



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



Université 20 août 1955-SKIKDA

Faculté de
Technologie

Département de
Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Thème :

*Caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique
de la raffinerie RHM2 par une unité FCC par Aspen
HYSYS*

Réalisé par :

● Benbakhta Alaeddine

Encadré par :

BOULAHNECHE Samia.

Année Universitaire 2025/2026

Remerciements

Avant tout, nous remercions Allah le Tout-Puissant de nous avoir accordé la santé, la volonté et la persévérance nécessaires pour mener à bien ce travail.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à notre encadrante, **Mme. BOULAHNECHE Samia**. Pour son accompagnement, sa disponibilité, ses précieux conseils, son soutien constant ainsi que la confiance qu'elle nous a accordée tout au long de la réalisation de ce mémoire. Ses orientations et son expérience ont été d'une grande importance dans l'aboutissement de ce travail.

Nous adressons également nos sincères remerciements à l'ensemble des enseignants qui ont contribué à notre formation universitaire. Grâce à leurs efforts, leurs connaissances et leur dévouement, nous avons acquis les bases scientifiques et techniques qui nous ont permis de réaliser cette étude.

Nous exprimons notre gratitude au personnel de la raffinerie **RHM2** pour leur accueil et leur collaboration. Nous adressons particulièrement nos remerciements à **M. Bouada** et **MSaker** pour leur disponibilité, leur soutien, leurs encouragements ainsi que pour les précieuses informations et données qu'ils ont mises à notre disposition, lesquelles ont largement contribué à l'avancement de ce travail de recherche.

Nous tenons également à remercier toutes les personnes qui nous ont aidés, de près ou de loin, durant notre parcours universitaire et lors de la réalisation de ce mémoire.

Enfin, nous adressons nos plus sincères remerciements à nos familles, à nos amis et à tous ceux qui nous ont soutenus moralement et encouragés tout au long de notre parcours académique.

À tous, nous exprimons notre profonde reconnaissance et notre gratitude.

Dédicaces

Avant tout, je remercie Allah le Tout-Puissant pour la force, la patience et la détermination qu'Il m'a accordées afin de mener ce travail à son terme.

À ma très chère mère,

Merci pour ton amour, tes sacrifices, tes prières et ton soutien indéfectible tout au long de mon parcours. Tu as toujours été ma plus grande source de motivation et de force. Tout ce que j'ai accompli aujourd'hui est avant tout pour te rendre fière. Du fond du cœur, merci pour tout.

À mon cher père,

Merci pour tous les efforts que tu as consentis afin de nous offrir les meilleures conditions de réussite. Tu m'as transmis les valeurs du travail, de la persévérance et de la responsabilité.

C'est grâce à tes conseils, à ton soutien et à ton exemple que j'ai appris à poursuivre mes objectifs avec détermination. J'espère que ce travail sera une source de fierté pour toi et une récompense symbolique pour tous les sacrifices que tu as consentis.

À mes chères sœurs et à mes chers frères,

Merci pour votre affection, votre soutien, votre confiance et vos encouragements permanents. Votre attente de ma réussite et l'espoir que vous avez placé en moi ont toujours constitué une source de motivation et d'énergie positive. Que Dieu vous protège et vous accorde réussite et bonheur.

À mes chers amis : Rahim, Laid, Nofel, Abdou, Raid et Nounou, Haithem, Souhaib, mahdi

Merci pour les moments partagés, votre présence, votre soutien et votre amitié sincère. Vous avez contribué à rendre ce parcours plus agréable et plus riche en souvenirs.

À notre trinôme,

Avec qui nous avons partagé de nombreux moments de travail, d'effort et de persévérance. Merci pour l'esprit de collaboration, le soutien mutuel et tous les souvenirs construits tout au long de cette aventure.

À une personne très spéciale,

Merci pour ton soutien, tes encouragements et ta présence tout au long de mon parcours universitaire. Tu as été une source de motivation, d'inspiration et d'énergie positive dans les moments les plus difficiles comme dans les plus heureux.

Merci d'avoir cru en moi, de m'avoir encouragé à toujours avancer et à devenir une meilleure version de moi-même. Ta présence a marqué cette aventure d'une manière particulière, et tu en resteras une partie importante. Avec toute ma gratitude et ma reconnaissance.

Enfin, à moi-même,

Pour tous les efforts, les sacrifices et la persévérance durant ces années d'études. Je dédie ce mémoire à toutes les personnes qui ont cru en moi et m'ont accompagné dans cette aventure.

ING. *Alaeddine*

Et avant tout, je rends grâce à **Allah** Tout-Puissant, qui m'a donné la force, la patience et la volonté nécessaires pour atteindre cet objectif. Je dédie ce modeste travail, avant tout, à mes très chers parents, mon père et ma mère, qui ont toujours été ma source de force, de courage et de motivation. Merci pour votre amour inconditionnel, vos sacrifices, vos prières et votre soutien tout au long de mon parcours. Que Dieu vous protège et vous accorde santé et bonheur.

À mes frères et sœurs, pour leur affection, leurs encouragements et leur présence à mes côtés durant toutes ces années.

À mes amis les plus proches : Fadel, Rabie, Hamza, Laïd, Naoufel, Rahim, Haïthem, raid Louaï, Redouane, Adam, souhaib,

À notre trinôme, avec qui nous avons partagé de nombreux moments de travail, de persévérance et de réussite. Merci pour votre soutien, votre esprit d'équipe et tous les souvenirs construits ensemble au cours de cette aventure.

Enfin, je dédie ce mémoire à moi-même,

À toutes les difficultés que j'ai affrontées durant ces cinq années d'études, aux longues distances parcourues loin de ma famille, aux sacrifices consentis, aux moments de doute, de fatigue et de découragement vécus à la cité universitaire. À toutes les nuits de travail, aux efforts silencieux et à la persévérance qui m'ont permis d'avancer malgré les obstacles.

Ce mémoire est le fruit d'un long parcours marqué par la patience, le courage et la détermination. Il représente l'aboutissement de cinq années d'apprentissage, de sacrifices et de travail acharné.

Je suis fier aujourd'hui du chemin parcouru et de devenir Ingénieur AMMARI HOUDHEYFA ABDERRAHMANE, avec l'espoir que ce succès ne soit qu'une première étape vers de plus grandes réalisations.

Que cette réussite soit le témoignage que la persévérance finit toujours par triompher des difficultés.

Alhamdoulillah pour tout.

Avant toute chose, je rends grâce à Allah, le Tout-Puissant, qui m'a accordé la santé, la patience et la force pour accomplir ce modeste travail.

Je dédie ce modeste travail

Mes très chers parents, leur amour, sacrifices, encouragements constants et leur soutien tout au long de mon parcours. Aucun mot ne saurait exprimer ma profonde gratitude et amour envers eux.

À mes sœurs, pour leur patience et confiance en moi. Merci pour votre accompagnement et vos aides pour avancer et à persévérer.

À ma famille, pour son affection, confiance et son soutien moral qui m'ont accompagnée jusqu'à ce moment.

Mes amis, mes collègues et à toutes personnes qui m'a encouragée et soutenue de près ou de loin.

À mes enseignants et enseignantes, qui ont contribué à ma formation et à l'acquisition des connaissances durant ces cinq ans.

Enfin, à tous ceux qui ont participé, directement ou indirectement à l'aboutissement de ce travail.

Je dédie ce mémoire avec toute ma reconnaissance et mon respect.

Houmani Sara

Résumé

Cette étude porte sur la valorisation du résidu atmosphérique de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2) par son intégration dans une unité de craquage catalytique fluide (FCC) afin d'augmenter la production de gasoil. Après la caractérisation du résidu à l'aide d'une simulation sous Aspen HYSYS. Les résultats ont montré qu'une alimentation de 36,49 t/h de résidu atmosphérique permet de produire environ 15,72 t/h de Light Naphtha et 7,214 t/h de LCO après optimisation des conditions opératoires, avec un rendement global de près de 62,9 %. Cette approche permet ainsi d'améliorer la valorisation des résidus pétroliers, d'augmenter la production de distillats moyens et de réduire les quantités dirigées vers le circuit de slop.

Mots-clés : Résidu atmosphérique, Craquage Catalytique Fluide (FCC), Aspen HYSYS, Gasoil, Light Cycle Oil (LCO), Valorisation pétrolière.

الملخص

تتناول هذه الدراسة تقييم الرصيد الجوي الناتج عن مصفاة حاسي مسعود (RHM2) من خلال إدماجه في وحدة التكسير التحفيزي المميع (FCC) بهدف زيادة إنتاج الغازوال. وبعد توصيف الرصيد باستعمال المحاكاة ببرنامج Aspen HYSYS أظهرت النتائج أن معالجة 36.49 طن/ساعة من الرصيد الجوي تسمح بإنتاج حوالي 15.72 طن/ساعة من النفط الخفيفة و 7.214 طن/ساعة من LCO بعد تحسين ظروف التشغيل، بمردود إجمالي يقارب 62.9%. وتساهم هذه المقاربة في تحسين استغلال البقايا النفطية، وزيادة إنتاج المقطرات المتوسطة، وتقليل كميات الرصيد الموجهة إلى دائرة السلوب.

الكلمات المفتاحية: الرصيد الجوي، التكسير الحفزي (FCC)، برنامج Aspen HYSYS، الغازوال، زيت الدورة الخفيف (LCO)، تقييم المخلفات البترولية.

Abstract

This study focuses on the valorization of the atmospheric residue produced in the Hassi Messaoud Refinery (RHM2) through its integration into a Fluid Catalytic Cracking (FCC) unit in order to increase gasoil production. After characterizing the residue using Aspen HYSYS simulation. The results showed that processing 36.49 t/h of atmospheric residue can produce approximately 15.72 t/h of Light Naphtha and 7.214 t/h of LCO after optimization of the operating conditions, achieving an overall yield of about 62.9%. This approach improves the valorization of petroleum residues, increases the production of middle distillates, and reduces the quantity of residue directed to the slop system.

Keywords: Atmospheric Residue, Fluid Catalytic Cracking (FCC), Aspen HYSYS, Diesel Fuel, Light Cycle Oil (LCO), Petroleum Residue Valorization.

Abréviation

ALTEC: American Society for Testing and Materials
ASTM: American Society for Testing Materials
BA : Four
CIS : Centre Industriel Sud
EA : Dessaleur
EA : Échangeur de chaleur tubulaire
EC : Aéroréfrigérant
FA : Précipitateur
FCC: Fluid catalytic craquing
GA: Pompe
HE: Hydrocarbon Engineering (France)
HMD: Hassi Messaoud
LCO : Light cycle oil
NA : Norme Algérienne
RHM2 : Raffinerie de Hassi Messaoud 2
SONATRACH : Société Nationale de Transport et Commercialisation des Hydrocarbures
TBP : True Boiling Point
TRI : Taux de Rentabilité Interne
TVR : Tension de Vapeur Reid
UBTS : Unité de Traitement de Brut Sud
UVC : Unité de Valorisation des Condensats
UNITE TOPPING : Distillation Atmosphérique

Liste des tableaux

Table I.1 . Présentation des rendements massiques ainsi que les densités des différentes coupes obtenues dans le cas design.....	Error! Bookmark not defined.
Table I.2 . Stockage des produits pétroliers.....	Error! Bookmark not defined.
Table I.3 . Principales réactions des différentes familles d'hydrocarbures en craquage catalytiques.....	17
Table II.1 . Indice de cétane des hydrocarbures individuels constituant.....	29
Table II.2 . Spécification du gas-oil selon les normes algériennes	Error! Bookmark not defined.
Table III.1 . Caractérisation de la charge d'alimentation.....	42
Table III.2 . Les différentes températures et pressions dans chaque échangeur.....	43
Table III.3 . Les différentes températures et pressions dans chaque échangeur et four.....	45
Table III.4 . Dimensions de la colonne et nombre de plateaux.....	48
Table III.5 . Dimensions des différentes opérations latérale (side operations).....	48
Table III.6 . Les conditions de fractionnement de la colonne.....	49
Table III.7 . Les conditions opératoires des produits de la colonne de distillation atmosphérique.....	51
Table III.8 . Tableaux des propriétés du résidu atmosphérique.....	51
Table III.9 . Le débit massique de chaque composant dans le résidu.....	53
Table III.10 . Chaîne carbonique des composants pure.....	54
Table III.11 . Chaîne carbonique des pseudo-compsants.....	55
Table III.12 . Étude comparative technico-économique entre l'FCC et l'Hdrocracking.....	56
Table III.13 . Les minéraux contaminants du catalyseur.....	59
Table III.14 . Les produits obtenus à LE Splitter.....	64
Table III.15 . Consommation du carburant par Wilaya.....	66
Table III.16 . Capacité des raffineries en Algérie (barils/jour).....	67

Table III.17 . Les résultats des essais d'optimisation des débits de soutirage (Gazole/Naphta) sur l'unité FCC.....	68
Table III.18 . Analyse de la composition et des chaîne carbonées par fraction.....	69
Table III.19 . Analyse finale.	70

