélisation.

L'intégration de la nouvelle charge BRA- représente un défi crucial pour l'optimisation de l'unité FCC, nécessitant une analyse approfondie de son impact sur les conditions de fonctionnement, les rendements des produits et la qualité finale.

La méthodologie employée s'articule autour de la simulation et de la comparaison des résultats obtenus avec le flux d'alimentation actuel et la nouvelle charge. Cette approche permettra de déterminer les modifications nécessaires pour garantir un fonctionnement optimal de l'unité tout en maximisant les rendements et la qualité des produits.

L'étude repose sur une série de simulations effectuées avec Hysys, incluant :

- **Modélisation et validation du modèle thermodynamique** : Validation de l'équation d'état de Peng-Robinson comme modèle thermodynamique en comparant les résultats de la simulation avec les données réelles de l'unité FCC.
- **Simulation comparative des deux charges** : Simulation de l'unité FCC avec le flux d'alimentation actuel et la nouvelle charge BRA-, en ajustant les paramètres de l'unité pour chaque cas.
- **Analyse et comparaison des résultats** : Analyse des résultats des simulations pour identifier les différences clés entre les deux charges, en particulier en termes de rendements, de qualité des produits et de performance globale de l'unité FCC.

Cette étude contribuera à une meilleure compréhension de l'impact de la nouvelle charge sur l'unité FCC de la raffinerie d'Adrar, fournissant des informations précieuses pour l'optimisation de son fonctionnement et la production de produits de haute qualité.

IV.1. Outils de Simulation pour les procédés de raffinage

Historiquement, les raffineurs ont principalement compté sur des ingénieurs expérimentés et des estimations pour résoudre les problèmes. Cependant, cette méthode devient de moins en moins fiable en raison du nombre croissant de professionnels de l'industrie prenant leur retraite et des coûts élevés des essais en raffinerie. Par conséquent, la modélisation détaillée et la simulation des processus de raffinage sont de plus en plus cruciales et bénéfiques.

Les simulateurs permettent de déterminer de manière efficace et rigoureuse les bilans de matière et d'énergie des procédés, réduisant ainsi les calculs fastidieux et répétitifs pour les ingénieurs. Il

est donc évident pourquoi ils sont les outils de base de la modélisation des procédés assistée par ordinateur (21).

IV.2. Objectifs des Simulateurs

Les principaux objectifs des simulateurs de procédés sont les suivants (20) :

- Résoudre les équations de bilans matière et énergie pour l'ensemble des équipements du procédé.
- Calculer les caractéristiques (débit, composition, température, pression, propriétés physiques) de tous les fluides circulants entre les équipements.
- Fournir les éléments nécessaires au dimensionnement des équipements, tels que les quantités de chaleur échangées ou les débits internes d'une colonne.
- Estimer les coûts d'investissement et de fonctionnement ainsi que l'impact sur l'environnement et la sécurité dans un contexte de développement durable.
- Optimiser les conditions de fonctionnement du procédé.

IV.3. Simulateurs Modulaires Séquentiels et Orientés Équation

L'aspect fondamental de la simulation des procédés est l'identification des composants élémentaires permettant de construire le modèle du procédé. Conceptuellement et numériquement, deux approches principales existent : l'approche « modulaire séquentielle » et l'approche « orientée équation » (22).

IV.3.1. Approche Modulaire Séquentielle

Dans l'approche séquentielle, le modèle de base du procédé est un modèle d'opération unitaire appelé « module ». Cette approche, classique et intuitive, voit le procédé comme un assemblage d'opérations unitaires dédiées à des fonctions précises telles que la réaction ou la séparation. L'utilisateur sélectionne des modules standardisés à partir de la bibliothèque du simulateur, fournit leurs paramètres de fonctionnement et de dimensionnement, et les relie par des flux de matière, d'énergie et d'information. Le procédé est alors représenté comme un graphe orienté, où les nœuds sont les modules et les arcs les courants. La simulation est réalisée par appel séquentiel des modules selon une liste de calcul respectant le sens de circulation des fluides (21).

Cette approche est adoptée par la majorité des simulateurs commerciaux, parmi lesquels Aspen Plus, Chemcad, Aspen HYSYS, Pro/II, et ProSimPlus (20).

IV.3.2. Approche Orientée Équation

Les simulateurs orientés équation sont dédiés à la simulation dynamique et à l'optimisation des procédés. Ils sont réputés plus efficaces sur le plan numérique grâce à une approche globale de

résolution. Cependant, les bibliothèques de modèles de ces simulateurs ne peuvent pas toujours satisfaire la diversité technologique, obligeant l'utilisateur à coder des modèles spécifiques. L'approche orientée équation voit le modèle de procédé comme un ensemble d'équations et de variables, une vision très numérique de la modélisation. Cette précision limite l'accès de ces simulateurs à un petit groupe d'experts (24).

IV.4. Généralités sur Aspen HYSYS

Aspen HYSYS (ou simplement HYSYS) est un simulateur de processus chimique développé par Aspen Tech. Il est utilisé pour modéliser mathématiquement les processus chimiques, des opérations unitaires aux raffineries et usines chimiques entières. HYSYS peut effectuer de nombreux calculs de base en génie chimique, tels que les bilans massiques et énergétiques, l'équilibre vapeur-liquide, le transfert de chaleur et de masse, la cinétique chimique, le fractionnement et la perte de charge. Il est largement utilisé dans l'industrie et le monde académique pour la simulation dynamique et statique, la conception de procédés, la modélisation des performances et l'optimisation (23).

IV.4.1. Aspen HYSYS Petroleum Refining

Aspen HYSYS Petroleum Refining (anciennement "RefSYS") s'appuie sur les capacités de HYSYS. Les cas de simulation HYSYS existants peuvent être utilisés dans Aspen HYSYS Refining en y ajoutant des informations sur les analyses de pétrole et les opérations spécifiques des unités de raffinage.

Les modèles de Aspen HYSYS Petroleum Refining couvrent toutes les principales unités de processus de raffinage : craquage catalytique fluide, reformage du naphta, hydrotraitement (hydrocraquage et hydrotraitement du naphta), cokéfaction, viscoréduction et alkylation. Les modèles de réacteur sont conçus pour être calibrés afin de correspondre aux données de l'unité et pour prédire les résultats dans diverses conditions d'exploitation (24).

Il existe donc deux modes de fonctionnement : **Calibrage et Simulation**.

En mode Calibrage, les données de l'usine sont fixes et les paramètres du modèle s'ajustent pour correspondre aux données de l'usine.

En mode Simulation, les paramètres du modèle sont fixés et diverses données de l'installation sont prédites.

IV.5. Simulation du Cas Design et Validation du Modèle Thermodynamique

Cette section détaille les étapes de simulation du cas design de l'unité FCC et la validation du modèle thermodynamique utilisé.

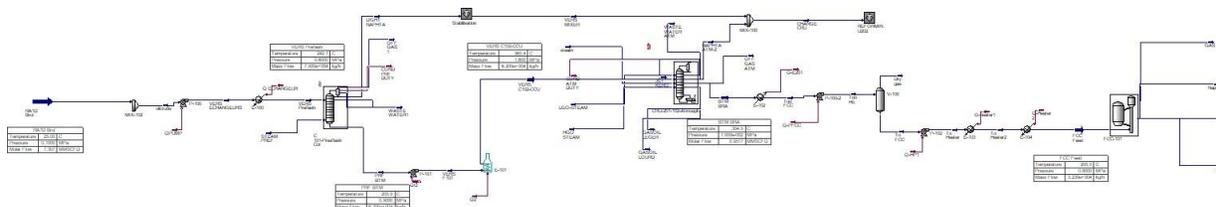


Figure IV.1 : Schéma Générale de Simulation

IV.5.1. Simulation de la colonne de distillation (Topping)

L'étape initiale de notre étude consiste à collecter des données précises sur la charge actuelle, obtenues grâce aux analyses effectuées par le Centre de Recherche et Développement (CRD) de Sonatrach sur le brut actuellement extrait des champs d'Adrar. Ces données, essentielles pour la modélisation du processus de raffinage dans HYSYS, incluent la courbe TBP (True Boiling Point) du brut, ainsi que ses propriétés en vrac, telles que la densité, la viscosité et la teneur en soufre. La composition en composants purs.

La fiabilité et la précision de ces données sont cruciales car elle constituent la base de notre étude, permettant de réaliser une modélisation réaliste du processus de raffinage. Ces données sont résumées dans le tableau suivant :

Tableau IV.1 : Caractéristique de Charge actuelle

Composants purs (% en poids)		Propriétés du brut entier		Distillation TBP		
Méthane	0.0000	Densité Liquide Std (API)	40.727	C	poid%	Vol%
Ethane	0.0000	Soufre Par Poids (%)	0.090	15	0.836	1.131
Propane	0.0121	Viscosité cinématique (cSt) à 50 (C)	3.569	80	6.608	8.028
Isobutane	0.0755	Viscosité cinématique (cSt) à 100 (C)	1.121	175	27.088	31.642
N-butane	0.6671	Viscosité cinématique (cSt) à 150 (C)	0.427	230	37.200	42.117
Isopentane	0.7290	Azote Par Poids (%)	0.080	340	55.438	60.147
N-pentane	2.2743	Vanadium Par poids (%)	0.000	370	60.034	64.582
Benzène	0.0193	Nickel Par Poids (%)	0.000	510	80.178	83.255
Cyclopentane	0.1737	Asphaltène Par Poids (%)	0.083	550	84.549	87.124
C6-naphthenes	1.3150	Conradson Carbon Par poids (%)	2.560			
C6-paraffins	3.8457	Watson K.	11.881			
C7-naphthenes	2.4122	Contenu en cire (%)	2.800			
C7-paraffins	1.7533	Nombre d'acide total (mg KOH/g)	0.020			
Toluène	0.1158	Pourpoint (C)	-15.12			

IV.5.1.1. Préparation de l'alimentation pour la colonne Atmosphérique

IV.5.1.1.1. Création d'un Nouveau Cas

Nous avons commencé par créer un nouveau cas dans Aspen HYSYS pour simuler le processus de préparation de l'alimentation.

IV.5.1.1.2. Composition des Fractions Légères

Dans ce nouveau cas, nous avons introduit la composition des fractions légères (par exemple, méthane, éthane, propane, butanes, pentanes) en fonction des données disponibles auprès du CRD de Sonatrach. Cette composition était essentielle pour représenter avec précision le comportement des composants légers pendant le préchauffage et le pré-flash.

IV.5.1.1.3. Sélection du Modèle Thermodynamique

Nous avons sélectionné l'équation d'état de Peng-Robinson comme modèle thermodynamique pour cette simulation de préparation de l'alimentation.

IV.5.1.1.4. Oil Manager

Ensuite, nous avons utilisé l'outil Oil Manager d'Aspen HYSYS pour importer la courbe TBP, les propriétés globales et la composition des fractions légères. Le Oil Manager est un outil spécialisé dans Aspen HYSYS qui permet de représenter avec précision les propriétés et la composition du pétrole brut.

IV.5.1.1.5. Courbe TBP

La courbe TBP, précédemment déterminée par distillation fractionnée, a été importée dans l'Oil Manager. Cette courbe fournit une représentation détaillée de la distribution des points d'ébullition des composants dans le pétrole brut.

IV.5.1.1.6. Propriétés Globales

Nous avons importé les propriétés globales du pétrole brut (par exemple, densité, viscosité, teneur en soufre) dans l'Oil Manager.

IV.5.1.1.7. Composition des Fractions Légères

La composition des fractions légères a également été intégrée dans l'Oil Manager pour assurer la cohérence avec les données déjà entrées pour les fractions légères.

IV.5.1.1.8. Configuration du Flux dans HYSYS

Une fois que le pétrole brut a été défini et importé dans HYSYS, nous sommes passés à l'environnement de simulation.

IV.5.1.1.9. Création du Flux

Nous avons créé un nouveau flux dans HYSYS pour représenter l'alimentation en pétrole brut.

IV.5.1.1.10. Préparation de l'Alimentation

Nous avons préparé l'alimentation en :

Préchauffage : Le flux de pétrole brut a été préchauffé pour augmenter sa température à la température d'entrée souhaitée pour la colonne de pré-flash, à l'aide d'une série des échangeurs de chaleur selon le cas actuelle dans la raffinerie.

Pré-flash : Nous avons simulé l'opération de la colonne de pré-flash. Cette étape est cruciale pour stabiliser le pétrole brut en séparant les composants légers tels que le méthane, l'éthane et le propane, du pétrole brut avant qu'il ne pénètre dans la colonne de distillation principale.