Liste des figures

Figure I.1 . Champ de l'unité Hassi Messaoud.	4
Figure I.2 . Schéma synoptique de la raffinerie RHM2.	5
Figure I.3 . Schéma de process du topping RHM2.	6
Figure I.4 . Schéma simplifié du procédé de craquage catalytique	13
Figure I.5 . Le craquage des paraffines.	15
Figure I.6 . Procédé du craquage catalytique FCC	19
Figure II.1 . Laboratoire central de RHM2	32
Figure III.1 . Résultats de la distillation TBP du pétrole traité au niveau de l'unité UTBS.	38
Figure III.2 . La liste des composant pure sur AspenHysys.	39
Figure III.3 . La liste des composants hypothétiques (Hypothetical Components).	40
Figure III.4 . Simulation de l'unité de topping (chauffage initial du brut).	44
Figure III.5 . Simulation de l'unité de topping (chauffage final et fractionnement dans la colonne de distillation atmosphérique).	47
Figure III.6 . Dimensions de la colonne, les plateaux et ses types.	48
Figure III.7 . Les deux types de plateaux (sieve, ballast-V1).....	48
Figure III.8 . Schéma de la colonne atmosphérique et des strippers dans HYSYS (column envirement).....	50
Figure III.9 . L'emplacement proposé pour l'implantation de l'unité de craquage catalytique fluide (FCC).	58
Figure III.10 . Schéma du process de craquage catalytique dans Aspen HYSYS.....	64
Figure III.11 . Dimensions du réacteur régénérateur.	65
Figure III.12 . Informations liées aux spécifications de régénérateur.	65
Figure III.13 . Diagramme de l'influence de la température sur le débit de gazole (t/h).	68

Sommaire

Introduction générale.....	1
Chapitre I Présentation de la raffinerie RHM2 et valorisation des résidus pétroliers.	
I.1. Introduction	3
I.2. Présentation la raffinerie de Hassi Messaoud 2	3
I.3. Première étape de préchauffage	6
I.4. Deuxième étape de préchauffage	6
I.5. Fractionnement du pétrole brut	6
I.6. Stockage des produits pétroliers.....	10
I.7. La distillation sous vide.....	10
I.8. Le craquage thermique	11
I.8.1. La viscoréduction	11
I.8.2. Le craquage à la vapeur	11
I.8.3. La cokéfaction	11
I.9. Hydrocraquage	12
I.10. Le craquage catalytique.....	12
I.10.1. Définition.....	12
I.10.2. Fonctions et types	13
I.10.3. Les réactions mise en jeu	14
I.11. Craquages des principales familles des hydrocarbures	14
I.12. Procédé industriel à lit fluidisé (FCC).....	18
I.13. Les caractéristiques et propriétés principales des catalyseurs.....	19
I.13.1. Caractéristiques catalytiques fondamentales	20
I.13.2. Caractéristiques intrinsèques des catalyseurs	20
I.13.3. Les propriétés des catalyseurs	21
I.14.4. Choix du catalyseur FCC.....	22
I.13. Conclusion.....	23
Chapitre II Étude des caractéristiques et des spécifications du gasoil.	
II.1. Introduction.....	25
II.2. Définition de gasoil.....	25
II.3. Spécification du gas-oil.....	25
II.3.1. Densité.....	26
II.3.2. Coupe du Distillation	26
II.3.3La viscosité.....	27
II.3.4. Inflammabilité (<500°C)	27

.II.3.5	Indice de cétane	28
.II.3.6	Point d'écoulement et test de friabilité.....	30
.II.3.7	Teneur en cendres.....	30
.II.3.8	Teneur en eau	31
.II.3.9	Teneur en soufre.....	31
II.4.	Service contrôle	32
II.5.	Rôle du laboratoire.....	33
II.6.	Analyse de gasoil	33
II.7.	Conclusion	34
Chapitre III Simulation, caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique dans une unité FCC sous Aspen HYSYS.		
III.1.	Problématique proposée	35
III.2.	Généralités sur Aspen HYSYS.....	35
III.2.1.	Simulateurs modulaires séquentiels et orientés équation.....	36
III.3.	Simulation de la Distillation Atmosphérique	37
III.4.	Méthodologie de Simulation de l'Unité de Topping	39
III.4.1.	Création d'un nouveau cas de simulation	39
III.4.2.	Introduction des Composants du Pétrole Brut	39
III.5.	Validation du Modèle Thermodynamique.....	41
III.5.1.	Choix du package thermodynamique.....	41
III.5.2.	Configuration du Flux dans HYSYS	41
III.5.3.	Chauffage Initial du Pétrole Brut.....	42
III.5.4.	Division du Flux d'Alimentation	42
III.5.5.	Passage dans les Échangeurs Thermiques	42
III.5.6.	Mélange avec l'Eau de Lavage	43
III.6.	Chauffage Final et Distillation Atmosphérique.....	44
III.6.1.	Chauffage Final dans le Four de Charge.....	44
III.6.2.	Choix du Type de Colonne Atmosphérique.....	45
III.6.3.	Introduction du Brut dans la Colonne Atmosphérique	45
III.6.4.	Utilisation de l'Outil Recycle dans HYSYS	46
III.6.5.	Soutirage des Produits Latéraux	46
III.6.6.	Récupération du Résidu Atmosphérique.....	47
III.6.7.	Introduction des Spécifications.....	47
III.6.8.	Les Conditions de Fonctionnement de la Colonne	49
III.6.9.	Produits Obtenus dans la Colonne Atmosphérique	50

III.6.10. Conditions Opératoires des Produits à la Sortie	51
III.6.11. Analyse des Propriétés du Résidu	51
III.6.12. Choix du Résidu Atmosphérique comme Charge de Craquage.....	53
III.7. Comparaison économique entre FCC (Craquage Catalytique Fluide) et Hydrocraquage (Craquage Hydrogéné) :.....	56
.III.8Choix et étude de l'implantation de l'unité FCC au sein du complexe industriel.....	58
III.9. Simulation de la section FCC :	58
III.9.1. Le choix du Catalyseur	59
III.9.2. Point de départ : Bottom (résidu atmosphérique).	59
III.9.3. Parcours étape par étape.....	60
III.9.4. Échangeur de chaleur E-100	60
III.9.5. Manipulateur	60
III.9.6. FCC Feed	61
III.9.7. Intégration des Données du Réacteur, Régénérateur	65
III.9.8. Configuration des opérations de la section réactionnelle.....	65
III.10. Analyse économique et énergétique de la production de gazole en Algérie (RHM2) et impact du procédé FCC sur son optimisation.....	66
III.10.1. Consommation nationale du gasoil	66
III.10.2. Production de gazole dans les raffineries algériennes	67
III.10.3. Comparaison économique entre la vente du brut et le raffinage en gazole (avec exemple pratique).....	67
III.10.4. Effet de la température sur la coupe du LCO.....	68
Conclusion Général.....	73
Les références bibliographiques.....	76
Les annexes.....	78

Introduction générale

Introduction générale

Le secteur du raffinage pétrolier joue un rôle stratégique dans la satisfaction des besoins énergétiques nationaux, notamment en ce qui concerne la production des carburants à forte demande tels que le gasoil. Cependant, dans de nombreuses raffineries à l'échelle nationale, une partie des résidus lourds issus des procédés de raffinage demeure insuffisamment valorisée, ce qui représente une perte potentielle de ressources pouvant être converties en produits à plus forte valeur ajoutée.

Parallèlement, la consommation de gasoil connaît une augmentation continue sous l'effet du développement économique et de l'accroissement des besoins dans les secteurs du transport, de l'industrie et de l'agriculture. Cette évolution impose aux raffineries nationales d'améliorer leurs rendements en distillats moyens afin de répondre à la demande locale et de limiter le recours aux importations, lesquelles engendrent des charges financières importantes pour l'État.

Dans cette perspective, le présent travail s'inscrit dans une démarche de valorisation des résidus pétroliers au sein de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2). Une première phase a consisté en une étude documentaire et une visite de terrain au niveau de l'unité UTBS, dans le but de recueillir les données nécessaires relatives à la composition et aux propriétés du résidu étudié, informations qui ne sont pas disponibles directement au niveau de la raffinerie RHM2.

Les résultats obtenus ont ensuite été exploités pour caractériser le résidu et l'intégrer dans une unité de craquage catalytique fluide (FCC) simulée sous Aspen HYSYS. Cette approche a permis d'évaluer l'impact de l'introduction de ce résidu sur les performances de l'unité et sur la production de gasoil. Le résidu considéré est actuellement réincorporé au pétrole brut (vers slop), sans valorisation spécifique. Les résultats de simulation obtenus ont montré un potentiel important d'amélioration du rendement en gasoil, mettant ainsi en évidence l'intérêt technique et économique de cette voie de valorisation.

Ce travail vise donc à démontrer la possibilité de transformer un courant résiduaire peu exploité en une source supplémentaire de produits légers, contribuant ainsi à l'optimisation des performances de la raffinerie et à la satisfaction croissante des besoins nationaux en carburants.

Afin de répondre aux objectifs fixés, ce mémoire est structuré en trois chapitres principaux.

Le premier chapitre est consacré à la présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2), de son organisation générale ainsi que des différentes unités de procédé qui la composent. Une attention particulière est accordée aux unités impliquées dans le traitement et la valorisation des résidus pétroliers, afin de situer le contexte industriel de l'étude.

Introduction générale

Le deuxième chapitre porte sur le gasoil en tant que produit cible de cette étude. Il présente ses principales caractéristiques physico-chimiques, les spécifications de qualité auxquelles il doit répondre, ses domaines d'utilisation ainsi que son importance économique au sein de l'industrie du raffinage.

Le troisième chapitre est consacré à la partie pratique et se divise en deux parties. La première partie concerne la reconstruction et la simulation de la raffinerie RHM2 sous Aspen HYSYS dans le but de caractériser le résidu étudié et de déterminer ses propriétés ainsi que sa composition. La seconde partie est dédiée à l'intégration de ce résidu dans une unité de craquage catalytique fluide (FCC) simulée sous Aspen HYSYS. Cette étape comprend l'étude de différentes conditions opératoires et paramètres d'optimisation visant à maximiser la production de gasoil. Les résultats obtenus sont ensuite analysés afin d'évaluer l'intérêt technique et économique de la valorisation de ce résidu au sein du procédé FCC

Chapitre I

Présentation de la raffinerie RHM2 et
valorisation des résidus pétroliers.

I.1. Introduction

Le raffinage a pour objectif de transformer les matières premières naturelles, telles que le pétrole brut et le gaz naturel, en différents produits utiles et commercialisables répondant à des spécifications précises, tout en respectant autant que possible les exigences du marché. Les produits obtenus peuvent être classés selon plusieurs critères, notamment leurs propriétés physiques, particulièrement la volatilité, ainsi que leur mode d'obtention, qu'il s'agisse de produits issus de la distillation primaire ou des procédés de conversion.

Les spécifications des produits raffinés sont généralement liées à leur utilisation finale. Elles concernent principalement certaines propriétés spécifiques, telles que l'indice d'octane pour les essences ou l'indice de cétane pour le gasoil, ainsi que des propriétés physiques globales comme la densité, la tension de vapeur Reid (TVR) et la courbe de distillation.

Le dessalage constitue une étape importante du raffinage. Son principe consiste à laver le pétrole brut ou les résidus lourds à l'aide d'eau sous haute température et sous pression élevée afin de dissoudre, séparer et éliminer les sels ainsi que les matières solides.

I.2. Présentation la raffinerie de Hassi Messaoud 2

La nouvelle raffinerie se trouve au complexe industriel sud, situé à 3 Km de la ville de HMD.

L'étude de la RHM2 en 1976 a été confiée à :

- ALTEC (Société Algérienne d'Engineering).
- H.E France (Hydrocarbon Engineering). Le montage a été réalisé par ENGTP : (Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers) La RHM2 a été conçue en 1979, et étudiée pour traiter 1 070 600 T/an de Brut de HASSI MESSAOUUD afin de satisfaire à la demande du Gas-oil au sud Algérien, ainsi que l'enrichir en essences pour le parc d'automobile, et en Kérosène pour l'aviation [01].



Figure I.1. Champ de l'unité Hassi Messaoud.

Process du topping RHM2 :

Actuellement, la raffinerie RHM2 rénovée comporte les unités suivantes

- Unité de distillation atmosphérique (U200)
- Unité prétraitement du naphta (U300) (Hydrodésulfuration)
- Unité de reforming catalytique (U800)
- Une unité de stockage et utilités (U900), pomperies d'expédition

Section U200

Cette unité a pour but de fractionner le brut en produits finis et semis finis, ces derniers présentent la matière première pour d'autre unité qui les transformeront par la suite en produits finis [02].

Section U300

Le prétraitement du naphta est un procédé d'hydrorafinage, le but du prétraitement est de réduire la quantité de soufre, ainsi que d'autre impuretés tel que : l'azote, oxygène, arsenic etc....afin d'éviter l'empoisonnement du catalyseur du reforming. Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le : $\text{CoMo/Al}_2\text{O}_3$ [02].

Section U800

La matière première de cette section c'est le naphta désulfuré, le but du reforming catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octanes en hydrocarbures à nombre d'octane élevés, ces derniers forment la base d'une essence normale ou super.

Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le : $\text{Pt/ Al}_2\text{O}_3$ [02].

Section U900

Les produits de la raffinerie sont stockés dans 16 bacs de stockage

- Bacs de réformât
- 3 bacs de gas-oil
- 2 bacs de kérosène.
- 1 bac de naphta.
- 1 bac de gazoline.
- 2 bacs d'essence normale.
- 1 bac d'essence super.

Le schéma suivant représente les différentes unités de la raffinerie de HASSI Messaoud

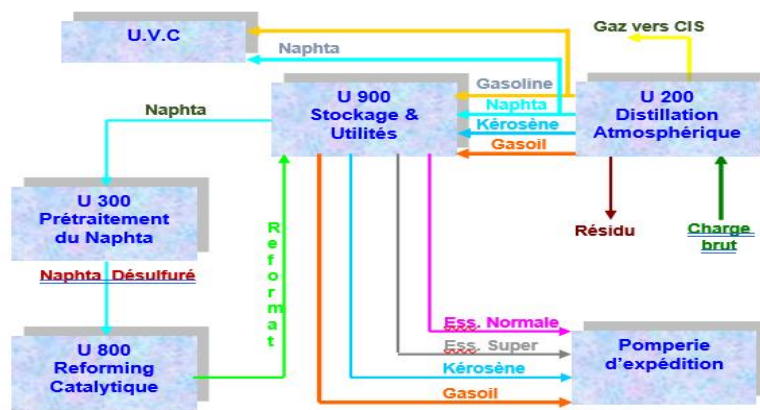


Figure I.2. Schéma synoptique de la raffinerie RHM2 [01].

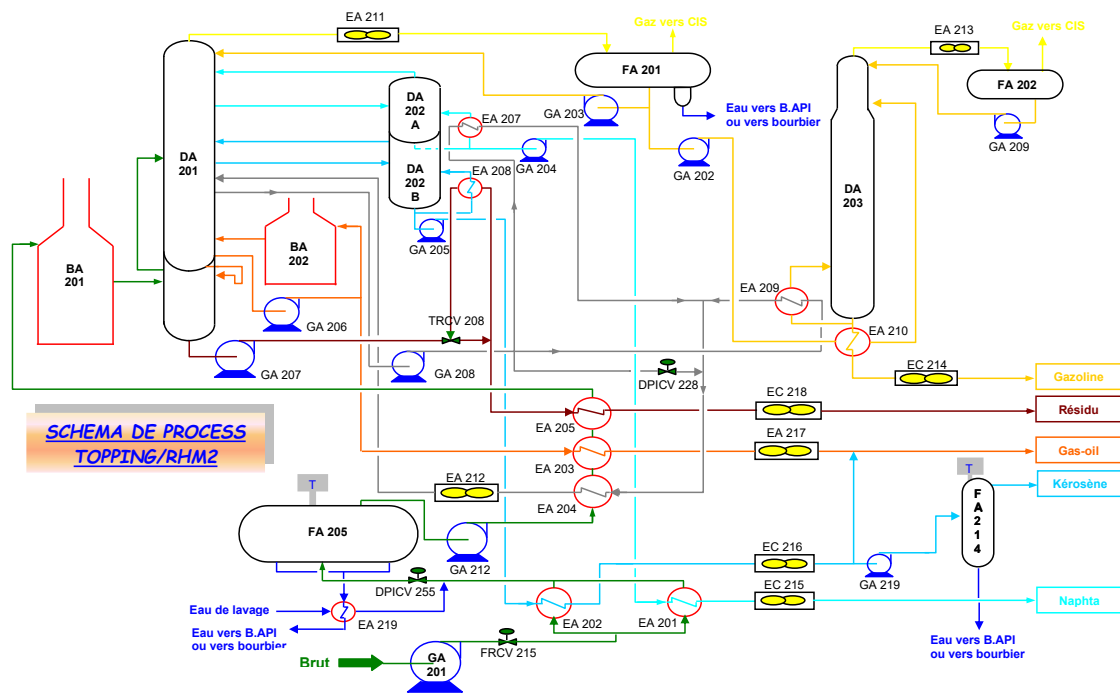


Figure I.3. SCHEMA DE PROCESS DU TOPPING RHM2 [01].

I.3. Première étape de préchauffage

Le pétrole brut est d'abord préchauffé dans deux échangeurs montés en parallèle : l'échangeur EA201 destiné à la gazoline et l'échangeur EA202 destiné au naphta. Les températures atteintes sont respectivement de 60 °C et 65 °C. Le mélange est ensuite dirigé vers le dessaleur où il traverse un champ électrique situé entre deux électrodes à haute tension.

Le dessaleur FA205 fonctionne à une température d'environ 20 °C et permet d'éliminer près de 90 % des sels contenus dans le pétrole brut [02].

I.4. Deuxième étape de préchauffage

Après le dessalage, le brut est envoyé vers les échangeurs EA204, EA203 et EA205, où sa température atteint environ 170 °C. Il est ensuite introduit dans le four BA201 afin d'être chauffé jusqu'à 335 °C sous le contrôle du régulateur TRC203, avant son introduction dans la zone de flash de la colonne de distillation atmosphérique DA201 [02].

I.5. Fractionnement du pétrole brut

Le fractionnement du pétrole brut est réalisé dans une colonne de distillation atmosphérique fonctionnant à une pression absolue d'environ 3 bars. Cette colonne est équipée de 29 plateaux à clapets répartis en deux zones distinctes :

- Une première zone de flash comprenant 3 plateaux.
- Une seconde zone de fractionnement comprenant 26 plateaux.

La phase vaporisée quitte la zone de flash à une température d'environ 220 °C pour alimenter la partie supérieure de la colonne de fractionnement. Cette opération permet de séparer différentes coupes pétrolières, à savoir :

- Le résidu atmosphérique.
- Le gasoil.
- Le reflux circulant.
- Le kérosène.
- Le naphta.
- La gazoline et les gaz [02].

Tableaux I.1. Présente les rendements massiques ainsi que les densités des différentes coupes obtenues dans le cas design [02].

Coupes	% poids	m3/h	Densité
Légers	3,79	9,54	/
Gazoline (C5/80)	9,01	18,37	0,668
Naphta (80/160)	19,28	35,34	0,744
Kérosène (160/250)	7,71	13,11	0,7884
Gasoil (250/375)	34,68	54,82	0,8617
Résidu (375+)	25,65	38,82	0,9
Charge	100	170	0,8013

Résidu atmosphérique

Le résidu atmosphérique est soutiré du fond de la colonne DA201 à une température avoisinante 340 °C à l'aide de la pompe GA207. Il est ensuite dirigé vers le slop sous le contrôle du régulateur LRC201 après avoir cédé une partie de sa chaleur au kérosène dans l'échangeur EA208 ainsi qu'au brut dans l'échangeur EA205. Enfin, il est refroidi dans les aéroréfrigérants EC218A-B avant d'être mélangé au brut destiné au traitement [01].

Gasoil

Le gasoil est soutiré à environ 335 °C du fond de la colonne de fractionnement DA201 à l'aide de la pompe GA206. Une partie du débit est réchauffée dans le four BA202 jusqu'à environ 350 °C sous le contrôle du TRC204 afin d'éliminer les fractions légères et de maintenir le gradient thermique dans la colonne. L'autre partie est envoyée au stockage après avoir cédé ses calories au brut dans l'échangeur EA203 puis refroidie dans les aéroréfrigérants EA217A-B [01].

Reflux circulant

Le reflux circulant est prélevé au niveau du 16ème plateau de la colonne de fractionnement à une température d'environ 230 °C à l'aide de la pompe GA208 sous le contrôle du FRC214. Une partie du reflux circule à travers les rebouilleurs EA208 et EA209 afin de fournir la chaleur nécessaire au rebouillage du naphta et de la gazoline sous les contrôles TRC208 et TRC209.

Le reflux ainsi que les retours des rebouilleurs sont réinjectés au niveau du 13ème plateau après avoir transféré une partie de leur chaleur au brut dans l'échangeur EA204 puis refroidis dans les aéroréfrigérants EA212A-B [01].

Le rôle principal du reflux circulant est d'assurer le rebouillage du naphta et de la gazoline, de participer au préchauffage du brut et de maintenir le reflux interne nécessaire à une bonne qualité de fractionnement.

Kérosène

Le kérosène est soutiré du 12ème plateau de la colonne de fractionnement à une température avoisinant 250 °C. Il s'écoule par gravité vers une petite colonne stripper DA202A composée de 6 plateaux.

Le rebouillage du fond de cette colonne est assuré par le résidu atmosphérique via l'échangeur EA208 à environ 240 °C sous le contrôle du TRC207 afin d'éliminer les fractions légères et de régler le point d'éclair.

Le kérosène traité est ensuite repris par la pompe GA205, refroidi dans l'aéroréfrigérant EC216 après avoir cédé ses calories au brut dans l'échangeur EA202. Une partie est envoyée vers le précipitateur électrostatique FA214 afin d'éliminer les traces d'eau et subir un traitement à la soude avant stockage. Un additif antistatique STADIS 450 est injecté afin d'ajuster la conductivité électrique. L'autre partie est mélangée au gasoil [01].

Naphta

Le naphta est soutiré du 6ème plateau de la colonne de fractionnement à une température d'environ 160 °C puis envoyé par gravité vers le stripper DA202B composé de 6 plateaux.

Le rebouillage du fond de cette colonne est réalisé par le reflux circulant dans l'échangeur EA207 à environ 170 °C sous le contrôle du TRC208 afin d'éliminer les fractions légères.

Le naphta traité est repris par la pompe GA204, refroidi dans l'aéroréfrigérant EC215 après avoir cédé sa chaleur au brut dans l'échangeur EA201 puis envoyé au stockage sous le contrôle du FRC217 afin d'alimenter les unités de prétraitement et de reforming [01].

Vapeurs de tête

Les vapeurs de tête de la colonne DA201, à une température d'environ 90 °C, sont refroidies dans les aéroréfrigérants EA211A-F puis condensées dans le ballon FA201.

La phase gazeuse, riche en C3-C4, est envoyée vers l'unité de récupération sous le contrôle du PRC224. La phase aqueuse est purgée vers l'unité borbier ou vers l'égout.

La phase liquide est divisée en deux parties :

- Une première partie est renvoyée comme reflux de tête vers la colonne DA201.
- Une seconde partie est envoyée vers la colonne de stabilisation DA203.

Le rebouillage du fond de la colonne DA203 est assuré par le reflux circulant via l'échangeur EA209 afin de régler la TVR de la gazoline.

La gazoline stabilisée est ensuite refroidie et envoyée vers le stockage pour la préparation des essences.

Qualité de la gazoline

- Densité à 15/4 °C : entre 0,6500 et 0,6700.
- TVR : entre 0,7000 et 0,900 bars.

Les vapeurs de tête de la colonne DA203 sont refroidies dans les aéroréfrigérants EA213A-B puis séparées dans le ballon FA202. La phase gazeuse est dirigée vers l'unité de récupération alors que la phase liquide est recyclée comme reflux de tête [01].

Injection des produits chimiques

Les différents produits chimiques sont injectés aux points suivants :

- Désémulsifiant dans la charge de brut à l'aspiration de la pompe GA201.
- Inhibiteur de corrosion en tête des colonnes DA201 et DA203.
- NH3 en tête de la colonne DA201.
- STADIS 450 dans le kérosène à la sortie du précipitateur FA214.
- NaOH à l'entrée du précipitateur FA214.

I.6. Stockage des produits pétroliers

Dans la raffinerie de Hassi Messaoud, les produits issus de la distillation atmosphérique sont directement envoyés vers des bacs de stockage. L'unité dispose de 16 bacs destinés au stockage des produits commerciaux et intermédiaires.

Le brut alimentant l'unité provient directement du centre RHM2 sans passer par une étape de stockage préalable [01].

Tableaux I.2. Stockage des produits pétroliers.

N° Bac	Contenu	Capacité (m3)	Type de toit
RS903	Réformât	2500	Flottant
RS904	Gazoline	2500	Flottant
RS905	Réformât	2500	Flottant
RS906	Naphta	2500	Flottant
RS907	Réformât	2500	Flottant
RS908	Réformât	2500	Flottant
RS909	Essence normale	2500	Flottant
RS910	Essence normale	2500	Flottant
RS911	Réformât	2500	Flottant
RS912	Réformât	2500	Flottant
RS913	Kérosène	2500	Flottant
RS914	Kérosène	2500	Flottant
RS915	Gasoil	2500	Flottant
RS916	Gasoil	2500	Flottant
RS917	Gasoil	2500	Flottant
RS918	Kérosène	2500	Flottant

Après la distillation, d'autres procédés sont mis en œuvre pour modifier la structure moléculaire des fractions en vue d'obtenir des produits plus recherchés. L'un de ces procédés, le craquage, fragmente (ou coupe) les fractions plus lourdes à point d'ébullition plus élevé pour donner des produits plus utiles tels que des hydrocarbures gazeux, des essences de base, du gazole et du fioul. Durant le craquage, Il y a essentiellement trois types de craquage, à savoir le craquage thermique, le craquage catalytique et l'hydrocraquage.