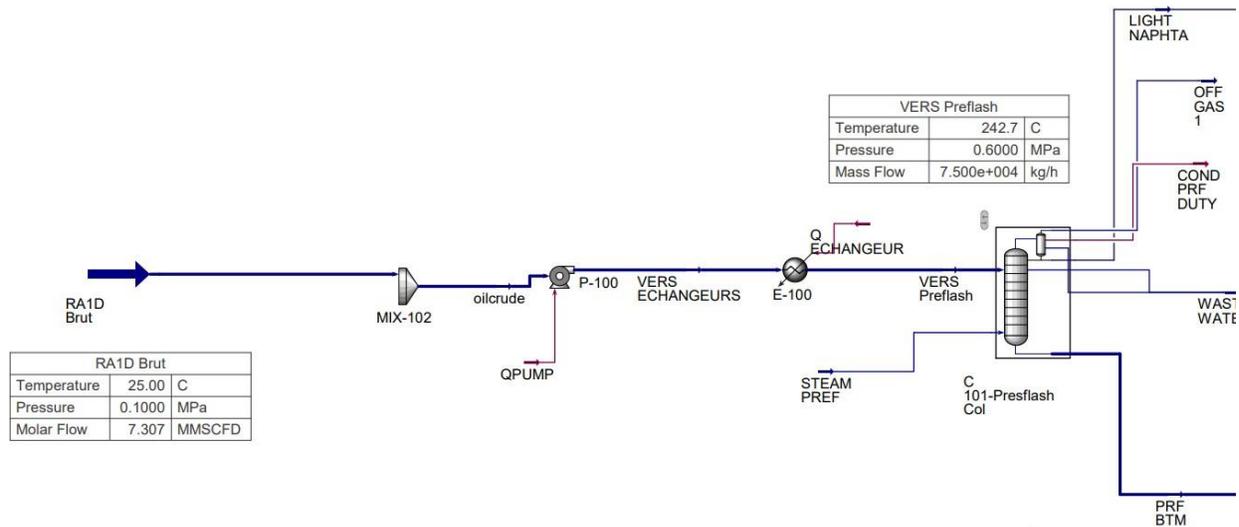


Figure IV.2 : Schéma de Procédé de l'Unité de Préflash dans HYSYS

IV.5.1.2. Simulation de la Distillation Atmosphérique

Une fois la charge prête, la simulation de la colonne de distillation atmosphérique est effectuée dans le logiciel Aspen HYSYS en suivant ces étapes :

IV.5.1.2.1. Choix du Modèle de la Colonne

Un modèle prédéfini de colonne de distillation à plateaux est sélectionné et introduit dans HYSYS. Ce modèle fournit une structure de base comprenant les étages, les plateaux, les flux entrants et sortants.

Introduction des Spécifications : Paramètres et Dimensions de la Colonne

Les spécifications et les paramètres de fonctionnement de la colonne sont définis, incluant :

- Dimensions de la Colonne : nombre de plateaux.
- Paramètres de Fonctionnement : Températures, pressions et débits initiaux des flux entrants et sortants.

Tableau IV.2 : Dimensions de la Colonne et nombre de plateaux

Number Of Stages	50
Total Height [m]	30.48
Total Head Loss [mm]	5015.516371
Total Pressure Drop [mbar]	327.8839852
Number Of Sections	1
Number Of Diameters	1

Tableau IV.3 : Spécification de condenser

Type	Partial
Temperature	85.83556908
Pressure	0.05
Duty	16875402.20
Reflux Flowrate	6.104215056
Number Of Diameters	1

Introduction des Opérations Secondaires

Après avoir ajouté le modèle de la colonne, d'autres équipements tels que , le rebouilleur et les strippeurs secondaires sont introduits pour améliorer l'efficacité de séparation de la colonne, permettant ainsi d'optimiser le rendement et la qualité des produits.

IV.5.1.2.2. Ajustement des Conditions de Fonctionnement de la Colonne

Dans cette étape, les conditions de fonctionnement de la colonne sont ajustées pour garantir des performances optimales. Cela inclut la définition des températures, des pressions et des débits à différents points de la colonne pour obtenir le fractionnement souhaité du pétrole brut en différents produits.

Tableau IV.4 : Les Conditions de Fonctionnement de la Colonne

	Valeur spécifique	Valeur actuelle
Ratio de reflux	<Vide>	3.33
Débit de distillat	3000.00	3000.01
Débit de reflux	10800.00	39942.17
Débit de produit de vapeur	110.00	3480.42
Débit de produit de fond	32300.00	32299.95
Débit de produit de déshydrogénation du kérosène	5000.00	5000.00
Ratio d'ébullition du déshydrogénateur de kérosène	0.75	0.75
Charge thermique du déshydrogénateur de kérosène	<Vide>	1056416.13
Débit de produit de déshydrogénation du LGO	7000.00	7000.00
Débit de produit de déshydrogénation du HGO	12000.00	12000.04
Débit PA_1 (Pa)	10000.00	10000.01
Température de retour PA_1 (Pa)	117.00	117.00
Charge thermique PA_1 (Pa)	<Vide>	-
Débit PA_2 (Pa)	28000.00	28000.07
Température de retour PA_2 (Pa)	151.00	151.00
Charge thermique PA_2 (Pa)	<Vide>	-
Point de coupe'	360.00	340.71

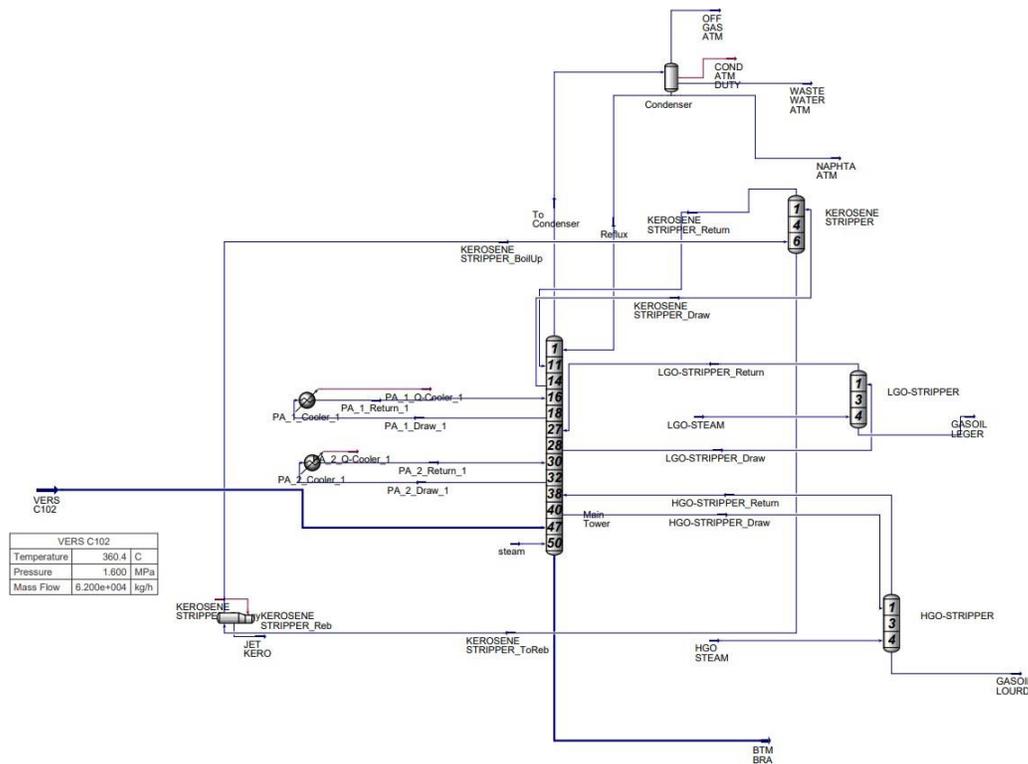


Figure IV.3 : Schéma de la colonne Atmosphérique et des Strippers dans HYSYS

IV.5.1.2.3. Analyse des flux de produits et spécification des points de coupe :

La dernière étape implique l'analyse des flux de produits de la colonne et la spécification des points de coupe pour améliorer la qualité des produits. Les points de coupe sont définis pour délimiter les différentes coupes de produits telles que le naphta, le kérosène, le diesel et le GOA (Gasoil Atmosphérique). Cela contribue à mieux définir la composition et les propriétés de chaque coupe de produit, ce qui conduit à une meilleure efficacité globale de la raffinerie.

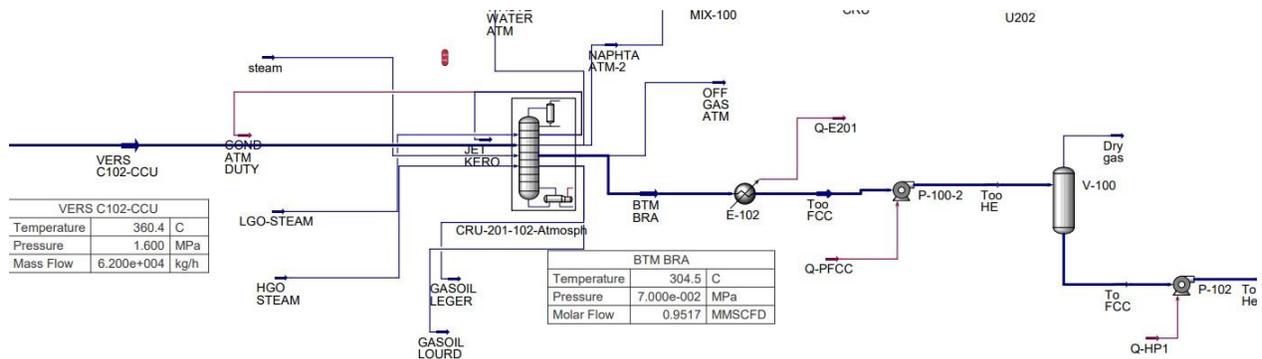


Figure IV.4 : Schéma de l'unité de distillation Atmosphérique dans HYSYS

IV.5.2. Simulation de la section FCC

La simulation d'un réacteur de craquage catalytique fluide (FCC) dans Aspen HYSYS implique plusieurs étapes méthodiques pour assurer une modélisation précise du processus. Voici les étapes suivies pour simuler le réacteur FCC

Chapitre IV : Modélisation et simulation de Procède Craquage Catalytique

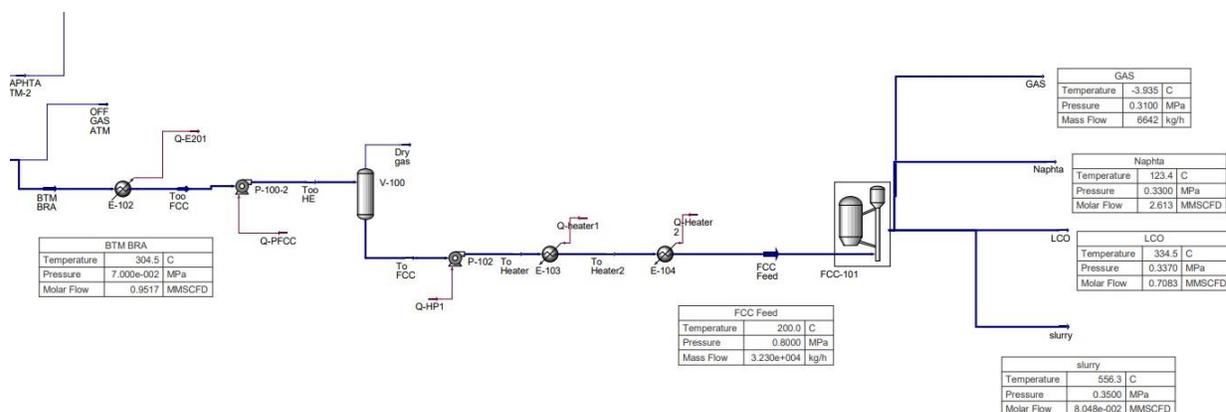


Figure IV.5 : Schéma de l'unité de craquage catalytique dans HYSYS

IV.5.2.1. Préparation de l'Alimentation Vers le Réacteur

La charge Brut Résiduel Atmosphérique (BRA) est obtenue à partir du fond de la colonne atmosphérique. Ensuite, à l'aide d'une pompe, la charge est envoyée vers des échangeurs de chaleur pour atteindre les conditions requises avant d'être introduite dans le réacteur FCC.