I.7. La distillation sous vide

Est un procédé de séparation utilisé en raffinage du pétrole pour traiter les fractions lourdes issues de la distillation atmosphérique. Son principe repose sur la diminution de la pression à l'intérieur de la colonne, ce qui permet d'abaisser les températures d'ébullition des hydrocarbures et d'éviter leur décomposition thermique. Ainsi, les résidus lourds sont séparés

dans des conditions douces en plusieurs coupes, principalement le Vacuum Gas Oil (VGO), utilisé comme charge pour les unités de conversion telles que le FCC ou l'hydrocracking, ainsi que le résidu sous vide destiné à des procédés comme le visbreaking, la cokéfaction ou la production de bitume. Ce procédé joue un rôle essentiel dans l'optimisation du rendement global de la raffinerie en valorisant les fractions lourdes du pétrole brut [03].

I.8. Le craquage thermique

Le craquage thermique est appliqué surtout aux distillats moyens et la partie légère des résidus de la distillation sous-vide, dans les procédés de craquage thermique, mis au point en 1913, on chauffe 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 ancienne méthode, qui donnait d'importantes quantités de coke solide indésirable, a évolué en procédés de craquage thermique modernes comprenant la viscoréduction, le craquage à la vapeur et la cokéfaction [03].

I.8.1. La viscoréduction

La viscoréduction est une forme de craquage thermique modéré de mélanges lourds qui permet de réduire le point d'écoulement des résidus cireux et de diminuer considérablement la viscosité du produit sans modifier sa plage d'ébullition. Le résidu de distillation atmosphérique est soumis à un craquage modéré à la pression atmosphérique dans un réchauffeur. La température est rapidement abaissée à l'aide de gazole froid pour prévenir tout craquage excessif, puis le mélange est soumis à détente dans une tour de distillation. Le goudron résiduel obtenu lors du craquage thermique, qui s'accumule au fond de la colonne de fractionnement, est soumis à une détente sous vide dans une colonne de rectification et le distillat est recyclé.

I.8.2. Le craquage à la vapeur

Le craquage à la vapeur produit des oléfines par craquage thermique de grosses molécules d'hydrocarbures à des pressions légèrement supérieures à la pression atmosphérique et à des températures très élevées. Le résidu du craquage à la vapeur est mélangé à des combustibles lourds. Le naphta produit par craquage à la vapeur contient normalement du benzène qui est extrait avant l'hydrotraitement.

I.8.3. La cokéfaction

La cokéfaction est un craquage thermique poussé permettant d'obtenir de l'essence de distillation directe (naphta de cokéfaction) et divers distillats moyens qui sont envoyés dans les unités de craquage catalytique. Ce procédé réduit si complètement l'hydrogène contenu dans les molécules d'hydrocarbure que le résidu est constitué de carbone presque pur appelé coke.

Les deux procédés de cokéfaction les plus courants sont la cokéfaction différée et la cokéfaction en continu (par contact ou sur lit fluidisé) qui, selon le mécanisme de réaction, la durée du procédé, la température et le brut traité, produisent trois types de coke : spongieux, alvéolaire et aciculaire.

I.9. Hydrocraquage

Tout comme le procédé de craquage catalytique, le procédé d'hydrocraquage permet de convertir les coupes pétrolières lourdes et en particulier le distillat sous vide en coupes pétrolières plus légères. Ce procédé permet la conversion de distillats moyens en naphtha et gaz de pétrole liquéfié. Mais l'hydrocraquage est surtout utilisé pour la conversion de distillat sous vide issue directement du brut ou provenant d'un autre procédé de conversion (viscoréduction, cokéfaction, craquage catalytique, conversion des résidus) et éventuellement des résidus désasphaltés. On obtient des essences, du carburéacteur, et du gazole suivant les besoins géographiques et les saisonnières du marché. L'hydrocraquage est un procédé d'hydroconversion, qui travaille en présence d' H_2 et dont le but est de modifier le squelette hydrocarboné des molécules de départ.

I.10. Le craquage catalytique

Le craquage catalytique est un procédé de conversion qui consiste à fragmenter les hydrocarbures lourds et complexes en molécules plus simples et plus légères, afin d'améliorer la qualité des produits pétroliers et d'augmenter le rendement en fractions légères à forte valeur ajoutée, tout en réduisant la quantité de résidus lourds. Ce procédé s'effectue à température élevée et à basse pression, en présence de catalyseurs qui favorisent et accélèrent les réactions chimiques. Sous l'effet de ces conditions opératoires, les molécules d'hydrocarbures subissent un réarrangement structural conduisant à la formation de produits plus légers tels que le kérosène, l'essence, le gaz de pétrole liquéfié (GPL), le fioul domestique ainsi que certaines charges destinées à la pétrochimie. Les catalyseurs utilisés dans les unités de craquage catalytique sont généralement des solides poreux, notamment les zéolites, les hydrosilicates d'aluminium, les argiles de bentonite traitées, la terre à foulon, la bauxite et les silico-aluminates. Ils se présentent sous différentes formes, telles que des poudres, des billes, des pastilles ou des granulés extrudés appelés extrudites.

I.10.1. Définition

Le craquage catalytique est un procédé de raffinage au cours duquel les molécules lourdes d'hydrocarbures, notamment les alcanes à longues chaînes, sont décomposées en molécules plus légères sous l'effet de la chaleur et d'un catalyseur. Cette opération se déroule

généralement à une température avoisinante 500 °C et à une pression proche de la pression atmosphérique, ce qui rend le procédé plus économique par rapport à d'autres techniques de conversion. Les réactions de craquage conduisent principalement à la formation d'alcane légers linéaires ou ramifiés, ainsi qu'à des alcènes. Parmi les produits obtenus figurent le propane, le butane, l'éthylène, le propène et le butène, qui sont ensuite séparés et valorisés.

Les produits issus du craquage catalytique constituent des matières premières essentielles pour l'industrie pétrochimique. Ce procédé permet également la production de gaz combustibles, d'essence et de gazole. En outre, il améliore considérablement la qualité de l'essence en augmentant son indice d'octane, ce qui la rend plus adaptée aux carburants destinés aux moteurs ainsi qu'à certaines applications chimiques spécifiques [03].

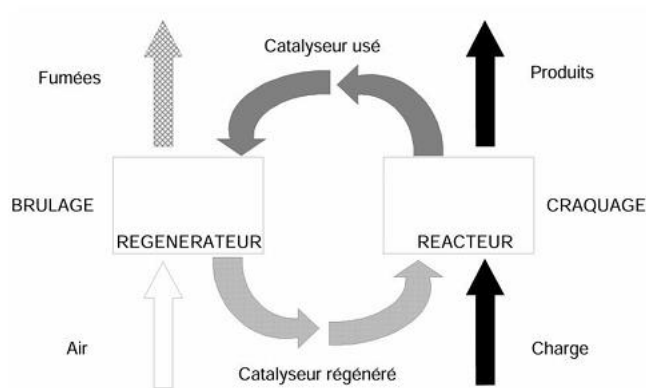


Figure I.4. Schéma simplifié de procédé de craquage catalytique [04].

I.10.2. Fonctions et types

Tous les procédés de craquage catalytique comportent quatre fonctions de base :

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

Les procédés de craquage catalytique sont très souples ; on peut ajuster les paramètres de marche en fonction de l'évolution de la demande. Il existe actuellement trois types de base de procédés de craquage catalytique :

- Le craquage catalytique sur lit fluidisé (FluidCatalyticCracking FCC) ;
- Le craquage catalytique sur lit mobile ;

- Le craquage catalytique sur lit mobile selon le procédé TCC (Thermoform CatalyticCracking) [03].

I.11. Les réactions mise en jeu :

Les produits obtenus lors du craquage catalytique proviennent d'un ensemble de réactions primaires et secondaires. Les réactions primaires correspondent principalement à la rupture initiale des liaisons carbone-carbone des hydrocarbures lourds, suivie de la neutralisation rapide des ions carbonium formés au cours du mécanisme réactionnel. Ces transformations conduisent à la formation de composés plus légers et plus valorisables.

Les principales réactions primaires peuvent être résumées comme suit :

- Les paraffines se transforment en paraffines plus légères et en oléfines.
- Les alkyl-naphtènes donnent des naphtènes et des oléfines.
- Les composés aromatiques alkylés produisent des hydrocarbures aromatiques et des oléfines.

Ces réactions jouent un rôle essentiel dans la conversion des fractions lourdes du pétrole en produits légers tels que l'essence, les gaz de pétrole liquéfiés et les matières premières pétrochimiques.

Selon le mécanisme proposé par Thomas, la formation des ions carbonium débute par une faible proportion de craquage thermique des n-paraffines, conduisant à la formation d'oléfines. Ces dernières réagissent ensuite avec les protons fournis par le catalyseur acide pour générer des ions carbonium de grande taille. Ces ions subissent par la suite une β -scission, mécanisme au cours duquel la rupture de la liaison carbone-carbone se produit au niveau de l'atome de carbone situé en position bêta par rapport à l'ion carbonium. Cette réaction entraîne la formation d'oléfines ainsi que de nouveaux ions carbonium plus petits.

Les ions carbonium formés poursuivent ensuite la réaction en chaîne grâce à des transferts d'hydrogène avec les n-paraffines présentes dans le milieu réactionnel. Ce mécanisme permet la formation simultanée de petites molécules de paraffines et de nouveaux ions carbonium capables de continuer le processus de craquage [03].

I.12. Craquages des principales familles des hydrocarbures

I.12.1. Craquage des paraffines

Le craquage catalytique des paraffines se distingue par une production importante d'hydrocarbures légers, notamment les fractions C3 et C4 présentes dans les gaz de craquage. La vitesse des réactions ainsi que la nature des produits obtenus dépendent principalement de

la taille des molécules paraffiniques et de leur structure moléculaire. Les réactions secondaires impliquant les oléfines favorisent notamment l'isomérisation vers des structures ramifiées ainsi que la formation d'hydrocarbures aromatiques.

L'influence du catalyseur devient plus significative lorsque le nombre d'atomes de carbone dans la molécule augmente. Toutefois, cet effet reste relativement faible pour les hydrocarbures contenant moins de six atomes de carbone. La vitesse de craquage dépend également de la configuration de la molécule : les composés comportant des atomes de carbone tertiaires se craquent plus facilement, tandis que ceux possédant des carbones quaternaires présentent une plus grande résistance au craquage.

Par ailleurs, les molécules contenant simultanément des carbones tertiaires et quaternaires présentent un comportement intermédiaire. À titre d'exemple, le 2,2,4-triméthylpentane se craque seulement légèrement plus rapidement que le n-octane, alors que le 2,2,4,6,6-pentaméthylheptane présente une vitesse de craquage plus faible que celle du n-dodécane [03].

I.12.2. Craquage des oléfines

Le craquage catalytique des hydrocarbures oléfiniques se déroule à une vitesse beaucoup plus élevée que celui des paraffines correspondantes, en raison de la forte réactivité des doubles liaisons présentes dans les molécules oléfiniques.

Les principales réactions intervenant lors du craquage des oléfines sont :

- La scission des liaisons carbone-carbone ;
- L'isomérisation des molécules ;
- La polymérisation ;
- Les réactions de saturation, d'aromatisation ainsi que la formation de coke ou de dépôts carbonés [03].

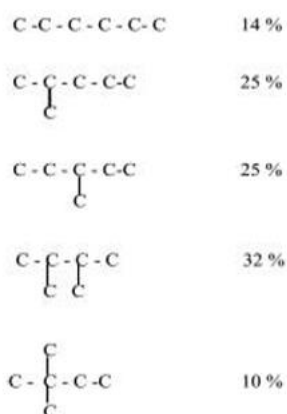


Figure I.5. Le craquage de paraffines [06].

I.12.3.Craquage des naphènes

Lors du craquage catalytique des naphènes en présence d'un catalyseur à base de silice-alumine, la réaction prédominante est la déshydrogénation conduisant à la formation de composés aromatiques. En parallèle, des réactions de rupture des liaisons carbone-carbone peuvent également se produire au niveau des cycles et des chaînes latérales associées. Toutefois, à des températures inférieures à 540 °C, la réaction de déshydrogénation demeure largement dominante.

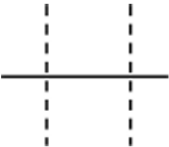
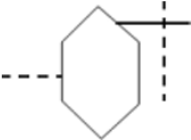
Cette transformation est particulièrement importante pour les naphènes comportant neuf atomes de carbone ou plus, car elle favorise la production d'une essence à indice d'octane élevé. De plus, les produits liquides non cycliques ainsi que les gaz issus du craquage des hydrocarbures naphéniques sont généralement plus saturés que ceux obtenus lors du craquage des paraffines [03].

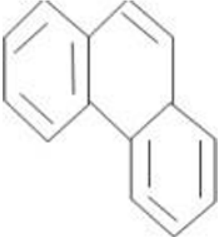
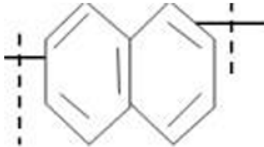
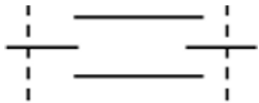
I.12.4.Craquage des hydrocarbures aromatiques

Les hydrocarbures aromatiques possédant des groupes alkyles contenant moins de trois atomes de carbone présentent une faible réactivité au craquage catalytique. En revanche, pour les composés aromatiques comportant de longues chaînes alkyles, la réaction principale consiste en la rupture des chaînes latérales sans destruction du noyau aromatique.

La liaison carbone-carbone rompue est généralement celle située directement à proximité du cycle aromatique. Ainsi, les composés benzéniques substitués par des groupes alkyles peuvent être craqués tout en permettant une récupération presque quantitative du benzène, ce qui représente un intérêt important dans les procédés de raffinage et de pétrochimie [03].

Tableaux I.3. Principales réactions des différentes familles d'hydrocarbures en craquage catalytique [06].

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 naphténique, rupture des chaînes latérales au niveau des cycles aromatiques	Paraffines, oléfines et aromatiques

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

I.13. Procédé industriel à lit fluidisé (FCC)

Le procédé de craquage catalytique à lit fluidisé, connu sous l'acronyme FCC (*Fluid Catalytic Cracking*), constitue aujourd'hui l'un des procédés de conversion les plus utilisés dans l'industrie du raffinage. Son développement a débuté dans les années 1920 par la société Standard Oil of New Jersey. Ce procédé repose sur le même principe général que le procédé TCC (*Thermofor Catalytic Cracking*), mais il se distingue par l'utilisation d'un catalyseur circulant sous forme de poudre fluidisée au lieu de billes solides.

En octobre 1938, plusieurs compagnies pétrolières se regroupèrent au sein de l'organisation Catalytic Research Associates afin de développer un procédé concurrent au procédé Houdry. En mai 1942, la première unité commerciale FCC, appelée PCLA (*Powdered Catalyst Louisiana*), fut mise en service dans la raffinerie de Baton Rouge appartenant à Exxon Corporation, anciennement Standard Oil of New Jersey. Cette unité fonctionna pendant plus de vingt ans avant d'être démantelée en 1963.

Le principal avantage du procédé FCC réside dans la fluidisation du catalyseur, qui assure une meilleure circulation et un contact plus efficace entre les hydrocarbures et le catalyseur. Cela permet d'obtenir des rendements plus élevés ainsi qu'une essence de meilleure qualité comparativement au procédé TCC. Le développement industriel du FCC a été largement soutenu par plusieurs grandes compagnies telles que Kellogg Company, Universal Oil Products, Shell Oil Company et Sinclair Oil.

Au début des années 1960, le procédé FCC prit définitivement le dessus sur le TCC, notamment grâce à l'introduction, en 1961, de catalyseurs synthétiques à base de silice-alumine et de zéolithes développés par Socony-Vacuum. Ces catalyseurs, très performants et constitués de fines particules, ont considérablement amélioré l'efficacité du procédé.

Actuellement, le procédé FCC est utilisé dans plusieurs centaines de raffineries à travers le monde. De nombreuses améliorations technologiques ont été apportées au fil du temps, notamment le développement du réacteur élévateur (*riser*) à faible temps de séjour et l'amélioration continue des performances des catalyseurs. Ces avancées ont permis d'augmenter les rendements en produits légers, d'améliorer la qualité des carburants obtenus et de traiter des charges pétrolières de plus en plus lourdes et complexes. En outre, le FCC constitue également une source importante de matières premières destinées à l'industrie pétrochimique [03].

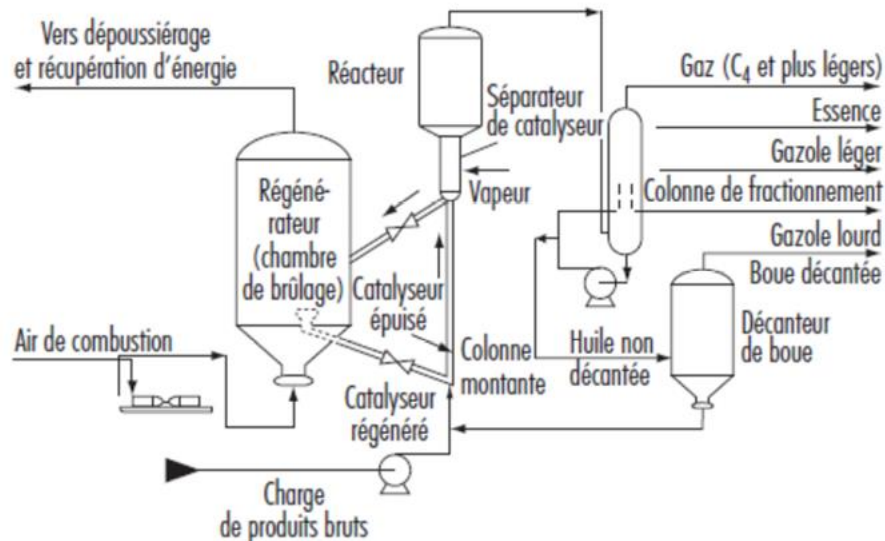


Figure I.6. Procédé du craquage catalytique FCC [03].

Principe de 2 réacteurs (procédé FCC- FluidCatalytic Cracking)

- 1ère pour craquage catalytique
- 2ème pour régénération du catalyseur
- Lit de catalyseur fluidisé (particule 20-200 μm diamètre). Catalyseur circule entre le réacteur 1 et 2 de façon ininterrompue

Fonctionnement du procédé

- Préchauffage à 350-380°C
- Rencontre avec catalyseur du régénérateur à $T > 500^\circ\text{C}$
- Temps de contact : quelques secondes.
- Ensemble entre dans le 2ème réacteur
- Séparation gaz/particules dans cyclones (gaz sort par la tête)
- Catalyseur vas vers réacteur 1er où le coke et carbone sont brûlés (la chaleur est utilisée pour entretenir la réaction)
- Effluents du 2ème réacteur sont fractionnés par distillation. On obtient :
 - Gaz (propène, butène)
 - Essence
 - Gazole
 - Fraction lourde (à recycler)

I.14. Les caractéristiques et propriétés principales des catalyseurs

Les performances économiques des procédés catalytiques de raffinage sont étroitement liées aux propriétés des catalyseurs utilisés. De ce fait, les utilisateurs, les fournisseurs de procédés

ainsi que les fabricants de catalyseurs accordent une importance particulière au contrôle de leurs caractéristiques et à la reproductibilité de leurs performances, grâce à une maîtrise rigoureuse des techniques de préparation et de caractérisation.

I.14.1.Caractéristiques catalytiques fondamentales

Les performances d'un catalyseur reposent principalement sur trois caractéristiques fondamentales : l'activité, la sélectivité et la stabilité.

- **Activité**

L'activité d'un catalyseur correspond à sa capacité à accélérer la vitesse de transformation des réactifs dans des conditions opératoires données. Un catalyseur très actif permet d'obtenir des vitesses de réaction élevées tout en réduisant la quantité de catalyseur nécessaire ou la sévérité des conditions opératoires, notamment la température de réaction.

- **Sélectivité**

La sélectivité représente l'aptitude du catalyseur à orienter la réaction vers la formation préférentielle du produit recherché parmi l'ensemble des produits susceptibles d'être obtenus. Une sélectivité élevée améliore les rendements en produits désirés tout en limitant les réactions secondaires indésirables.

- **Stabilité**

La stabilité d'un catalyseur désigne sa capacité à conserver son activité et sa sélectivité au cours du temps. Un catalyseur stable maintient des performances constantes malgré les conditions sévères de fonctionnement, ce qui permet d'assurer une exploitation durable et économique du procédé [07].

I.14.2.Caractéristiques intrinsèques des catalyseurs

- **Propriétés structurales**

Les propriétés structurales des catalyseurs jouent un rôle essentiel dans leur activité catalytique. La qualité des sites actifs dispersés à la surface du catalyseur détermine directement son efficacité. Ces sites sont influencés par plusieurs paramètres liés à la phase active accessible, notamment sa structure, sa composition chimique locale ainsi que la présence éventuelle de défauts structuraux.

L'ensemble de ces caractéristiques conditionne les propriétés intrinsèques des sites catalytiques, telles que leur nature, leur force, leur densité et leur stabilité [08,09].

- **Propriétés texturales**

Les propriétés texturales d'un catalyseur sont définies par plusieurs paramètres physiques, tels que :

- La surface spécifique totale.
- La surface spécifique active.
- Le volume des pores accessibles.
- La taille et la distribution des pores.
- L'interconnexion du réseau poreux.

Ces caractéristiques influencent directement l'accessibilité des réactifs aux sites actifs ainsi que l'évacuation des produits formés lors des réactions catalytiques [10].

I.14.3. Les propriétés des catalyseurs

I.14.3.1. Propriétés mécaniques

Les catalyseurs doivent posséder une résistance mécanique suffisante afin de supporter les différentes contraintes subies au cours de leur cycle d'utilisation, notamment durant la fabrication, le transport, le stockage, le chargement dans le réacteur et le fonctionnement industriel [11].

Une bonne résistance mécanique permet de limiter les phénomènes de casse, d'abrasion et d'attrition, assurant ainsi une meilleure durée de vie du catalyseur.

I.14.3.2. Propriétés thermiques

Une bonne conductivité thermique du catalyseur favorise les transferts de chaleur au sein du grain et du lit catalytique, ce qui permet de réduire les gradients de température.

Cette propriété est particulièrement importante dans les réactions fortement exothermiques ou endothermiques, car des variations excessives de température peuvent entraîner une diminution des performances catalytiques et une dégradation prématurée du catalyseur [12].

I.14.3.3. Propriétés catalytiques fondamentales

- **Sélectivité du catalyseur**

La sélectivité représente la capacité du catalyseur à orienter les réactions vers la formation des produits recherchés tout en limitant la production des sous-produits indésirables. Une bonne sélectivité permet ainsi d'obtenir des rendements élevés en produits désirés.

- **Stabilité du catalyseur**

La stabilité caractérise l'aptitude du catalyseur à conserver ses propriétés catalytiques au cours du temps dans les conditions de fonctionnement et de régénération.

Cependant, plusieurs phénomènes peuvent entraîner une perte d'activité du catalyseur, notamment :

- Le dépôt de coke provoquant l'obstruction des pores ;

- La destruction physique ou chimique des agents actifs ;
- L'agglomération des sites actifs par frittage.

- **Régénérabilité**

Au cours de son utilisation, le catalyseur subit progressivement un vieillissement entraînant une diminution de son activité et de sa sélectivité. Lorsque ses performances deviennent insuffisantes, une opération de régénération est nécessaire afin de restaurer ses propriétés initiales.

Dans le procédé de craquage catalytique, par exemple, le catalyseur perd rapidement son activité en raison du dépôt de coke sur les sites actifs. La régénération consiste alors à brûler ce coke afin de rétablir l'activité catalytique.

- **Reproductibilité**

La reproductibilité constitue une propriété essentielle dans la fabrication industrielle des catalyseurs. Elle garantit l'obtention de catalyseurs présentant des caractéristiques identiques d'un lot à un autre [07].

I.14.4.Choix du catalyseur FCC

Le choix du catalyseur FCC dépend principalement de la nature de la charge pétrolière, des objectifs de la raffinerie et des performances recherchées. Les catalyseurs FCC sont principalement constitués de zéolithe Y, qui représente la phase active, et d'une matrice catalytique jouant un rôle de préfissuration des molécules lourdes avant leur diffusion dans les pores de la zéolithe. Les performances optimales sont obtenues grâce à un équilibre entre l'activité de la matrice et l'acidité de la zéolithe.

Désactivation des catalyseurs

La désactivation des catalyseurs peut être causée par plusieurs phénomènes :

- **Causes physiques** : abrasion, attrition, fracturation des particules et frittage, entraînant une diminution de la surface active.
- **Empoisonnement** : adsorption d'impuretés comme les composés soufrés, azotés ou métalliques sur les sites actifs.
- **Cokage** : dépôt de coke sur la surface du catalyseur provoquant l'obstruction des pores et la perte d'activité.

Régénération

Afin de restaurer l'activité catalytique, le catalyseur est régénéré par combustion du coke déposé sur les sites actifs. Cette opération permet de récupérer une grande partie des propriétés initiales du catalyseur et d'assurer la continuité du procédé FCC.

Conclusion

En conclusion, ce chapitre a présenté les principales étapes du raffinage du pétrole ainsi que les procédés de conversion des fractions lourdes. La distillation atmosphérique permet de séparer le pétrole brut en différentes coupes utiles, tandis que les procédés de conversion, notamment le craquage catalytique FCC, permettent de transformer les fractions lourdes en produits légers à forte valeur ajoutée. L'étude a également montré l'importance des catalyseurs dans l'amélioration des rendements et de la qualité des produits pétroliers.

Chapitre II

Étude des caractéristiques et des
spécifications du gasoil.

II.1. Introduction

Après l'évolution du moteur diesel, les moteurs diesel sont devenus les machines thermiques les plus utilisées grâce à leur faible consommation de combustible, leur meilleur rendement par rapport aux moteurs à carburateur et leur impact environnemental relativement réduit. Aujourd'hui, le moteur diesel équipe la quasi-totalité des engins industriels, des camions routiers, des véhicules utilitaires ainsi qu'une grande partie du parc automobile particulier. Par conséquent, le gasoil est devenu le carburant principal de l'industrie et du transport.