Tableau IV.5 : Caractéristique de BRA actuelle obtenus de HYSYS

Nom	To Reactor
Type alimentation	Brut Résiduel Atmosphérique
Fraction de l'alimentation S traitée	0.50
Propriétés en vrac	
Gravité API	22.14
Gravité spécifique 60F/60F	0.92
Contenu en azote de base [ppm en poids]	0.00
Contenu total en azote [ppm en poids]	1857.25
Ratio azote total/azote de base	<Vide>
Teneur en soufre [% en poids]	0.13
Résidu de carbone Conradson [% en poids]	5.92
Résidu de carbone Ramsbottom [% en poids]	4.42
Indice de réfraction @20°C estimé à partir des propriétés en vrac	1.51
Viscosité, cSt@210°F estimée	12.12
Calcium estimé à partir de la méthode totale	16.60
Contenu en vanadium [ppm en poids]	5.34

Chapitre IV : Modélisation et simulation de Procède Craquage Catalytique

Contenu en nickel [ppm en poids]	3.95
Contenu en sodium [ppm en poids]	6.97
Contenu en fer [ppm en poids]	4.41
Contenu en cuivre [ppm en poids]	0.10
Données de distillation	
Point initial D2887 [°C]	353.03
Point 5% D2887 [°C]	372.40
Point 10% D2887 [°C]	391.77
Point 30% D2887 [°C]	438.40
Point 50% D2887 [°C]	487.62
Point 70% D2887 [°C]	548.53
Point 90% D2887 [°C]	643.50
Point 95% D2887 [°C]	888.81
Point final D2887 [°C]	939.05

IV.5.2.2. Catalyseur

La compositions Les caractéristiques du catalyseur utilisé dans la simulation sont essentielles pour comprendre son comportement et son efficacité dans le réacteur FCC.

Voici les principales caractéristiques à considérer:

Tableau IV.6 : Caractéristiques de Catalyseur

Vanadium [ppmwt]	750	Inventaire du catalyseur [kg]	90.72
Nickel [ppmwt]	500	Débit de recharge [kg/h]	7.57E-02
Sodium [ppmwt]	2800	MAT d'équilibre [%]	68
Iron [ppmwt]	4000		
Copper [ppmwt]	20		

IV.5.2.3. Intégration des Données du Réacteur Régénérateur :

Nous présentons dans les figures suivantes les étapes essentielles de simulation, suivi du résultat afin de les confirmer.

The screenshot shows the 'FCC Configuration Wizard' window. It contains four main sections for configuring reactor components:

- Riser:** A table with two rows: 'Total Length [m]' with a value of 34.58 and 'Diameter [m]' with a value of 0.7000.
- Riser Termination Zone:** A table with two rows: 'Length [m]' with a value of 2.400 and 'Diameter [m]' with a value of 4.200.
- Stripper:** A table with three rows: 'Height [m]' with a value of 13.00, 'Diameter [m]' with a value of 2.000, and 'Annulus Diameter [m]' with a value of 0.8500.
- Regenerator:** A table with seven rows: 'Dense Bed Height [m]' (14.00), 'Dense Bed Diameter [m]' (3.900), 'Dilute Phase Diameter [m]' (6.000), 'Interface Diameter [m]' (3.900), 'Cyclone Inlet Height [m]' (14.66), 'Cyclone Inlet Diameter [m]' (1.350), and 'Cyclone Outlet Diameter [m]' (0.7400).

At the bottom of the window, there are navigation buttons: '< Prev', 'Next >', 'Geometry (2 of 4)', and 'Close'.

Figure IV.6 : Dimensions de Réacteur Régénérateur

IV.5.2.4. Configuration des opérations de la section réactionnelle

The screenshot shows the 'FCC Reactor Section' software interface. It features a navigation menu on the left with tabs for Design, Feed Data, Catalyst, Operation, and Results. The 'Operation' tab is active, displaying a table of regenerator specifications. On the right, there is a panel for 'Ambient Air Conditions' with input fields for Temperature (25.00 C), Pressure (0.1013 MPa), and Relative Humidity (15.00 %). At the bottom, there are buttons for 'OK', 'Ignored', and 'EO Variables'.

Operation		Regenerator
Feeds	Dense Bed Temperature [C]	680.0
Riser/Reactor	Cyclone Temperature [C]	681.2
Regenerator	Flue Gas Temperature [C]	681.2
Pressure Control	Flue Gas - Dense Bed Delta-T [C]	1.215
Solver Options	Flue Gas O2, Dry [%]	13.653
Solver Console	Flue Gas CO, Dry [%]	0.209
Advanced	Flue Gas CO2, Dry [%]	7.157
EO Variables	Flue Gas CO/CO2 Ratio	2.921e-002
Presolve Commands	Flue Gas SOx, Dry [ppmmol]	48.1
Postsolve Commands	Carbon on Regen Cat (CRC) [%]	0.02
	Air Volume Flow, Wet [STD_m3/h]	7.491e+004
	Air Mass Flow, Wet [kg/h]	9.109e+004
	Enrich O2 Volume Flow [STD_m3/h]	1121
	Enrich O2 Mass Flow [kg/h]	1514
	Enrich O2 Pressure [MPa]	0.8000
	Enrich O2 Temperature [C]	200.0
	Catalyst Cooler Duty [kJ/h]	0.0000
	Air Blower Discharge Temp [C]	180.0
	Dense Bed Bulk Density [kg/m3]	540.0
	Catalyst Inventory [kg]	9.031e+004
	Flue Quench Water Rate [kg/h]	0.0000
	Flue Quench Water Temp [C]	30.00
	Flue Quench Water Pressure [MPa]	0.1010

Figure IV.7 : informations liées aux spécifications de régénérateur

IV.5.2.5. Calibration du Modèle de Procédé FCC Initial

Le processus de calibration du modèle initial du procédé FCC offre des estimations préliminaires des facteurs d'activité, simplifiant ainsi considérablement le réglage fin du modèle. Pour démarrer la calibration du modèle, nous accédons aux sous-schéma du catalyseur de FCC et sélectionnons l'option "FCC > Aller à la Calibration" dans la barre de menu de l'application.

La première étape consiste à extraire les données de la simulation. Lorsque nous extrayons les données via Aspen HYSYS, toutes les conditions opératoires en vigueur, les données sur les matières premières, et les paramètres du procédé sont intégrés dans l'environnement de calibration.

Le processus de calibration consiste à ajuster les facteurs d'activité pour obtenir des rendements de produit et des performances de réacteur spécifiques que nous fournissons à l'environnement de calibration, en fonction de l'état actuel du modèle. Nous extrayons les données en cliquant sur le bouton "Extraire les données de la simulation".

Ensuite, nous fournissons un ensemble de données mesurées sur l'installation. Cela comprend la pression d'entrée du réacteur, la chute de pression, le delta de température, la pression de décharge et de la section du compresseur de recyclage, l'indice d'octane mesuré, ainsi qu'une analyse complète par chromatographie en phase gazeuse

Chapitre IV : Modélisation et simulation de Procède Craquage Catalytique

La troisième étape de l'étalonnage implique l'utilisation d'Aspen HYSYS pour ajuster plusieurs facteurs d'activité afin de minimiser la fonction objectif, définie comme la somme pondérée des écarts absolus entre les prédictions du modèle et les données mesurées. Nous pouvons sélectionner les termes dans la fonction objectif en accédant à la section "Fonction objectif" de l'onglet Contrôle de calibration.

La dernière étape consiste à choisir les facteurs d'activité à ajuster pendant le cycle de calibration. Nous sélectionnons ces facteurs dans la section Paramètres de l'onglet Contrôle de calibration.

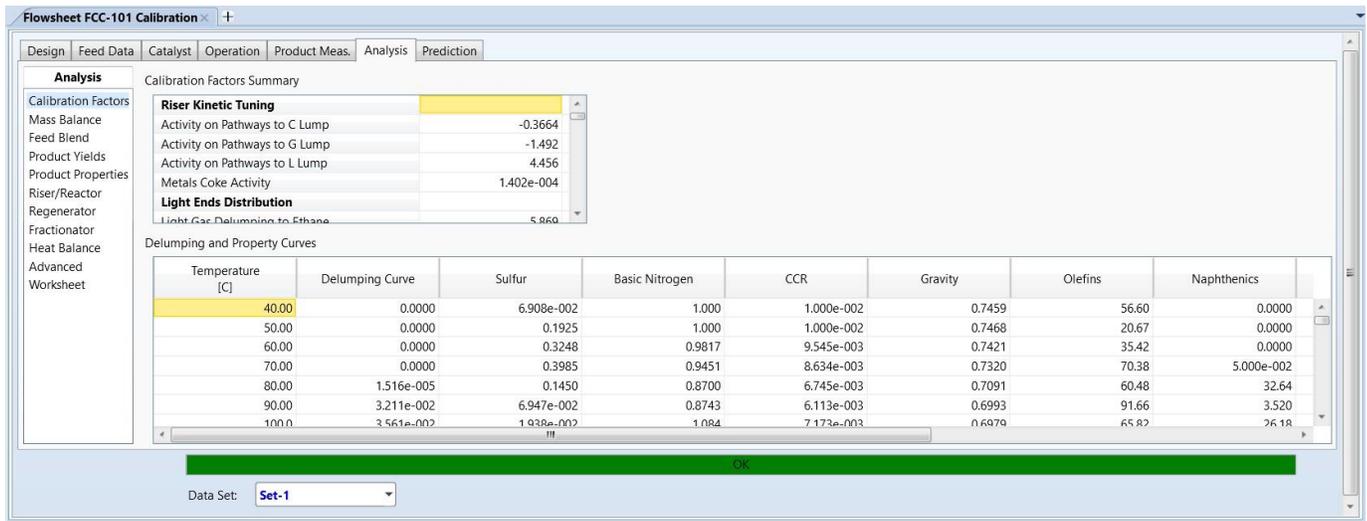


Figure IV.8 : Validation du modèle de calibration du réacteur FCC-101

IV.5.3. Ajout de la Colonne de Fractionnement

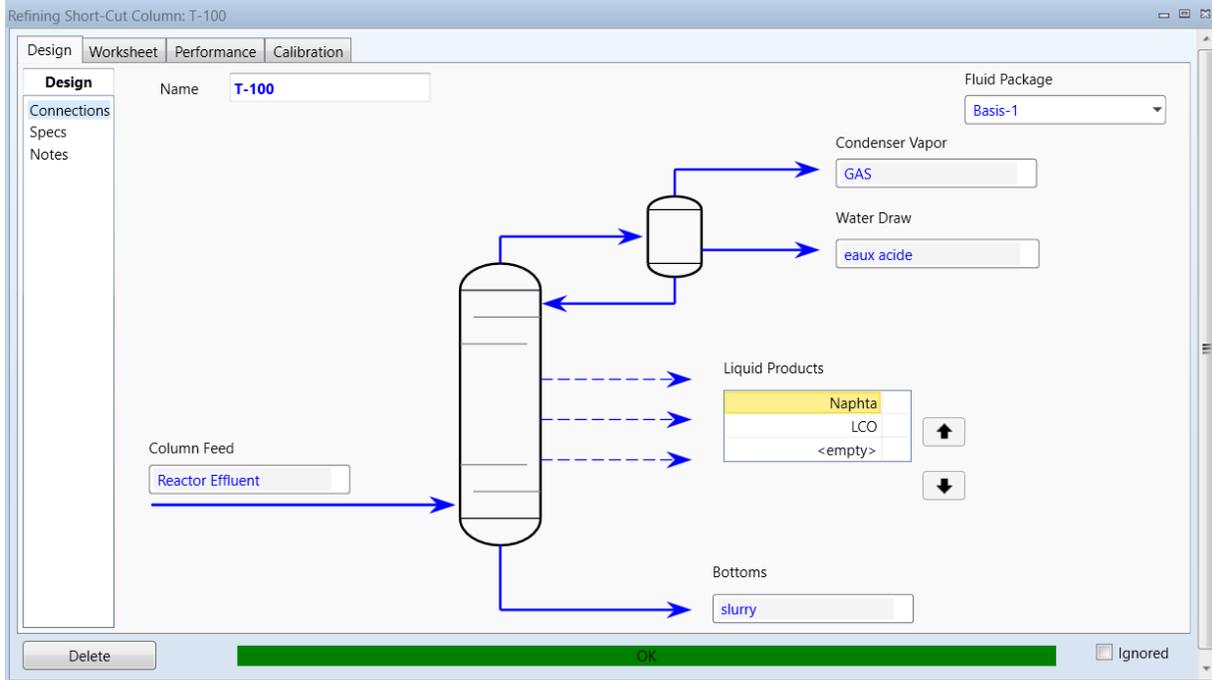


Figure IV.9 : Conception de la colonne de fractionnement dans l'environnement de simulation

L'ajout d'une colonne de fractionnement permet de raffiner encore les résultats. Ces étapes assurent que le modèle simule avec précision le comportement réel de l'unité FCC, permettant ainsi une optimisation efficace et fiable du processus.

IV.5.4. Interprétation des Résultats

Les résultats de la simulation ont été analysés pour évaluer la performance du réacteur régénérateur et de la colonne de fractionnement. Toute différence par rapport aux données du cas design a été examinée pour garantir la fiabilité de la simulation.

En suivant ces étapes, nous avons réussi à simuler le cas design de l'unité FCC et à valider le modèle thermodynamique utilisé. Les résultats obtenus constituent une base solide pour la suite de notre étude sur l'intégration de la nouvelle charge dans l'unité FCC.

Tableau IV.7 : Bilan matière des produits à partir HYSYS

		HYSYS	
		Débit massique	Poids %
H2S		12	0.04
Gaz sec		1194	3.7
Propane	GPL	514	1.6
Propylène		1243	3.8
n-Butane		386	1.2
i-Butane		877	2.7
Butènes		1706	5.3
Naphta C5- 430°F		13697	42.4
LCO 430- 650°F		7468	23.1
Résidus 650°F+		2211	6.8
Rendement en coke		2991	9.3
Total		32300	100.0
Conversion			70.0

Tableau IV.8 : Bilan matière des produits de charge l'actuelle avec taux de conversion

DESIGNE			
		Débit massique	Poids %
H2S		12	0.04
Gaz sec		1615	3.7
Propane	GPL	4522	1.6
Propylène			3.8
n-Butane			1.2
i-Butane			2.7
Butènes			5.3
Naphta C5- 430°F		13728	42.4
LCO 430- 650°F		7429	23.1
Résidus 650°F+		1938	6.8
Rendement en coke		2907	9.3
Total		32300	100.0
Conversion			

En comparant les résultats de la simulation avec ceux du cas design, nous constatons une concordance remarquable entre les deux ensembles de données. Les débits massiques et les pourcentages de chaque composé sont très similaires, ce qui indique que notre modèle thermodynamique basé sur l'équation de Peng Robinson est validé pour notre système. Les résultats de la simulation confirment ainsi la fiabilité de notre modèle et renforcent la confiance dans l'exactitude de nos prévisions.

IV.6. Simulation de la nouvelle charge

IV.6.1. Introduction des caractéristiques du nouveau pétrole brut

Nous avons utilisé les données chromatographiques de la nouvelle charge fournies par la société Schlumberger (SLB).

Pour introduire la nouvelle charge dans le logiciel Aspen HYSYS, Les données ont été entrées dans les sections appropriées du logiciel, comme le montrent les figures ci-dessous. Le logiciel a ensuite calculé les autres paramètres requis pour la simulation.

Propriétés en Vrac :

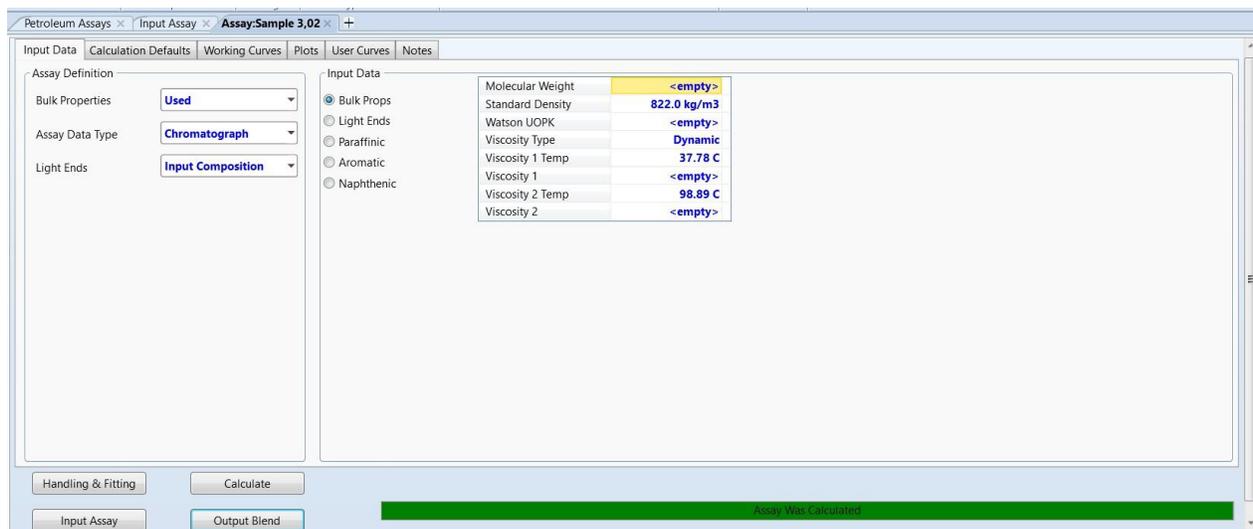


Figure IV.10 : Propriétés en Vrac de nouvelle charge

Les fractions légères :

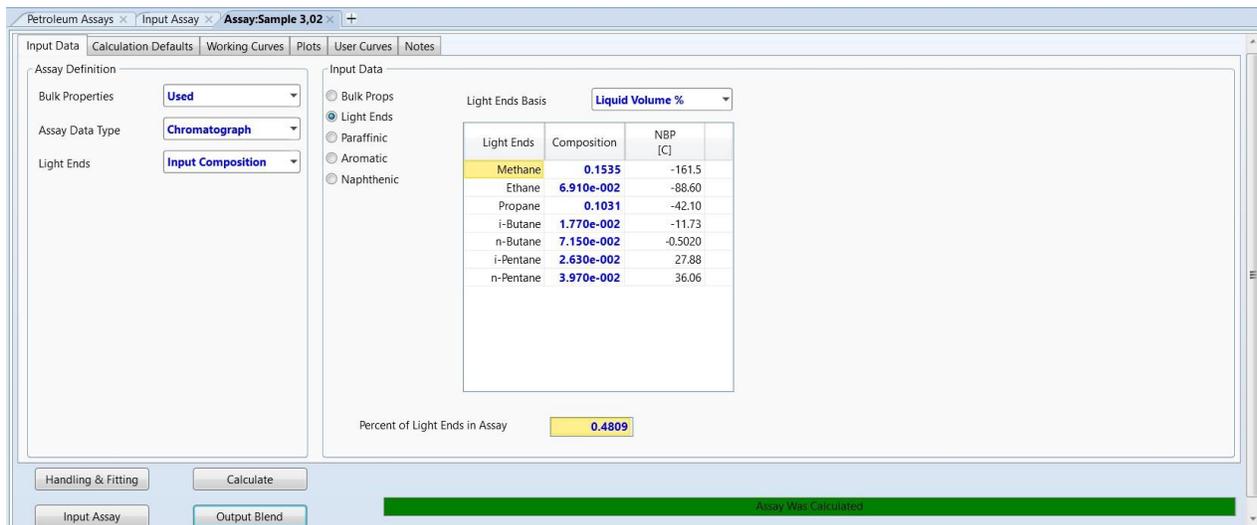


Figure IV.11 : Composition des fractions légères de nouvelle charge

Composés Aromatiques :

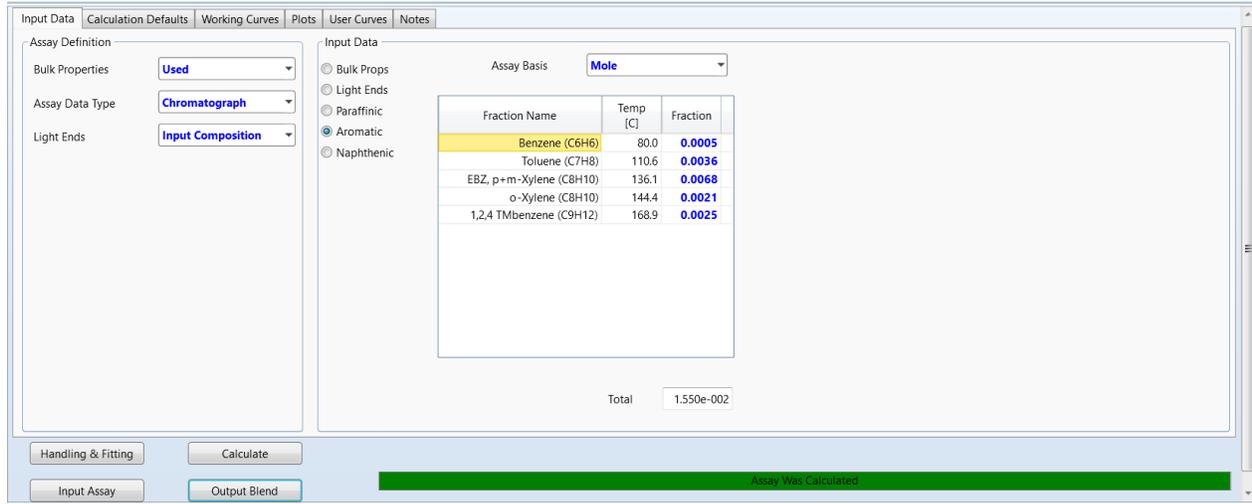


Figure IV.12 : Composition des Aromatiques de nouvelle charge

Composés Naphténiques :

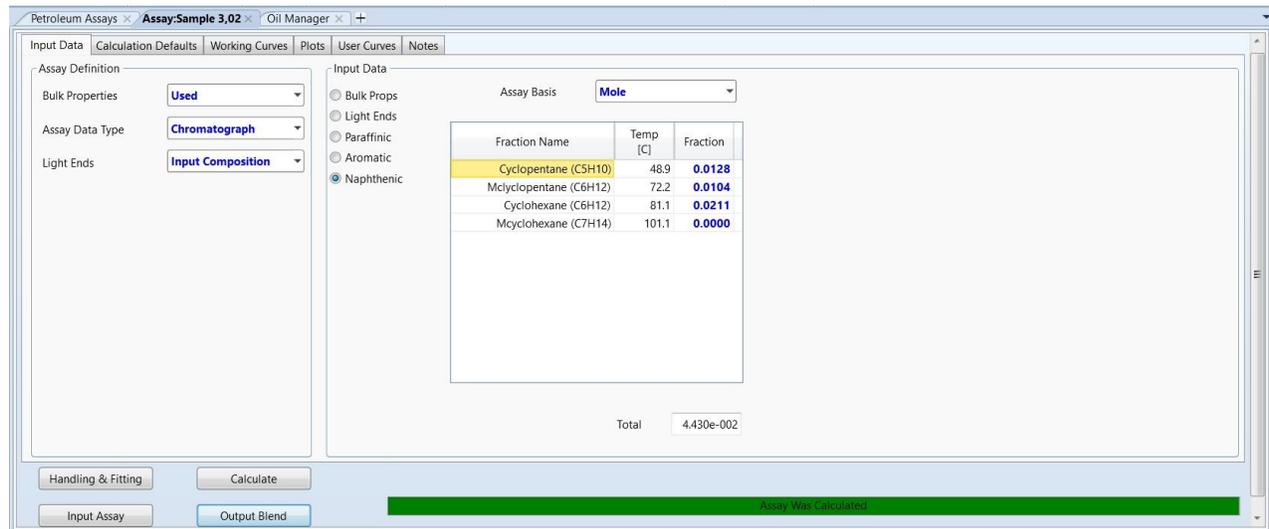


Figure IV.13 : Composition Naphténiques de nouvelle charge

Ces caractéristiques de la nouvelle charge sont essentielles pour évaluer son impact sur le fonctionnement du réacteur FCC. En utilisant le logiciel Aspen HYSYS, nous avons pu obtenir des courbes de distillation et d'autres propriétés cruciales, comme illustré ci-dessous.



Figure IV.14 : Courbes de distillation de nouvelle charge

Alors, la nouvelle charge a été correctement intégrée dans logiciel et les paramètres ont été ajustés pour l'introduire dans le réacteur de l'unité FCC et prévoir l'impact de cette charge.