En Algérie, la consommation de gasoil a connu une forte croissance au cours des dernières années. En raison du développement rapide du parc automobile et de l'augmentation du nombre de moteurs diesel, la demande en gasoil atteint désormais des niveaux dépassant les capacités de production nationale. Cette situation risque de poser un problème majeur pour l'approvisionnement, compte tenu des volumes importants à mobiliser et de la structure de la demande, qui devient de plus en plus difficile à satisfaire.

Le gasoil est un produit jaune clair, légèrement visqueux et distillant habituellement entre 190°C et 300 °C. Utilisé par excellence comme combustible dans les moteurs diesel rapides, il est soumis à des contraintes de fabrication qui lui sont spécifiques. Sa densité ne doit pas trop s'écarter d'une valeur moyenne fixée 0.850, point finale d'ébullition, sa viscosité cinématique et la limitation de la teneur en soufre. En fin, la qualité d'un gasoil est son indice de cétane, les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50°C.

II.2. Définition de gasoil

Le gasoil est un produit jaune clair, légèrement visqueux et distillant habituellement entre 190°C et 300 °C. Utilisé par excellence comme combustible dans les moteurs diesel rapides, il est soumis à des contraintes de fabrication qui lui sont spécifiques. Sa densité ne doit pas trop s'écarter d'une valeur moyenne fixée 0.850, point finale d'ébullition, sa viscosité cinématique et la limitation de la teneur en soufre. En fin, la qualité d'un gasoil est son indice de cétane, les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50°C.

II.3. Spécification du gas-oil

Le gas-oil est un carburant utilisé dans les moteurs à allumage par compression, appelés moteurs diesel. Ces combustibles peuvent être classés en trois catégories principales :

- Combustibles pour diesels rapides
- Combustibles pour diesels auto et de tracteur, de locomotive et de navire
- Combustibles pour les diesels à régime moyens

Gas-oils légers de craquage catalytique ou thermique, de cokéfaction ou d'hydrocraquage. Les moteurs diesel sont une variété des moteurs à explosion. Dans la chambre de combustion, le combustible s'enflamme de lui-même au moment où il est injecté dans l'air comprimé par un piston et ayant de ce fait une température élevée. Les diesels sont les machines thermiques les plus économiques : ils consomment moins de combustible et présentent un meilleur rendement que les moteurs à carburateur. On en équipe tracteurs, locomotives, navires, camions lourds, groupes électrogènes mobiles etc.

Ces moteurs consomment les fractions kérosène - gasoil de distillation directe et de craquage catalytique. Par ordre d'importance, les qualités suivantes sont requises pour le Gas-oil :

- Propreté (carbone Conradson, sédiments, eau, soufre).
- Combustion (indice de cétane).
- Fluidité (viscosité et point de congélation).
- Volatilité (distillation, point d'éclair).

II.3.1. Densité

Comprise entre 0,810 et 0,890, la densité n'est pas un élément déterminant ; elle conditionne uniquement le pouvoir calorifique au litre. En fait, les Gas-oils commerciaux se situent entre 0,825 et 0,850.

II.3.2. Coupe du Distillation

Le gas-oil est considéré comme l'un des principaux produits pétroliers moyens issus de la distillation atmosphérique du pétrole brut. Il se situe directement après le kérosène dans la colonne de distillation, avec une température initiale d'ébullition d'environ 220 °C. Il est ainsi principalement constitué d'un mélange d'hydrocarbures dont le nombre d'atomes de carbone varie entre C14 et C20, ce qui lui confère des propriétés adaptées à son utilisation comme carburant pour les moteurs diesel.

La qualité du gas-oil est déterminée à partir de la courbe de distillation selon la norme ASTM International. Il est exigé que moins de 65 % du produit soit distillé à 250 °C afin d'éviter une proportion élevée de composés légers très volatils, susceptibles d'affecter la sécurité du stockage et du transport et d'augmenter les pertes par évaporation. En revanche, plus de 85 % du gas-oil doivent être distillés à 350 °C, car cette condition limite la présence de composés lourds et d'huiles à haut point d'ébullition qui provoquent une combustion incomplète dans le moteur, entraînant la formation de fumées, de dépôts carbonés et de suie, tout en influençant négativement la couleur et la qualité du produit.

Le point correspondant à 50 % de la courbe de distillation constitue un indicateur important des propriétés moyennes du gas-oil, telles que la viscosité, la volatilité et le point de congélation. Il permet d'évaluer le comportement du carburant pendant le fonctionnement, notamment dans différentes conditions de température.

Par ailleurs, lorsque le point 85 % dépasse 350 °C, cela indique généralement une mauvaise efficacité de séparation dans l'unité de distillation et l'entraînement d'une partie des résidus lourds dans le gas-oil à cause d'une faible sélectivité du procédé. Dans ce cas, le produit présente souvent une couleur plus foncée et une qualité commerciale et opérationnelle réduite. En outre, le point d'éclair constitue une propriété essentielle du gas-oil et doit être compris entre 55 °C et 120 °C afin d'assurer un équilibre entre la sécurité lors du stockage et du transport et la facilité d'inflammation dans le moteur. Une valeur trop faible indique la présence de composés légers dangereux et très volatils, tandis qu'une valeur trop élevée traduit une forte teneur en composés lourds et une moins bonne aptitude du carburant à la combustion.

II.3.3. La viscosité

Inférieur à 9 cst à 20°C, la viscosité conditionne l'écoulement et la finesse de la pulvérisation dont dépendra la qualité de la combustion. On estime que la viscosité doit être inférieure à 2 cst et en aucun cas n'excéder 40 cst en amont des trous d'injecteur pour que l'atomisation soit correcte.

II.3.4. Inflammabilité (<500°C)

Pour que le gas-oil s'enflamme sans intervention d'une source d'allumage extérieure, il faut que sa température d'auto - inflammation soit inférieure à la température de l'air comprimé dans les cylindres (500-550°C). Ce sont les arènes à courtes chaînes latérales qui ont la plus haute température d'auto - inflammation ($\approx 600^\circ\text{C}$), celle des alcanes est la plus basse. Il est clair que l'aptitude à l'inflammation est meilleure chez le gas-oil riche en alcanes et pauvres en arènes. Ces combustibles possèdent un délai d'inflammation plus court et une température d'auto - inflammation moins élevée.

On caractérise l'aptitude à l'inflammation des huiles diesel en les comparant à des combustibles étalons ou en analysant leur composition chimique. Le plus souvent on a recours aux indices de cétane.

II.3.5. Indice de cétane

On appelle indice de cétane le pourcentage volumique de cétane (hexa décane ou $C_{16}H_{34}$) dans son mélange avec l'alphaméthylnaphtalène, dont l'aptitude à l'auto - inflammation est équivalente à celle du combustible testé dans les conditions prévues par la norme.

L'indice de cétane de l'hexa décane est pris égal à 100, celui de l'alphaméthyle naphtalène égal à 0. Une huile diesel a indice de cétane égal à x si dans le moteur standard, il y a un délai d'allumage équivalent à celui d'un mélange de x parties en volume de cétane et (100-x) parties d'alphaméthylnaphtalène.

Les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50. Pour les moteurs de faible cylindrée, les valeurs élevées de l'indice de cétane favorisent les départs à froid par la diminution de la température d'auto inflammabilité du Gas-oil et rendent le fonctionnement du moteur diesel moins dur et moins bruyant, ce qui s'obtient également par l'adoption d'une préchambre de combustion. Toutefois, il ne faut pas également que l'indice de cétane soit trop élevé, car la réduction du délai d'allumage peut entraîner la cokéfaction du nez de l'injecteur. Enfin l'addition de nitrate d'éthyle, tel que le dope DB 36, permet d'améliorer légèrement l'indice de cétane. Par ailleurs, on cherché une relation simple entre l'indice de cétane et la nature chimique du Gas-oil ; pour cela, il suffit de caractériser le combustible par deux propriétés facilement mesurables : sa densité exprimée en A.P.I et son point d'aniline (température de dissolution d'un mélange équivolumétrique de Gas-oil et d'aniline pure). On définit ainsi l'indice de cétane par la méthode graphique comme suit :

Indice Diesel = Point aniline °F $\times$ densité (A.P.I) $\div$ 100.

Le tableau ci-dessous établit la correspondance approximative entre les valeurs de l'indice de cétane et celles de l'indice Diesel de Gas-oils commerciaux courants

Tableaux II.1. Indices de cétane des hydrocarbures individuels constituant.

Famille d'Hydrocarbures	Sous-groupe / Nombre de Carbones	Nom de l'Hydrocarbure	Indice de Cétane
Alcanes	C12	Dodécane	72,0
Alcanes	C12	Ethyl-3 décane	46,5
Alcanes	C12	Diéthyl-4,5 octane	20,2
Alcanes	C13	Diméthyl-2,5 décane	58,0
Alcanes	C13	Propyl-4 décane	39,5
Alcanes	C16	Héxadécane (cétane)	100,0
Alcanes	C16	Diméthyl-7,8 tétradécane	40,5
Alcanes	C18	Diéthyl-5,8 tétradécane	67,5
Alcanes	C18	Méthyl-9 heptadécane	66,0
Alcanes	C18	Dibutyl-5,6 décane	29,8
Alcanes	C20	Diméthyl-9,10 octadécane	59,5
Alcanes	C21	Hexyl-8 pentadécane	83,0
Alcanes	C24	Heptyl-9 heptadécane	87,5
Alcanes	C24	Dipropyl-9,10 octadécane	47,3
Alcènes	C14	Tétradécène	79,0
Alcènes	C16	Butyl-5 dodécène-4	45,6
Alcènes	C16	Propyl-8 pentadécène	28,0
Alcènes	C17	diméthyl-octyl:naphthylméthane	17,5
Alcènes	C17	méthyl-dibutyl:naphthylméthane	12,3
Alcènes	C21	Héxyl-8 :pentadécène	47,3
Cycloalcanes	Mélange	Méthyl-dodécylcyclohexane	70,0
Cycloalcanes	Mélange	Cyclohexyl-diméthyl-dodécyl-méthane	57,0
Bicycloalcanes	Mélange	Décaline	48,2
Bicycloalcanes	Mélange	Butyl-décaline	31,6
Bicycloalcanes	Mélange	Octyl-décaline	30,7
Homologues de la tétraline	Mélange	Dioctyl-tétraline	25,4
Homologues de la tétraline	Mélange	Tert-butyl-tétraline	16,6
Homologues de la tétraline	Mélange	Propyl-tétraline	7,9
Homologues du benzène	Mélange	Dodécylbenzène	58,0
Homologues du benzène	Mélange	Propyl-octylphénylméthane	42,0
Homologues du benzène	Mélange	Phényl-dihexylméthane	40,3
Homologues du benzène	Mélange	Heptylbenzène	35,0
Homologues du benzène	Mélange	Octylbenzène	31,6
Homologues du benzène	Mélange	Hexylbenzène	26,9
Homologues du benzène	Mélange	Nonylbenzène	4,4
Homologues du naphtalène	Mélange	Octyl-naphtalène	17,5
Homologues du naphtalène	Mélange	Butyl-naphtalène	6,2
Homologues du naphtalène	Mélange	β-tert-butyl-naphtalène	3,5
Homologues du naphtalène	Mélange	α-méthyl-naphtalène	0,0

II.3.6. Point d'écoulement et test de friabilité

Premièrement, le point d'écoulement (point de trouble ou pour point) est la plus basse température à laquelle le gas-oil reste liquide et peut s'écouler dans les canalisations et les réservoirs sans interruption due à la formation de cristaux de paraffine. Cette propriété dépend essentiellement de la température finale d'ébullition du carburant ainsi que de la quantité de composés paraffiniques susceptibles de cristalliser. Lorsque la température diminue, ces paraffines commencent à se cristalliser, entraînant une augmentation progressive de la viscosité du carburant puis le blocage de son écoulement. Ainsi, le point d'écoulement du gas-oil est fixé à environ -12 °C en hiver et -7 °C en été. Cela signifie que le gas-oil doit rester fluide et pompable jusqu'à ces températures sans ne se figer ni perdre sa mobilité. Cette valeur est également utilisée en pratique pour déterminer la nécessité de systèmes de chauffage dans les réservoirs et les lignes de carburant dans les régions froides, où le carburant ou les conduites peuvent être chauffés afin d'assurer la continuité du fonctionnement. Cette propriété peut être améliorée par l'ajout d'additifs chimiques appelés abaisseurs du point d'écoulement (Pour Point Depressants), qui réduisent la taille des cristaux et empêchent leur agglomération.

Deuxièmement, le test de friabilité est un essai complémentaire visant à évaluer la tendance du gas-oil à se solidifier ou à perdre sa souplesse à très basse température. Il est exigé que cette valeur soit inférieure ou égale à -6 °C en hiver, ce qui signifie que le carburant doit conserver ses propriétés physiques sans devenir cassant ou non fluide à cette température. Ce test est également lié à la formation des paraffines, mais il se concentre davantage sur le comportement du carburant lorsqu'il s'approche d'un état semi-solide, où un réseau cristallin peut se former et perturber la circulation dans le système.

De manière générale, ces deux propriétés visent à garantir la bonne exploitabilité des moteurs diesel dans des conditions climatiques froides, car la perte de fluidité du carburant peut entraîner le colmatage des filtres et des conduites d'alimentation, des difficultés au démarrage à froid, voire l'arrêt complet du moteur. C'est pourquoi ces caractéristiques sont contrôlées avec précision lors du raffinage ou ajustées par l'utilisation d'additifs chimiques afin d'assurer un fonctionnement fiable en toutes saisons.