Les résultats de la simulation nous donnent les caractéristiques la nouvelle charge BRA résumés dans le tableau suivant :

Tableau IV.9 : Caractéristiques de la nouvelle Charge

Nom	Charge	
	Brut	Résiduel
Type d'alimentation	Atmosphérique 'BRA'	
Gravité API	26.2	
Gravité spécifique 60F/60F	0.90	
Type de distillation	D2887	
Point initial [C]	289.23	
Point à 5% [C]	307.21	
Point à 10% [C]	325.19	
Point à 30% [C]	370.09	
Point à 50% [C]	414.80	
Point à 70% [C]	435.20	
Point à 90% [C]	440.37	
Point à 95% [C]	442.17	
Point final [C]	459.49	
Azote de base [ppm en poids]	0	
Azote total [ppm en poids]	0	
Rapport azote total/azote de base	<Vide>	
Teneur en soufre [% en poids]	1.9	
Fraction de l'alimentation S traitée	0.5	
Résidu de carbone Conradson [% en poids]	0.5	
Résidu de carbone Ramsbottom [% en poids]	0.44	

Nous avons importé la nouvelle charge dans le réacteur FCC, configuré les paramètres du réacteur en conséquence, et défini les conditions opératoires appropriées pour refléter l'impact attendu de la nouvelle charge.

IV.6.2. Interprétation des Résultats et Comparaison entre les Charges

La comparaison entre la charge actuelle et la nouvelle charge de pétrole brut permet de mettre en évidence les différences significatives dans la composition et les performances de l'unité FCC. De plus, elle nous permet d'identifier et d'évaluer l'impact de l'introduction de la nouvelle charge.

IV.6.2.1. Comparaison des Débits et Compositions

H2S et Gaz Combustible : Les teneurs en H2S et en gaz combustible sont plus élevées dans la nouvelle charge. Cela pourrait nécessiter une attention particulière au niveau du traitement des gaz et de la sécurité.

(Propane/Propylène) : La nouvelle charge contient une proportion plus importante de GPL, ce qui pourrait influencer le rendement en essence et la production de gaz liquéfiés.

C4 (n-Butane/i-Butane/Butènes) : La nouvelle charge est également plus riche en composants C4. Ceci pourrait avoir un impact sur la production de butane et de butylènes.

Naphta (C5-430°F) : La proportion de naphta est significativement plus faible dans la nouvelle charge (52.74% vs 42.40%). Cela indique une charge plus lourde, susceptible de produire davantage de distillats moyens.

LCO (430-650°F) : Inversement, la nouvelle charge contient beaucoup plus de LCO que l'actuelle (9.19% vs 23.10%). Cela confirme la nature plus lourde de la nouvelle charge et son potentiel pour la production de diesel.

Résidus (650°F+) : La nouvelle charge contient moins de résidus lourds.

Rendement en Coke : Le rendement en coke est légèrement plus élevé avec la nouvelle charge, ce qui pourrait nécessiter une gestion accrue du coke produit.

Conversion : La nouvelle charge permet d'atteindre une conversion plus élevée (87.37% vs 70.00%). Cela indique une meilleure utilisation de la charge et un potentiel de production plus élevé.

Tableau IV.10 : Bilan matière des produits de la charge actuelle et de la nouvelle charge

		Nouvelle Charge		Actuelle Charge	
		Débit massique	Poids %	Débit massique	Poids %
H2S		458.82	1.38	12.00	0.04
Gaz combustible		1309.78	3.94	1194.00	3.70
Propane	GPL	677.18	2.04	514.00	1.60
Propylène		1778.06	5.35	1243.00	3.80
N-Butane		501.93	1.51	386.00	1.20
i-Butane		1106.56	3.33	877.00	2.70
Butènes		2335.96	7.02	1706.00	5.30
Naphta C5-430F		17540.51	52.74	13697.00	42.40
LCO 430-650F		3057.79	9.19	7468.00	23.10
Résidus 650F+		1142.38	3.44	2211.00	6.80
Rendement en coke		3346.57	10.06	2991.00	9.30
Total		33255.53	100.00	32300.00	100.00
Conversion			87.37		70.00

IV.6.3. Etude comparative des propriétés des produits des deux charges

IV.6.3.1. Analyse comparative

IV.6.3.1.1. Gravité API et densité

La "Nouvelle Charge" présente une densité plus élevée (gravité API plus faible) que la "Charge actuelle" pour toutes les coupes, indiquant une charge plus lourde avec potentiellement plus de molécules complexes.

IV.6.3.1.2. Teneur en soufre

La "Nouvelle Charge" a une teneur en soufre significativement plus élevée dans toutes les coupes, ce qui pourrait nécessiter un traitement supplémentaire pour respecter les spécifications des produits et les réglementations environnementales.

IV.6.3.1.3. Indice d'octane

Les indices d'octane (RON, MON et (R+M) /2) sont légèrement plus élevés dans la nouvelle charge. Cependant, ces différences dans les deux charges sont minimales et peuvent être considérées comme négligeables, suggérant un potentiel similaire pour la production de carburants de qualité.

IV.6.3.1.4. Composition chimique (vol % et poids %)

Paraffines : La "Charge actuelle" est plus riche en paraffines, surtout dans les coupes légères (C5-265°F et 265-430°F).

Oléfines : La Charge actuelle contient des oléfines dans les coupes légères, tandis que la Nouvelle Charge n'en contient pas.

Naphtènes : Les deux charges présentent des teneurs en naphtènes relativement similaires.

Aromatiques : La "Nouvelle Charge" est significativement plus riche en aromatiques dans toutes les coupes, ce qui peut affecter les propriétés de combustion et les émissions.

IV.6.3.1.5. Point de trouble

La "Nouvelle Charge" a un point de trouble plus élevé, indiquant une plus grande tendance à la formation de cristaux de cire à basse température.

IV.6.3.1.6. Teneur en carbone Conradson

La "Nouvelle Charge" a une teneur en carbone Conradson plus élevée, indiquant une plus grande tendance à former des dépôts de carbone lors de la combustion.

IV.6.3.1.7. Azote basique

Les deux charges ont une teneur en azote basique négligeable.

➤ La "Nouvelle Charge" semble être plus lourde, plus riche en soufre et en aromatiques, avec une plus grande tendance à la formation de cire et de dépôts de carbone. Ces caractéristiques peuvent nécessiter des ajustements dans les procédés de raffinage et de traitement pour obtenir des produits de qualité comparable à ceux obtenus avec la "Charge actuelle".

Les tableaux ci-dessous présentent les propriétés des produits issus de deux charges différentes : la "Charge actuelle" et la "Nouvelle Charge".

Chacune est divisée en quatre coupes pétrolières : C5-265°F, 265-430°F, 430-650°F, et 650°F+.

Tableau IV.11 : Propriétés des produits de Charge Actuelle

	C5- 265F	265- 430F	430- 650F	650F+
API Gravity	73.34	55.63	28.03	17.21
Gravité spécifique	0.69	0.76	0.89	0.95
Soufre [%]	0.02	0.01	0.23	0.28
RON	90.30	89.32		
MON	79.13	77.85		
(R+M) /2	84.71	83.59		
Paraffines [vol %]	24.77	31.08	9.80	1.95
Oléfines [vol %]	57.13	8.16	0.00	0.00
Naphthènes [vol %]	10.34	5.86	10.66	10.30
Aromatiques [vol %]	7.77	54.90	79.54	87.75
Point de trouble [C]			-26.00	
Concarbon [%]	0.01	0.03	0.17	0.38
Azote basique [ppm en poids]	0.00	0.00	0.00	0.00
Paraffines [en poids %]	23.59	28.22	8.22	1.40
Oléfines [en poids %]	55.78	7.42	0.00	0.00

Tableau IV.12 : Propriétés des produits de Nouvelle Charge

	C5- 265F	265- 430F	430- 650F	650F+
API Gravity	59.89	36.00	20.00	-6.63
Gravité spécifique	0.74	0.84	0.93	1.13
Soufre [%]	0.12	0.25	1.87	3.34
RON	92.63	92.53		
MON	84.42	83.38		
(R+M) /2	88.52	87.95		
Paraffines [vol %]	55.50	3.87	4.55	1.45
Oléfines [vol %]	34.48	1.09	0.00	0.00
Naphthènes [vol %]	5.53	8.11	3.83	6.76
Aromatiques [vol %]	4.49	86.93	91.62	91.79
Point de trouble [C]			-10.19	
Concarbon [%]	0.01	0.03	0.15	0.49
Azote basique [ppm en poids]	0.00	0.00	0.00	0.00
Paraffines [en poids %]	54.55	3.47	3.80	1.06
Oléfines [en poids %]	33.42	0.96	0.00	0.00
Naphthènes [en poids %]	6.31	7.47	3.34	5.02
Aromatiques [en poids %]	5.72	88.10	92.86	93.92

IV.7. Evaluation de l'Impact de la Nouvelle Charge sur l'Unité RFCC

Pour évaluer l'impact de la nouvelle charge sur l'unité RFCC, plusieurs aspects clés doivent être examinés. En utilisant les données fournies pour la nouvelle et l'actuelle charge, nous allons analyser les implications sur les capacités hydrauliques, la formation de coke, les besoins en hydrogène, les séparations, et la qualité des produits :

IV.7.1. Capacité Hydraulique

Débit accru :

Nouvelle charge : Débit molaire d'air sec 1569.24 kgmole/h, débit massique d'air sec 45907.95 kg/h.

Actuelle charge : Débit molaire d'air sec 63.20 kgmole/h, débit massique d'air sec 91086.59 kg/h.

La nouvelle charge présente un débit massique légèrement supérieur, ce qui pourrait nécessiter une vérification de la capacité des équipements (pompes, tuyauteries, réacteur) à gérer ce débit supplémentaire.

IV.7.2. Formation de Coke

Nouvelle charge : Coke sur le catalyseur usagé 1.30%, coke sur le catalyseur de régénération 0.02%.

Actuelle charge : Coke sur le catalyseur usagé 1.59%, coke sur le catalyseur de régénération 0.02%.

La nouvelle charge conduit à un rendement en coke légèrement supérieur, Avec une circulation accrue de coke (255208.50 kg/h pour la nouvelle charge contre 190064.64 kg/h pour l'ancienne charge), il y a un risque accru d'érosion des équipements, nécessitant une surveillance étroite. Ce qui nécessite une attention particulière à la gestion du coke. Cela pourrait inclure :

Régénération du catalyseur : Vérifier la capacité du système de régénération à gérer la quantité de coke supplémentaire.

Décokage : Evaluer la fréquence et la durée des opérations de décokage.

IV.7.3. Besoins en Hydrogène

La nouvelle charge présente une teneur en soufre significativement plus élevée que la charge actuelle à travers tous les intervalles de température.

Cette augmentation est particulièrement notable dans les intervalles de température les plus élevés, en particulier pour les températures de 430-650°F et au-delà de 650°F.

Cela pourrait indiquer que la nouvelle charge nécessite un traitement plus intensif pour réduire la teneur en soufre, surtout à des températures plus élevées, pour atteindre les mêmes niveaux de pureté que la charge actuelle.

IV.7.4. Séparations

Les différences de composition entre les charges influencent les points d'ébullition, nécessitant des ajustements des conditions de distillation pour obtenir les fractions souhaitées.

La nouvelle charge, avec ses composants plus lourds et plus soufrés, peut nécessiter des températures et des pressions de distillation ajustées pour maintenir l'efficacité de séparation.

IV.7.5. Qualité des Produits

IV.7.5.1. Propriétés du naphta

Nouvelle charge : Naphta avec un indice d'octane plus élevé, mais avec une teneur en oléfines à surveiller.

Actuelle charge : Pas de données spécifiques sur l'indice d'octane.

IV.7.5.2. Propriétés du LCO et des résidus

Nouvelle charge : Teneur en soufre dans le LCO 9.06%, dans les résidus 6.04%.

Actuelle charge : Teneur en soufre dans le LCO 40.33%, dans les résidus 14.59%.

Bien que la nouvelle charge présente un avantage en termes d'indice d'octane, la qualité du LCO et des résidus en termes de teneur en soufre est inférieure, nécessitant une évaluation de l'impact sur les marchés et les procédés de valorisation.

Tableau IV.13 : Principaux Aspects Évaluation de l'Impact de la Nouvelle Charge sur l'Unité RFCC

Aspet	Nouvelle charge	Actuelle Charge
Capacité		
Débit molaire d'air sec	1569.24 Kgmole/h	63.20 Kgmole/h
Débit massique d'air sec	45907.59 Kg/h	91086.5 Kg/h
Formation de Coke		
Coke sur catalyseur usagé	1.30%	1.59%
Coke sur catalyseur régénéré	0.02%	0.02%
Circulation de coke	225508.5	19064.64
Régénération du catalyseur		
Décokage		
Besoins en Hydrogène		
Soufre dans le H2S	68.32%	27.17%
Soufre dans le naphta C5-430	4.67%	6.63%
Soufre dans le LCO 430-650	9.06%	40.33%
Soufre dans les fonds 650+	6.04%	14.59%

IV.7.6. Recommandations

IV.7.6.1. Capacité Hydraulique

Vérifier les capacités des pompes et des tuyauteries pour gérer les débits massiques accrus et les viscosités potentielles plus élevées.

IV.7.6.2. Gestion du Coke

Assurer que le système de régénération peut gérer les variations de coke.

Surveiller l'érosion des équipements en raison de la circulation accrue de coke.

IV.7.6.3. Besoins en Hydrogène

Prévoir une augmentation des besoins en hydrogène pour l'hydrotraitement et la désulfuration en raison des teneurs en soufre.

IV.7.6.4. Conditions de Séparation :

Ajuster les températures et les pressions de distillation pour maintenir l'efficacité de séparation avec les nouvelles compositions.

IV.7.6.5. Qualité des Produits :

Surveiller et adapter les procédés de traitement pour gérer la teneur en oléfines du naphta. Évaluer les impacts économiques et de marché des variations de qualité du LCO et des résidus.

En conclusion, l'évaluation de l'impact de la nouvelle charge sur l'unité RFCC nécessite une analyse approfondie des différents aspects techniques, économiques et environnementaux. Une approche proactive et une collaboration étroite entre les équipes de production, d'ingénierie et de maintenance sont essentielles pour assurer une transition réussie et optimiser les performances de l'unité.

IV.8. Impact environnemental et économique de la nouvelle charge

En plus des aspects opérationnels, l'introduction de la nouvelle charge dans l'unité RFCC a des implications environnementales et économiques importantes à considérer.

IV.8.1. Impact Environnemental

IV.8.1.1. Émissions de SO_x

Analyse : La nouvelle charge contient une teneur en soufre plus élevée, ce qui entraîne une augmentation des émissions de SO_x. Ces émissions contribuent à la pollution atmosphérique, aux pluies acides et posent des problèmes respiratoires.

Mesures : Pour respecter les réglementations environnementales, il sera nécessaire de mettre en œuvre des technologies de contrôle des émissions de SO_x, telles que les laveurs de gaz de combustion, et la désulfuration de la charge par des procédés innovants.

IV.8.1.2. Émissions de CO₂

Analyse : La combustion accrue du coke, même si elle est plus complète, peut entraîner une augmentation des émissions de CO₂.

Mesures : Pour atténuer cet impact, il est crucial d'optimiser l'efficacité énergétique de l'unité RFCC et d'explorer des technologies de capture et de stockage du carbone (CSC).

IV.8.1.3. Gestion des déchets

Analyse : La production accrue de coke peut nécessiter des solutions supplémentaires de gestion des déchets.

Mesures : Explorer les options de valorisation du coke, telles que son utilisation comme combustible ou comme matière première dans d'autres procédés, pourrait être bénéfique pour réduire les déchets.

IV.8.2. Impact Économique

IV.8.2.1. Coûts d'investissement

Analyse : La mise en œuvre de technologies de contrôle des émissions de SO_x et de gestion des déchets entraînera des coûts d'investissement importants.

Mesures : Il est essentiel de réaliser une évaluation détaillée des coûts pour identifier les technologies les plus rentables et les plus efficaces.

IV.8.2.2. Coûts opérationnels

Analyse : L'augmentation du débit de circulation du catalyseur et la consommation accrue d'hydrogène peuvent entraîner des coûts opérationnels plus élevés.

Mesures : Optimiser les conditions de fonctionnement de l'unité RFCC pour maximiser l'efficacité énergétique et minimiser les coûts opérationnels.

IV.8.2.3. Rendements des produits

Analyse : La modification des rendements des produits, en particulier la production accrue de coke, peut affecter la rentabilité de l'unité RFCC.

Mesures : Explorer les marchés pour le coke et optimiser les conditions de fonctionnement pour améliorer la rentabilité.

IV.8.2.4. Qualité des produits

Analyse : La qualité des produits, en particulier la teneur en soufre des carburants, peut affecter leur valeur marchande.

Mesures : Des traitements supplémentaires pour améliorer la qualité des produits peuvent être nécessaires.

IV.8.3. Recommandations

Pour gérer les impacts environnementaux et économiques de la nouvelle charge dans l'unité RFCC, en intégrant des précisions et des suggestions pour une meilleure prise en compte des aspects techniques et pratiques :

IV.8.3.1. Évaluer et Implémenter des Technologies de Contrôle des Émissions de SO_x

Analyse approfondie : Comparer les coûts et avantages des différentes technologies de réduction des SO_x, en tenant compte de l'efficacité, de l'impact sur la consommation énergétique, de la facilité de maintenance et de la compatibilité avec les systèmes existants.

Choix optimal : Investir dans des systèmes offrant le meilleur compromis entre coûts, efficacité et durabilité, privilégiant des technologies éprouvées et à faible impact environnemental.

Intégration et Surveillance : Intégrer les technologies de réduction des SO_x dans le processus de production, avec une surveillance régulière pour garantir leur efficacité.

IV.8.3.2. Valoriser le Coke et Réduire les Déchets

Identifier les Applications Industrielles : Explorer des applications industrielles pour valoriser le coke, telles que la combustion dans des cimenteries, la production de charbon actif ou de carburant synthétique.

Évaluer la Viabilité Économique : Réaliser une analyse approfondie de la viabilité économique de chaque option, en tenant compte des coûts de transport, de traitement et des revenus potentiels.

Optimiser les Processus de Gestion des Déchets : Mettre en place des systèmes efficaces de gestion des déchets de coke, en minimisant les pertes et en respectant les normes environnementales.

IV.8.3.3. Optimiser les Conditions de Fonctionnement de l'Unité RFCC

Maximiser l'Efficacité Énergétique : Mettre en œuvre des stratégies pour améliorer l'efficacité énergétique de l'unité, telles que l'optimisation des températures et des pressions de fonctionnement, l'utilisation de systèmes de récupération de chaleur et l'amélioration de l'isolation thermique.

Réduire la Production de Déchets : Ajuster les conditions de fonctionnement pour minimiser la production de coke et d'autres déchets, en optimisant la sélection et la gestion du catalyseur.

Augmenter les Rendements des Produits Valorables : Adapter les conditions de fonctionnement pour maximiser les rendements des produits valorisables comme le naphta, le LCO et le diesel, en tenant compte des exigences du marché.

IV.8.3.4. Analyse Coûts-Avantages et Prise de Décision Éclairée

Évaluer l'Impact Économique et Environnemental : Réaliser une analyse coûts-avantages complète pour quantifier les impacts économiques et environnementaux de la nouvelle charge.

Identifier les Investissements Nécessaires : Déterminer les investissements nécessaires pour mettre en œuvre les recommandations, en priorisant les solutions offrant le meilleur retour sur investissement.

Ajuster les Stratégies : Adapter les stratégies de production en fonction des résultats de l'analyse coûts-avantages, en ajustant les conditions de fonctionnement, les technologies de traitement et les options de valorisation.

Approche Holistique et Durable

Intégration des Aspects Opérationnels, Environnementaux et Économiques : Adopter une approche holistique qui prend en compte les interdépendances entre les aspects opérationnels, environnementaux et économiques de l'unité RFCC.

Objectif de Durabilité : Assurer que l'introduction de la nouvelle charge est durable, en minimisant les impacts négatifs sur l'environnement et en maximisant les bénéfices économiques à long terme.

En adoptant cette approche améliorée, les raffineries peuvent garantir que l'introduction de la nouvelle charge dans l'unité RFCC est à la fois rentable et durable, tout en contribuant à la protection de l'environnement.

IV.8.4. Taux de conversion pour les mélanges de charges

L'estimation des taux de conversion exact pour les mélanges nécessiterait des modèles de processus détaillés et des données cinétiques. Cependant, nous pouvons estimer la tendance en supposant que le taux de conversion se situera quelque part entre les taux de conversion des charges individuelles, en fonction du ratio du mélange.

Ci-dessous le tableau illustrant les estimations potentielles du taux de conversion pour les différents scénarios de mélange :

Tableau IV.14 : Estimations potentielles du taux de conversion pour les différents scénarios de mélange

Ratio de mélange		Taux de conversion estimé
90% Actuelle	10% Nouvelle	72,70%
75% Actuelle	25% Nouvelle	76,04%
50% Actuelle	50% Nouvelle	80,21%
25% Actuelle	75% Nouvelle	84,38%
10% Actuelle	90% Nouvelle	86,65%

Taux de conversion individuels : Nous utilisons les taux de conversion fournis de 70,00 % pour la charge actuelle et de 87,37 % pour la nouvelle charge comme base d'estimation.

IV.8.5. Interprétation

À mesure que la proportion de la nouvelle charge dans le mélange augmente, le taux de conversion estimé augmente également, se rapprochant du taux de conversion de la nouvelle charge pure. Cela s'explique par le fait que les composés plus légers de la nouvelle charge favorisent le processus de conversion catalytique de l'unité FCC. Ainsi, l'introduction de la

nouvelle charge peut potentiellement améliorer l'efficacité du processus en augmentant le taux de conversion.

Conclusion

L'intégration de la nouvelle charge dans les mélanges offre un potentiel d'amélioration des taux de conversion, ce qui est bénéfique pour l'efficacité globale du processus. Ces estimations servent de base utile pour les prévisions opérationnelles et la planification stratégique de l'unité RFCC. Cependant, Une analyse plus détaillée et des essais expérimentaux sont nécessaires pour affiner ces estimations et optimiser les conditions de mélange en fonction des caractéristiques spécifiques des charges et des conditions de traitement.

Conclusion Général

Conclusion Générale :

Ce mémoire a exploré l'impact de l'intégration d'une nouvelle charge de pétrole brut (BRA-) sur l'unité de craquage catalytique fluide (FCC) de la raffinerie d'Adrar en Algérie. En utilisant le simulateur de procédés HYSYS, nous avons analysé les performances de l'unité avec la charge actuelle et la nouvelle charge, en mettant en évidence les avantages et les défis liés à cette transition.

Nos résultats indiquent que la nouvelle charge, bien que plus lourde et plus riche en soufre, offre un potentiel de conversion plus élevé, conduisant à une production accrue de certaines fractions, comme le LCO. Cependant, elle génère également une quantité de coke plus importante, nécessitant une attention particulière à la gestion du coke et à la régénération du catalyseur.

L'évaluation des propriétés des produits révèle une qualité de naphta comparable à celle de la charge actuelle, mais une qualité inférieure du LCO et des résidus, en raison de leur teneur en soufre plus élevée. Des traitements supplémentaires sont donc nécessaires pour valoriser ces fractions et répondre aux normes environnementales.

L'étude des mélanges entre la charge actuelle et la nouvelle charge a permis d'identifier les ratios optimaux pour maximiser la rentabilité du procédé tout en respectant les contraintes opérationnelles et environnementales.

En conclusion, l'intégration de la nouvelle charge dans l'unité FCC est techniquement réalisable, mais nécessite des adaptations du procédé et une gestion attentive des impacts environnementaux et économiques.

L'entreprise doit donc mettre en œuvre des recommandations spécifiques pour tirer pleinement parti des opportunités offertes par la nouvelle charge tout en minimisant les risques. Ces recommandations incluent l'adaptation du procédé pour gérer efficacement la production accrue de coke, la mise en place de traitements supplémentaires pour valoriser les fractions affectées par la nouvelle charge, et l'optimisation des ratios de mélange pour maximiser la rentabilité.

L'étude met en avant la nécessité d'une approche holistique qui prend en compte les aspects opérationnels, environnementaux et économiques pour garantir une transition réussie vers l'utilisation de la nouvelle charge, contribuant ainsi à l'optimisation des performances de la raffinerie et à la sécurité énergétique de l'Algérie.