II.3.7. Teneur en cendres

Après une combustion complète du gas-oil dans le moteur, tout le carburant n'est pas entièrement vaporisé ou brûlé ; il subsiste une partie de matières inorganiques sous forme de résidus solides (cendres). Ces résidus sont principalement constitués de sels et d'oxydes

métalliques présents soit dans le pétrole brut, soit introduits au cours des opérations de raffinage, de transport ou de stockage. Parmi les éléments les plus courants formant ces cendres figurent le silicium, le fer, le calcium, le sodium et le vanadium. Le vanadium est considéré comme l'un des plus dangereux, car il peut parfois représenter jusqu'à 50 % de la quantité totale de cendres. Il est bien connu pour provoquer la corrosion des métaux, augmenter l'usure des composants du moteur et favoriser la formation de dépôts solides fortement adhérents.

La présence de ces métaux dans le carburant entraîne de graves problèmes de fonctionnement, notamment la formation de dépôts solides dans la chambre de combustion ainsi que sur les parties froides du moteur telles que les injecteurs et les soupapes. Ces dépôts perturbent l'écoulement du carburant et la qualité de la pulvérisation, ce qui conduit à une combustion incomplète, une baisse du rendement, ainsi qu'une augmentation des émissions polluantes et de la fumée.

Pour cette raison, les normes du gas-oil imposent que la teneur en cendres soit quasi nulle ou non détectable, afin de garantir la pureté du carburant et l'absence d'impuretés minérales pouvant nuire aux performances du moteur. De même, les spécifications exigent que la teneur en sédiments soit strictement nulle, c'est-à-dire qu'il ne doit y avoir aucune matière solide en suspension ou insoluble, car leur présence peut provoquer le colmatage des filtres et des conduites de carburant, ainsi que des pannes mécaniques graves dans le système d'injection.

De manière générale, le contrôle des cendres et des sédiments constitue un indicateur direct de la qualité des procédés de raffinage et d'épuration, et permet d'obtenir un gas-oil propre, stable et sûr pour une utilisation dans les moteurs modernes de haute précision [02].

II.3.8. Teneur en eau

En elle-même, l'eau ne serait pas gênante, mais elle contient généralement, soit dissoutes, soit en suspension, des matières organiques pouvant donner des cendres, en particulier des chlorures de sodium et magnésium. La teneur en eau est donc fixée à des traces non dosables. D'ailleurs la purification des combustibles lourds peut se réaliser par agitation avec de l'eau qui dissout les matières organiques solubles, puis par centrifugation qui élimine cette eau chargée ainsi que les matières en suspension [02].

II.3.9. Teneur en soufre

Elle est comprise entre 0,45 et 0,55 % en poids. Quelle que soit la nature des composés sulfurés, ces derniers provoquent une corrosion des chemises, à froid, par l'acide sulfurique

dilué qui se dépose et agissent sur la formation et la dureté des dépôt, formant de véritable vernis qui gomme les segments. En résumé, le Gas-oil idéal sera constitué par une coupe de première distillation de nature paraffinique, contenant le moins possible de fractions lourdes. Sa propreté un critère de qualité, ainsi qu'une faible teneur en soufre.

Tableaux II.2. Spécification du gas-oil selon les normes algériennes [02].

Spécifications Produit	Sous-spécification / Condition	Unité	Gas-oil
Densité	-	-	0.810 à 0.860
Couleur	-	-	2.5 maxi
Point d'éclair	-	°C	55 mini
Point de congélation	En hiver du 01/11 au 31/03	°C	-12
Point de congélation	En été du 01/04 au 31/10	°C	-7
Distillation ASTM	Point 65% volume	°C	250 mini
Distillation ASTM	Point 90% volume	°C	350 maxi
Distillation ASTM	Point final	°C	390 maxi
Viscosité à 20 °C	-	Cst	9 maxi
Teneur en soufre	-	% poids	0.15 maxi
Teneur en cendres	-	% poids	TND
Teneur en eau	-	% poids	TND
Indice de cétane	-	-	48 mini

II.4. Service contrôle

Le service contrôle est composé de sept (07) laboratoires d'analyses physico-chimiques, équipés de différents appareils et matériels destinés à l'analyse des hydrocarbures ainsi que des produits utilitaires tels que l'eau et les huiles, afin d'assurer le contrôle de leur qualité. Ces laboratoires sont répartis comme suit : laboratoire raffinerie, laboratoire UTBS, laboratoire traitement, laboratoire GPL1, laboratoire ZCINA, laboratoire CINA et laboratoire GPL2. Les deux derniers sont gérés par le CRD (Centre de Recherche et Développement).



Figure II.1. Laboratoire central de RHM2 [02].

II.5. Rôle du laboratoire

Comme tout laboratoire, il effectue des analyses et des essais physico-chimiques, constituant ainsi le contrôle qualité. L'objectif est de vérifier si les produits issus de l'unité répondent aux normes et aux spécifications requises.

La sécurité au laboratoire comporte deux aspects essentiels : le premier concerne l'infrastructure et les équipements du laboratoire, tandis que le second porte sur la responsabilité du personnel dans l'exécution des travaux, les manipulations et les tâches quotidiennes réalisées au sein du laboratoire [02].

II.6. Analyse de gasoil

Analyse Couleur ASTM D1500 : La détermination de la couleur de gasoil est réalisée par le colorimètre. Cette couleur caractérise la qualité d'utilisation de gasoil

Matériel et produits : Gas-oil.

Mode Opérateur :

- Remplir le tube à essai de colorimètre avec de gas-oil.
- Fermer l'appareil et allumer la lampe.
- Tourner le disque relié au verre coloré et faire une comparaison par transparence de la couleur de gas-oil à celle de verre jusqu'à obtention d'une ressemblance.
- Lire la valeur donnée.

II.7. Conclusion

En conclusion, le gas-oil représente aujourd'hui l'un des carburants les plus importants dans le domaine industriel et du transport grâce à son utilisation généralisée dans les moteurs diesel. Ses propriétés physico-chimiques, telles que la densité, la viscosité, l'indice de cétane, la teneur en soufre, le point d'écoulement et la courbe de distillation, jouent un rôle essentiel dans la qualité de la combustion, le rendement énergétique ainsi que la fiabilité du fonctionnement des moteurs diesel.

L'étude des différentes spécifications du gas-oil montre que le respect des normes de qualité est indispensable afin de limiter les problèmes de corrosion, de dépôts, de pollution et d'usure des équipements. De plus, le contrôle permanent réalisé au niveau des laboratoires d'analyses permet d'assurer la conformité du produit aux exigences techniques et environnementales imposées par les normes nationales et internationales.

Ainsi, la maîtrise des caractéristiques du gas-oil et des méthodes d'analyse constitue un élément fondamental pour garantir une meilleure performance énergétique, une exploitation sûre des moteurs diesel et une réduction des impacts environnementaux liés à l'utilisation des carburants pétroliers.

Chapitre III

Simulation, caractérisation et
valorisation du résidu atmosphérique
dans une unité FCC sous Aspen
HYSYS.

III.1. Problématique proposée

Dans le contexte actuel d'optimisation des performances des raffineries et de valorisation maximale des fractions lourdes, une quantité importante du résidu issu de l'unité de topping au niveau de RHM2 est dirigée vers le circuit de slop, ce qui représente une perte potentielle en matières valorisables pouvant être converties en produits à forte valeur ajoutée tels que le gazole et l'essence. Cependant, l'absence d'analyses physico-chimiques détaillées du résidu disponible constitue un obstacle majeur à son intégration directe dans l'unité FCC (Fluid Catalytique Cracking). Ainsi, il devient nécessaire de développer une approche basée sur la simulation afin de caractériser ce flux et d'évaluer son potentiel de conversion. Dans cette optique, ce travail consiste d'abord à réaliser la simulation de l'unité de topping sous Aspen HYSYS afin d'estimer les propriétés et la composition du résidu généré. Ensuite, les résultats obtenus seront exploités pour simuler son comportement dans l'unité FCC, dans le but d'étudier l'impact de son recyclage sur l'augmentation de la production de gazole et d'essence tout en réduisant les pertes vers le slop.

L'objectif principal

cette étude est de valoriser le résidu issu de l'unité de topping de la raffinerie RHM2 afin d'augmenter la production des carburants légers à forte valeur ajoutée, notamment le gazole et l'essence, tout en réduisant les pertes dirigées vers le circuit de slop. Pour atteindre cet objectif, il s'agit de :

- Simuler l'unité de topping sous Aspen HYSYS afin de déterminer les propriétés physico-chimiques et la composition du résidu produit ;
- Évaluer le potentiel de conversion de ce résidu dans une unité FCC (Fluid Catalytique Cracking) ;
- Étudier l'impact du recyclage du résidu sur les rendements en produits légers ;
- Optimiser la valorisation des fractions lourdes et améliorer les performances globales de la raffinerie.

III.2. Généralités sur Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de procédés chimiques développé par Aspentech. Il permet de représenter et d'analyser le fonctionnement des installations industrielles, allant des opérations unitaires simples jusqu'aux raffineries et complexes pétrochimiques. Grâce à ses outils de calcul avancés, ce logiciel facilite la réalisation des

bilans de matière et d'énergie, l'étude des équilibres vapeur-liquide, ainsi que l'analyse des phénomènes de transfert thermique et massique.

Ce simulateur est également utilisé pour étudier les réactions chimiques, les opérations de séparation, les pertes de charge et les performances globales des procédés. En raison de sa précision et de sa flexibilité, HYSYS est aujourd'hui largement employé aussi bien dans l'industrie que dans le domaine académique pour la conception, la simulation statique et dynamique, l'optimisation et l'amélioration des procédés chimiques.

III.2.1. Simulateurs modulaires séquentiels et orientés équation

La simulation des procédés chimiques repose principalement sur l'identification des éléments de base nécessaires à la représentation mathématique d'un procédé industriel. Dans ce domaine, deux grandes méthodes de modélisation sont généralement utilisées : l'approche modulaire séquentielle et l'approche orientée équation. Ces deux approches diffèrent par leur manière de représenter et de résoudre le procédé simulé.

III.2.1.1. Approche modulaire séquentielle

L'approche modulaire séquentielle est l'une des méthodes les plus répandues dans les logiciels de simulation. Elle considère le procédé comme un ensemble d'opérations unitaires indépendantes appelées « modules ». Chaque module représente une fonction spécifique du procédé, telle qu'une colonne de distillation, un réacteur, un échangeur de chaleur ou un séparateur.

Dans cette méthode, l'utilisateur sélectionne les modules nécessaires depuis la bibliothèque du logiciel, introduit les conditions opératoires et relie les différentes unités par des courants de matière et d'énergie. Le procédé est ainsi organisé sous forme d'un schéma où chaque opération unitaire échange des informations avec les autres. Le calcul s'effectue de manière séquentielle, en suivant l'ordre de circulation des fluides dans l'installation.

Cette approche est appréciée pour sa simplicité d'utilisation et son caractère intuitif, ce qui explique son adoption dans plusieurs simulateurs industriels connus tels que Aspen HYSYS, Aspen Plus.

III.2.1.2. Approche orientée équation

Contrairement à l'approche précédente, la méthode orientée équation représente le procédé sous la forme d'un ensemble global d'équations mathématiques reliant toutes les variables du système. Les équations sont résolues simultanément, ce qui permet une meilleure prise en compte des interactions entre les différentes unités du procédé.

Cette approche est particulièrement adaptée à la simulation dynamique, à l'optimisation et aux études nécessitant une grande précision numérique. Elle offre souvent des performances

de calcul plus élevées, notamment pour les procédés complexes. Cependant, son utilisation demande des connaissances avancées en modélisation mathématique et en résolution numérique.

De plus, les bibliothèques intégrées dans ce type de simulateurs ne couvrent pas toujours toutes les technologies industrielles, ce qui oblige parfois l'utilisateur à développer ses propres modèles et équations. Pour cette raison, les simulateurs orientés équation sont principalement utilisés par des spécialistes et des experts en simulation de procédés.

III.3. Simulation de la Distillation Atmosphérique

L'étape initiale de notre étude consiste à collecter des données fiables et précises relatives à la charge actuelle, obtenues à partir des analyses réalisées par le Centre de Recherche et de Développement de Sonatrach (UTBS) sur le brut extrait des champs de Hassi Messaoud. Ces données, indispensables à la modélisation du procédé de raffinage sous Aspen HYSYS, comprennent notamment l'analyse TBP (True Boiling Point) du brut ainsi que ses propriétés globales telles que la densité, la viscosité et la teneur en soufre. La composition en pseudo-composants et en composants purs est également prise en compte afin d'améliorer la représentativité du modèle.

La fiabilité et la précision de ces données sont essentielles, car elles constituent la base de la présente étude et permettent de réaliser une modélisation réaliste et cohérente du processus de raffinage. L'ensemble de ces informations est résumé dans le tableau suivant.