Références Bibliographiques

Références Bibliographiques

- 1.RA1D, "Manuel opératoire."
- 2.G. Lefebvre, Chimie des hydrocarbures, Paris, France: Technip, 1978, p. 131.
- 3.J. P. Wauquier et al., Le raffinage du Pétrole, tom 1: Pétrole brut, Produits pétroliers, Schémas de fabrication, Paris, France: Technip, 1994, p. 378.
- 4.J. H. Gary, G. E. Handwerk, and M. J. Kaiser, Petroleum Refining: Technology and Economics, 5th ed., CRC Press, 2007.
- 5.E. Tocqué and C. Travers, "Petrole -Technique d'ingenieur," BE8520, vol. 1, Jan. 2010.
- 6.R. A. Meyers, Ed., Handbook of Petroleum Refining Processes, 3rd ed., McGraw-Hill, 2004.
- 7.D. Decroocq et al., Le Craquage Catalytique des Coupes Lourdes, Paris, France: Édition Technique, 1978.
- 8.M. A. Fahim, T. A. Alsahhaf, and A. Elkilani, Fundamentals of Petroleum Refining, Elsevier, 2010.
- 9.A. Corma, L. Sauvanaud, and V. C. Corberan, Fluid Catalytic Cracking (FCC) Handbook, Elsevier, 2013.
- 10.J. Hui, "Les réacteurs catalytiques à lit fixe," Chimie et Industrie Génie Chimique, vol. 99, no. 8, Apr. 1968.
- 11.R. J. Hengstebeck, Petroleum Processing Principles and Application, Department Standard Oil Company (INDIANA).
- 12.S. A. Ali and T. A. Saleh, Fluid Catalytic Cracking, Springer, 2018.
- 13.P. Leprince, Procédés de Transformation, Paris, France: Technip, 1998.
- 14.IFP, "Procèdes et unité de raffinage: Craquage Catalytique."
- 15.M. Hadj, Cours de Raffinage - IAP.
- 16.P. Wuithier, Raffinage et Génie Chimie, tome 1, 2nd ed., Paris, France: Technip, 1972.
- 17."Rapport final d'inspection R 203101," Sep. 2015.
- 18.Unité RFCC, "Manuel operatoire."
- 19.M. Sitting, "Catalytic cracking technic in review petroleum refining," Gulf Publishing Company Publication, vol. 31, no. 9, Sep. 1952.
- 20.S. Akrou, Cours IAP Initiation la Simulation des Procèdes.
- 21.M. M. Martín, M. El-Halwagi, and M. Mariano, Process Simulation and Optimization in Sustainable Process Engineering, 2012.

Références Bibliographiques

- 22.ASPEN TECH, "Aspentech," [Online]. Available: <https://www.aspentech.com/>.
- 23.AspenTech, Aspen HYSYS User's Guide, 2019.
- 24.J. Vidal, Thermodynamique: Application au Génie Chimique et à l'Industrie Pétrolière, Paris, France: Édition Technique, 1997.
- 25.J. Redlich and N. S. Kwong, "On the thermodynamics of solutions, V-an equation of state, fugacities of gaseous solutions," 1949.

Liste des annexes



I. Principales Caractéristiques du Pétrole :

Tableau I.1 : Caractéristiques physico-chimiques du Pétrole Alimentant la Raffinerie RA1D

Caractéristiques	Méthodes	Unité	Résultats
Masse volumique à 20°C	ASTM D5002	g/cm ³	0,8130
Masse volumique à 15°C	ASTM D1250- Tables 53A	g/cm ³	0,8168
Specific Gravity 60/60°F °API			0,8176 41,5
Tension de vapeur Reid, (TVR) à 37.8°C (100 °F)	ASTM D323	KPa mm Hg psi	51,8 388 7,51
Point d'éclair, Vase fermé	ASTM D56	°C	< -5
Point de congélation	ASTM D 5853	°C	-39
Point d'écoulement	ASTM D 5853	°C	-36
Viscosité cinématique à 20 °C	ASTM D445	cSt	5,712
Viscosité cinématique à 37.8 °C	ASTM D445	cSt	4,798
*Teneur en soufre par Ray X	ASTM D4294	% Pds ppm	0,0992 992
Pouvoir Calorifique Supérieur	ASTM D240	Kcal/ Kg	10975,2
Pouvoir Calorifique Inferieur	Calcul	Kcal/ Kg	10170,8
Poids moléculaires	Abaque	g/mole	250
KUOP	UOP 375	-	12,45
Teneur en eau et sédiments (BSW)	ASTM D96	% Vol	0,1
Teneur en eau par extraction	ASTM D95	% Vol	Nulle
Teneur en sels	ASTM D6470	ppm	31,1
TAN	ASTM D664	mg KOH/g	0,02
Teneur en asphaltènes	NFT60 115	% Pds	(a)
Teneur en Résidu de Carbone - Méthode micro -	ASTM D4530	% Pds	1,365
Teneur en Mercure	UOP 938	ppb	(a)
Teneur en Paraffines	UOP46-64	% Pds	(a)

« Seuls les résultats d'essais repérés par le symbole * sont effectués sous le couvert de l'accréditation »

- La conversion de la masse volumique de 20°C à 15°C du pétrole brut est effectuée selon la table 53A de l'ASTM D1250 après annulation de la correction incorporée dans ces tables pour représenter l'expansion thermique du verre de l'aéromètre. Le verre de la cellule du densimètre n'est pas soumis à la dilatation.
- (a) : pour des considérations techniques la détermination des teneurs en Asphaltènes, en Mercure et en paraffines n'ont pas été effectuées, ils vous seront transmis dans le rapport.

II. Distillation « True Boiling Point » TBP du Pétrole :

Tableau II.1 : Composition de la coupe C5- issue de la distillation TBP

Constituants	% Massique	% Volumique
Éthane	0,0	0,0
Propane	0,1	0,2
Iso- Butane	0,4	0,6
n-Butane	2,0	2,8
iso Pentane	0,3	0,4
n- Pentane	0,1	0,1
Total	2,9	4,1

Tableau II. 2 : Résultats de la distillation TBP du Pétrole Alimentant la Raffinerie RA1D

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm ³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm ³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
Légers C ₅	<15	2,9	2,9	-	0,5780	4,1	4,1	-	-
1	15 - 65	4,7	7,6	0,6424	0,6472	5,8	9,9	-	-
2	65 - 70	0,8	8,4	0,6779	0,6826	0,9	10,8	1,3831	12,43
3	70 - 75	0,6	9,0	0,6888	0,6934	0,7	11,5	1,3869	12,30
4	75 - 80	0,6	9,6	0,6960	0,7006	0,7	12,2	1,3903	12,23
5	80 - 85	0,7	10,3	0,7016	0,7062	0,8	13,0	1,3930	12,19
6	85 - 90	0,9	11,2	0,7060	0,7106	1,0	14,0	1,3955	12,17
7	90 - 95	1,2	12,4	0,7091	0,7136	1,4	15,4	1,3969	12,18
8	95 - 100	1,3	13,7	0,7200	0,7245	1,4	16,8	1,4027	12,05
9	100 - 105	1,0	14,7	0,7261	0,7306	1,1	17,9	1,4056	12,00
10	105 - 110	1,0	15,7	0,7276	0,7321	1,1	19,0	1,4066	12,03
11	110 - 115	1,2	16,9	0,7285	0,7330	1,3	20,3	1,4073	12,07
12	115 - 120	1,3	18,2	0,7312	0,7357	1,5	21,8	1,4091	12,08
13	120 - 125	1,2	19,4	0,7370	0,7415	1,3	23,1	1,4124	12,03
14	125 - 130	1,0	20,4	0,7438	0,7482	1,1	24,2	1,4163	11,97
15	130 - 135	1,0	21,4	0,7477	0,7521	1,1	25,3	1,4188	11,96
16	135 - 140	1,0	22,4	0,7492	0,7536	1,1	26,4	1,4201	11,99
17	140 - 145	1,1	23,5	0,7509	0,7553	1,2	27,6	1,4202	12,01
18	145 - 150	1,1	24,6	0,7548	0,7592	1,1	28,7	1,4222	11,99
19	150 - 155	1,0	25,6	0,7602	0,7646	1,1	29,8	1,4254	11,96
20	155 - 160	1,0	26,6	0,7648	0,7692	1,0	30,8	1,4280	11,93
21	160 - 165	1,1	27,7	0,7677	0,7720	1,1	31,9	1,4297	11,93
22	165 - 170	1,2	28,9	0,7695	0,7737	1,3	33,2	1,4306	11,95
23	170 - 175	1,0	29,9	0,7721	0,7762	1,1	34,3	1,4326	11,96
24	175 - 180	0,9	30,8	0,7752	0,7792	1,0	35,3	1,4336	11,96
25	180 - 185	0,8	31,6	0,7783	0,7822	0,9	36,2	1,4351	11,96
26	185 - 190	1,0	32,6	0,7807	0,7845	1,0	37,2	1,4365	11,96
27	190 - 195	1,0	33,6	0,7840	0,7877	1,0	38,2	1,4382	11,96
28	195 - 200	0,9	34,5	0,7878	0,7915	0,9	39,1	1,4402	11,94
29	200 - 205	0,8	35,3	0,7903	0,7940	0,9	40,0	1,4414	11,95
30	205 - 210	0,9	36,2	0,7917	0,7954	0,9	40,9	1,4420	11,97
31	210 - 215	1,0	37,2	0,7936	0,7972	1,0	41,9	1,4429	11,98
32	215 - 220	0,9	38,1	0,7966	0,8002	0,9	42,8	1,4445	11,98

Tableau II.2: Résultats de la distillation TBP du Pétrole Alimentant la Raffinerie RA1D
(suite)

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm ³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm ³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
33	220 - 230	2,0	40,1	0,8067	0,8103	2,0	44,8	1,4492	11,89
34	230 - 240	1,8	41,9	0,8082	0,8118	1,8	46,6	1,4510	11,95
35	240 - 250	2,1	44,0	0,8140	0,8175	2,1	48,7	1,4541	11,94
36	250 - 260	1,8	45,8	0,8187	0,8222	1,8	50,5	1,4566	11,95
37	260 - 270	1,8	47,6	0,8230	0,8265	1,8	52,3	1,4591	11,96
38	270 - 280	1,7	49,3	0,8284	0,8319	1,6	53,9	1,4621	11,96
39	280 - 290	1,7	51,0	0,8307	0,8342	1,7	55,6	1,4631	11,99
40	290 - 300	1,8	52,8	0,8327	0,8362	1,8	57,4	1,4647	12,04
41	300 - 310	2,2	55,0	0,8448	0,8482	2,1	59,5	1,4703	11,94
42	310 - 320	1,9	56,9	0,8477	0,8511	1,9	61,4	1,4706	11,96
43	320 - 330	2,1	59,0	0,8505	0,8539	2,0	63,4	1,4739	11,99
44	330 - 340	1,7	60,7	0,8553	0,8587	1,6	65,0	1,4768	11,99
45	340 - 350	1,4	62,1	0,8587	0,8621	1,3	66,3	1,4787	12,01
46	350 - 360	1,4	63,5	0,8608	0,8642	1,3	67,6	1,4793	12,04
47	360 - 370	1,5	65,0	0,8628	0,8662	1,4	69,0	1,4803	12,08
48	370 - 380	1,6	66,6	0,8663	0,8697	1,5	70,5	1,4825	12,09
49	380 - 390	1,6	68,2	0,8750	0,8784	1,5	72,0	1,4855	12,03
Résidu	390+	31,8	100,0	-	0,9280	28,0	100,0	-	-

« Seuls les résultats d'essais repérés par le symbole * sont effectués sous le couvert de l'accréditation »

N.B :

- Le point initial "PI" de la distillation TBP de ce pétrole est égale à 15 °C.
- La masse volumique de la coupe C5 est calculée à partir de la composition chromatographique.
- La masse volumique de Résidu atmosphérique a été mesurée à une température égale à 70°C et elle est égale à 0,8898 g/cm³.
- La détermination de la masse volumique de Résidu atmosphérique n'est pas couverte par l'accréditation.
- La conversion des masses volumiques de 20°C à 15 °C des différentes fractions pétrolières, est effectuée selon les tables 53B de l'ASTM D1250, après annulation de la correction incorporée dans ces tables pour représenter l'expansion thermique du verre de l'aéromètre. Le verre de la cellule du densimètre n'est pas soumis à la dilatation.

Annexes 1 Caractéristiques de la charge actuelle

Annexes 2 Résultats de Simulation utiliser pour l'évaluation de l'impact

Nouvelle Charge

	Régénérateur
Débits molaires	
Débit molaire d'air sec [kgmole/h]	1569.24
Débit molaire d'air humide [kgmole/h]	1604.48
Débit molaire d'O2 enrichi [kgmole/h]	0.00
Débit molaire d'air enrichi [kgmole/h]	1604.48
Débits massiques	
Débit massique d'air sec [kg/h]	45273.15
Débit massique d'air humide [kg/h]	45907.95
Débit massique d'air humide [kg/h]	0.00
Débit massique d'O2 enrichi [kg/h]	45907.95
Débit massique d'air enrichi [kg/h]	37165.21
Débits volumiques	
Débit volumique d'air sec [STD_m3/h]	37999.74
Débit volumique d'air sec [STD_m3/h]	0.00
Débit volumique d'air humide [STD_m3/h]	37999.74
Débit volumique d'O2 enrichi [STD_m3/h]	25.00
Débit volumique d'air enrichi [STD_m3/h]	200.00
Températures	
Température de l'air ambiant [C]	200.00
Température de décharge du ventilateur d'air [C]	200.00
Température de l'O2 enrichi [C]	101.00
Température de l'air enrichi [C]	394.12
Température de l'air enrichi [C]	101.00
Pressions	
Pression de l'air ambiant [kPa]	394.12
Pression de l'air chaud provenant du ventilateur [kPa]	77.27
Pression de l'O2 enrichi [kPa]	20.54
Pression de l'air enrichi [kPa]	2.20
Pression de l'air enrichi [kPa]	100.00
Composition de l'air humide	
Composition de l'air humide	70.00
Composition de l'azote dans l'air humide [%]	70.00

Composition de l'O2 dans l'air humide [%]	77.27
Composition de H2O dans l'air humide [%]	20.54
Pourcentage total de moles d'air humide [%]	0.00
Humidité relative de l'air ambiant [%]	0.00
	2.20
Composition de l'air enrichi	100.00
Composition de l'azote dans l'air enrichi [%]	
Composition de l'O2 dans l'air enrichi [%]	15.56
Composition de CO dans l'air enrichi [%]	101.35

	Régénérateur
Température du lit dense [°C]	707.40
Température d'entrée du cyclone [°C]	712.78
Température des gaz de combustion [°C]	712.78
Delta T entre les gaz de combustion et le lit dense [°C]	5.38
O2 dans les gaz de combustion, sec [%]	1.10
O2+Ar dans les gaz de combustion, sec [%]	2.12
CO dans les gaz de combustion, sec [%]	0.00
CO2 dans les gaz de combustion, sec [%]	16.74
Ratio CO/CO2 dans les gaz de combustion	0.00
SOx dans les gaz de combustion, sec [%]	0.16
Coke sur le catalyseur de régénération [%]	0.02
Coke sur le catalyseur usagé [%]	1.30
Débit de circulation du catalyseur [kg/h]	255208.50
Vitesse superficielle de la phase diluée [m/s]	0.23
Débit de circulation de catalyseur vers les cyclones [kg/h]	37814.26
Émission de CO2 des gaz de combustion [kg/h]	11071.20
Émission de SOx des gaz de combustion [kg/h]	150.23

	Régénérateur
Débit de circulation du catalyseur [kg/h]	255208.50
Coke sur le catalyseur usagé [%]	1.30
Coke sur le catalyseur de régénération [%]	0.02

Puissance du refroidisseur de catalyseur [kJ/h]	55933852.84
Chaleur de combustion du coke [kJ/kg]	38218.50
O2 dans les gaz de combustion, sec [%]	1.10
CO dans les gaz de combustion, sec [%]	0.00
CO2 dans les gaz de combustion, sec [%]	16.74
Ratio CO/CO2 dans les gaz de combustion	0.00
Température des gaz de combustion [°C]	712.78
Température du lit dense [°C]	707.40

Soufre dans le H2S [%]	68.32
Soufre dans le naphta C5-430 [%]	4.67
Soufre dans le LCO 430-650 [%]	9.06
Soufre dans les fonds 650+ [%]	6.04
Soufre dans le coke [%]	11.91
Soufre total dans les produits [%]	100.00

Coke d'alimentation provenant du Concarbon [%]	2.97
Coke provenant de l'alimentation non vaporisée [%]	0.00
Coke cinétique [%]	86.44
Coke métallique provenant du Ni sur le catalyseur [%]	4.71
Coke du stripper de catalyseur [%]	5.88
Coke de chalumeau [%]	0.01
Coke total [%]	100.00
Hydrogène du coker non stripper [%]	6.70
Hydrogène du coke du stripper [%]	13.25
% en poids d'hydrogène dans le coke [%]	7.09

Actuelle Charge	
	Régénérateur
Débits molaires	
Débit molaire d'air sec [kgmole/h]	63.20
Débit molaire d'air humide [kgmole/h]	63.50
Débit molaire d'O2 enrichi [kgmole/h]	0.95
Débit molaire d'air enrichi [kgmole/h]	64.45

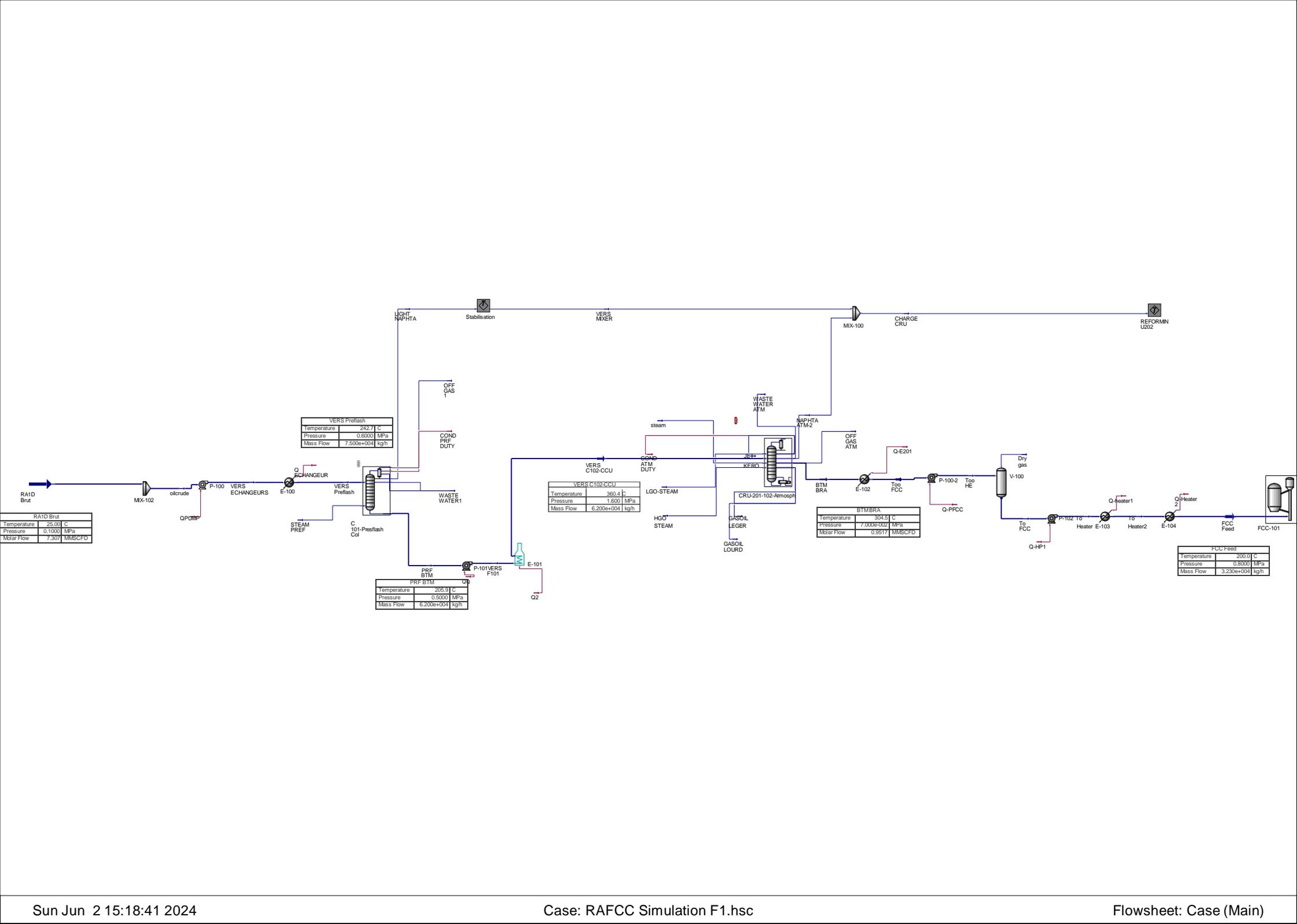
Débits massiques	90819.31
Débit massique d'air sec [kg/h]	91086.59
Débit massique d'air humide [kg/h]	1514.28
Débit massique d'O2 enrichi [kg/h]	92600.88
Débit massique d'air enrichi [kg/h]	
	74554.53
Débits volumiques	74905.91
Débit volumique d'air sec [STD_m3/h]	1120.78
Débit volumique d'air humide [STD_m3/h]	76026.69
Débit volumique d'O2 enrichi [STD_m3/h]	
Débit volumique d'air enrichi [STD_m3/h]	25.00
	180.00
Températures	200.00
Température de l'air ambiant [C]	180.30
Température de décharge du ventilateur d'air [C]	
Température de l'O2 enrichi [C]	0.10
Température de l'air enrichi [C]	0.32
	0.80
Pressions	0.32
Pression de l'air ambiant [kPa]	
Pression de l'air chaud provenant du ventilateur [kPa]	78.63
Pression de l'O2 enrichi [kPa]	20.90
Pression de l'air enrichi [kPa]	0.47
	100.00
Composition de l'air humide	15.00
Composition de l'azote dans l'air humide [%]	
Composition de l'O2 dans l'air humide [%]	77.47
Composition de H2O dans l'air humide [%]	22.07
Pourcentage total de moles d'air humide [%]	0.00
Humidité relative de l'air ambiant [%]	0.00
	0.46
Composition de l'air enrichi	100.00
Composition de l'azote dans l'air enrichi [%]	
Composition de l'O2 dans l'air enrichi [%]	15.56

Composition de CO dans l'air enrichi [%]	0.10
--	------

	Régénérateur
Température du lit dense [°C]	680.00
Température d'entrée du cyclone [°C]	681.22
Température des gaz de combustion [°C]	681.22
Delta T entre les gaz de combustion et le lit dense [°C]	1.22
O2 dans les gaz de combustion, sec [%]	13.65
O2+Ar dans les gaz de combustion, sec [%]	14.63
CO dans les gaz de combustion, sec [%]	0.21
CO2 dans les gaz de combustion, sec [%]	7.16
Ratio CO/CO2 dans les gaz de combustion	0.03
SOx dans les gaz de combustion, sec [%]	0.00
Coke sur le catalyseur de régénération [%]	0.02
Coke sur le catalyseur usagé [%]	1.59
Débit de circulation du catalyseur [kg/h]	190064.64
Vitesse superficielle de la phase diluée [m/s]	1.02
Débit de circulation de catalyseur vers les cyclones [kg/h]	334547.42
Émission de CO2 des gaz de combustion [kg/h]	9859.75
Émission de SOx des gaz de combustion [kg/h]	9.63

	Régénérateur
Débit de circulation du catalyseur [kg/h]	190064.64
Coke sur le catalyseur usagé [%]	1.59
Coke sur le catalyseur de régénération [%]	0.02
Puissance du refroidisseur de catalyseur [kJ/h]	0.00
Chaleur de combustion du coke [kJ/kg]	37980.98
O2 dans les gaz de combustion, sec [%]	13.65
CO dans les gaz de combustion, sec [%]	0.21
CO2 dans les gaz de combustion, sec [%]	7.16
Ratio CO/CO2 dans les gaz de combustion	0.03
Température des gaz de combustion [°C]	681.22
Température du lit dense [°C]	680.00

Soufre dans le H2S [%]	27.17
Soufre dans le naphta C5-430 [%]	6.63
Soufre dans le LCO 430-650 [%]	40.33
Soufre dans les fonds 650+ [%]	14.59
Soufre dans le coke [%]	11.29
Soufre total dans les produits [%]	100.00
Soufre dans le H2S [%]	27.17
Soufre dans le naphta C5-430 [%]	6.63
Soufre dans le LCO 430-650 [%]	40.33
Soufre dans les fonds 650+ [%]	14.59
Soufre dans le coke [%]	11.29
Soufre total dans les produits [%]	100.00
Soufre dans le H2S [%]	27.17
Soufre dans le naphta C5-430 [%]	6.63
Soufre dans le LCO 430-650 [%]	40.33
Soufre dans les fonds 650+ [%]	14.59
Soufre dans le coke [%]	11.29
Soufre total dans les produits [%]	100.00



VERS Preflash	
Temperature	242.7 C
Pressure	0.6000 MPa
Mass Flow	7.500e+004 kg/h

VERS C102-CCU	
Temperature	360.4 C
Pressure	1.600 MPa
Mass Flow	6.200e+004 kg/h

BTM BRA	
Temperature	304.5 C
Pressure	7.000e-002 MPa
Molar Flow	0.9517 MMSCFD

PRF BTM	
Temperature	205.9 C
Pressure	0.5000 MPa
Mass Flow	6.200e+004 kg/h

FCC Feed	
Temperature	200.0 C
Pressure	0.8000 MPa
Mass Flow	3.230e+004 kg/h

RA1D Brut	
Temperature	25.00 C
Pressure	0.1000 MPa
Molar Flow	7.307 MMSCFD