Chapitre III : Simulation, caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique dans une unité FCC sous Aspen HYSYS

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
Légers	<12,5	3,5	3,5	-	0,5691	4,9	4,9	-	-
C _s	12,5 - 65	8,0	11,5	0,6495	0,6544	9,6	14,5	-	-
1	65 - 70	0,3	11,8	0,6870	0,6917	0,4	14,9	1,3892	12,27
2	70 - 75	0,9	12,7	0,6949	0,6996	1,0	15,9	1,3911	12,19
3	75 - 80	0,6	13,3	0,6973	0,7020	0,6	16,5	1,3931	12,21
4	80 - 85	1,1	14,4	0,7004	0,7051	1,2	17,7	1,3944	12,21
5	85 - 90	1,6	16,0	0,7066	0,7113	1,7	19,4	1,3976	12,16
6	90 - 95	2,0	18,0	0,7149	0,7195	2,1	21,5	1,4013	12,08
7	95 - 100	1,2	19,2	0,7174	0,7220	1,3	22,8	1,4032	12,09
8	100 - 105	1,2	20,4	0,7199	0,7245	1,3	24,1	1,4039	12,10
9	105 - 110	0,5	20,9	0,7244	0,7290	0,6	24,7	1,4070	12,08
10	110 - 115	1,0	21,9	0,7288	0,7334	1,1	25,8	1,4086	12,06
11	115 - 120	2,1	24,0	0,7313	0,7359	2,2	28,0	1,4103	12,07
12	120 - 125	1,7	25,7	0,7377	0,7423	1,8	29,8	1,4142	12,02
13	125 - 130	1,5	27,2	0,7443	0,7488	1,6	31,4	1,4176	11,96
14	130 - 135	1,4	28,6	0,7480	0,7525	1,5	32,9	1,4195	11,95
15	135 - 140	1,3	29,9	0,7502	0,7547	1,3	34,2	1,4206	11,97
16	140 - 145	1,3	31,2	0,7534	0,7579	1,4	35,6	1,4223	11,97
17	145 - 150	1,3	32,5	0,7585	0,7630	1,4	37,0	1,4252	11,93
18	150 - 155	1,4	33,9	0,7645	0,7690	1,4	38,4	1,4287	11,89
19	155 - 160	1,5	35,4	0,7687	0,7731	1,5	39,9	1,4312	11,87
20	160 - 165	1,7	37,1	0,7723	0,7765	1,7	41,6	1,4334	11,86
21	165 - 170	1,5	38,6	0,7756	0,7797	1,5	43,1	1,4358	11,86
22	170 - 175	1,4	40,0	0,7790	0,7830	1,4	44,5	1,4372	11,86
23	175 - 180	1,2	41,2	0,7822	0,7860	1,2	45,7	1,4384	11,85
24	180 - 185	1,4	42,6	0,7849	0,7887	1,4	47,1	1,4399	11,86
25	185 - 190	1,2	43,8	0,7882	0,7920	1,2	48,3	1,4417	11,85
26	190 - 195	1,2	45,0	0,7915	0,7953	1,2	49,5	1,4435	11,84
27	195 - 200	1,0	46,0	0,7939	0,7976	1,0	50,5	1,4447	11,85
28	200 - 205	1,3	47,3	0,7953	0,7990	1,3	51,8	1,4452	11,87
29	205 - 210	1,1	48,4	0,7971	0,8008	1,1	52,9	1,4461	11,89
30	210 - 215	1,3	49,7	0,8001	0,8038	1,3	54,2	1,4477	11,88
31	215 - 220	0,9	50,6	0,8042	0,8079	0,9	55,1	1,4518	11,16
32									

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
33	220 - 230	1,1	51,7	0,8104	0,8141	1,0	56,1	1,4535	11,12
34	230 - 240	2,0	53,7	0,8123	0,8160	2,0	58,1	1,4544	11,12
35	240 - 250	2,5	56,2	0,8197	0,8233	2,4	60,5	1,4595	11,13
36	250 - 260	2,3	58,5	0,8256	0,8292	2,2	62,7	1,4628	11,19
37	260 - 270	2,2	60,7	0,8312	0,8348	2,1	64,8	1,4663	11,25
38	270 - 280	2,0	62,7	0,8365	0,8401	1,9	66,7	1,4694	11,84
39	280 - 290	1,9	64,6	0,8390	0,8425	1,8	68,5	1,4706	11,88
40	290 - 300	1,9	66,5	0,8409	0,8444	1,8	70,3	1,4711	11,92
41	300 - 310	2,0	68,5	0,8456	0,8491	1,9	72,2	1,4737	11,92
42	310 - 320	1,4	69,9	0,8503	0,8538	1,3	73,5	1,4758	11,93
43	320 - 330	1,8	71,7	0,8555	0,8590	1,7	75,2	1,4789	11,92
44	330 - 340	1,8	73,5	0,8627	0,8662	1,6	76,8	1,4834	11,89
45	340 - 350	1,6	75,1	0,8688	0,8723	1,5	78,3	1,4873	11,87
46	350 - 360	1,0	76,1	0,8735	0,8770	0,9	79,2	1,4903	11,87
47	360 - 370	1,4	77,5	0,8744	0,8779	1,3	80,5	1,4906	11,92
48	370 - 380	1,7	79,2	0,8753	0,8788	1,6	82,1	1,4909	11,97
Résidu	380+	20,8	100,0	-	0,9284	17,9	100,0	-	-

Figure III.1. Résultats de la distillation TBP du pétrole traité au niveau de l'unité UTBS.

III.4. Méthodologie de Simulation de l'Unité de Topping

III.4.1. Création d'un nouveau cas de simulation

La première étape de cette étude a consisté à créer un nouveau cas de simulation dans le logiciel Aspen HYSYS afin de construire le modèle de l'unité de distillation atmosphérique (Topping).

Cette étape permet de définir l'environnement de travail du simulateur ainsi que les différentes données nécessaires à la modélisation du procédé, notamment les composants, les propriétés thermodynamiques et les conditions opératoires.

III.4.2. Introduction des Composants du Pétrole Brut

III.4.2.1. Introduction des composants purs (Pure Components)

Après la création du cas de simulation, les composants purs présents dans le pétrole brut ont été introduits dans la base de données de HYSYS.

Ces composants représentent principalement les hydrocarbures légers et intermédiaires identifiés dans la charge, tels que :

- Le méthane.
- L'éthane.
- Le propane.
- Le butane.
- Les fractions légères d'hydrocarbures.

L'introduction des composants purs permet au simulateur de calculer avec précision les propriétés physiques et thermodynamiques des fractions légères du brut.

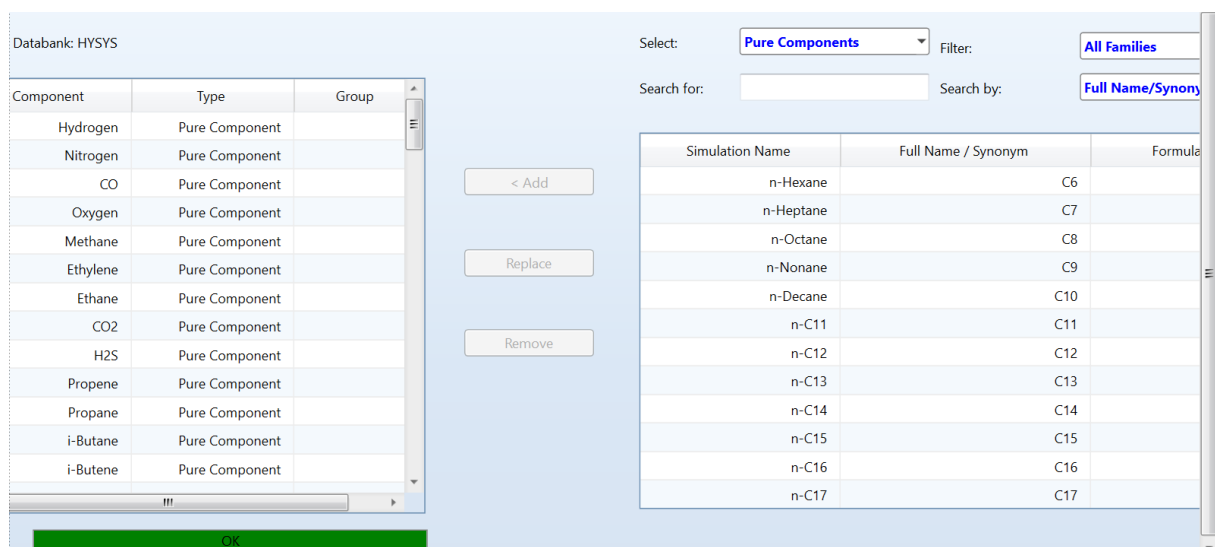


Figure III.2. La list des composant pure sur Aspen hysys.

III.4.2.2. Calcul des masses molaires des fractions pétrolières

Avant l'introduction des fractions lourdes dans le simulateur, les masses molaires (Molecular Weight) des différentes coupes pétrolières ont été calculées à partir des données expérimentales disponibles.

Ces calculs sont indispensables pour la caractérisation correcte des fractions lourdes du pétrole brut et pour améliorer la précision des résultats de simulation.

Les valeurs obtenues ont ensuite été utilisées lors de la création des pseudo-composants dans HYSYS.

III.4.2.3. Introduction des composants hypothétiques (Hypothetical Components)

Les fractions lourdes du pétrole brut ne peuvent pas être représentées uniquement par des composants purs. Pour cette raison, une caractérisation du brut a été réalisée à partir des données de distillation TBP (True Boiling Point).

À partir des analyses TBP, plusieurs composants hypothétiques (Hypothetical Components ou Pseudo-composants) ont été générés dans HYSYS afin de représenter les différentes coupes lourdes du pétrole.

Cette méthode permet de reproduire de manière plus réaliste le comportement réel du pétrole brut dans la colonne de distillation atmosphérique.

Figure III.3. La List des composants hypothétiques (Hypothetical Components).

III.5. Validation du Modèle Thermodynamique

III.5.1. Choix du package thermodynamique

Après la caractérisation du pétrole brut, le modèle thermodynamique Peng-Robinson a été sélectionné pour effectuer la simulation de l'unité de topping.

Le choix du package thermodynamique constitue une étape essentielle dans toute simulation sous HYSYS, car il influence directement la précision des calculs de l'équilibre vapeur-liquide ainsi que les propriétés physiques des hydrocarbures.

III.5.1.1. Justification du choix du modèle Peng-Robinson

Le modèle thermodynamique Peng-Robinson a été choisi pour plusieurs raisons :

- Il est particulièrement adapté aux systèmes contenant des hydrocarbures
- Il offre une bonne précision dans les calculs d'équilibre vapeur-liquide
- Il est largement utilisé dans les simulations des procédés de raffinage pétrolier
- Il permet une représentation fiable des fractions légères et lourdes du pétrole brut
- Il donne de bons résultats dans les opérations de distillation atmosphérique.

De plus, ce modèle est recommandé pour les unités de séparation et de distillation des mélanges pétroliers fonctionnant à des pressions modérées, comme le procédé de topping.

III.5.2. Configuration du Flux dans HYSYS

Après la définition des composants purs, la caractérisation des pseudo-composants ainsi que la validation du modèle thermodynamique Peng-Robinson, nous sommes passés à l'environnement de simulation dans Aspen HYSYS afin de construire le schéma de procédé de l'unité de topping.

III.5.2.1. Création du Flux d'Alimentation

Dans cette étape, un nouveau flux de matière (Material Stream) a été créé dans HYSYS afin de représenter l'alimentation en pétrole brut de l'unité de distillation atmosphérique.

Ce flux constitue la charge principale de la colonne de topping et contient l'ensemble des propriétés physico-chimiques du pétrole brut précédemment caractérisé.

Les paramètres opératoires du flux ont ensuite été introduits, notamment :

Tableaux III.1. Caractérisation de la charge d'alimentation

Paramètre	Valeur
Nom du courant	Crude-oil-UTBS
Phase	Liquide
Température	40 °C
Pression	4.4 bar_g
Débit molaire	980.6 kgmole/h
Débit massique	153.4 tonne/h
Débit volumique standard	191.7 m³/h
Débit liquide standard	189.4 m³/h
Enthalpie molaire	-3.334×10^5 kJ/kgmole
Entropie molaire	268.6 kJ/kgmole.°C

Ces données permettent au simulateur de reproduire les conditions réelles de fonctionnement de l'unité industrielle.

III.5.3. Chauffage Initial du Pétrole Brut

Après la création et la préparation du flux d'alimentation dans Aspen HYSYS, le pétrole brut a subi une étape de chauffage initial avant son introduction dans les unités principales de séparation.

Cette étape a été réalisée afin d'augmenter progressivement la température du brut et de favoriser la vaporisation partielle des fractions légères, ce qui améliore l'efficacité de la séparation dans l'unité de topping.

III.5.4. Division du Flux d'Alimentation

Le flux principal de pétrole brut « Crude-oil-UTBS » a été introduit dans le système avec les conditions opératoires initiales suivantes :

- Température : 40 °C ;
- Pression : 4,4 bar_g ;
- Débit massique : 153,4 tonne/h.

Après son introduction dans le schéma de simulation, le flux a été dirigé vers un séparateur de flux (TEE-100) afin de répartir l'alimentation vers plusieurs lignes de traitement thermique.

Cette division permet d'optimiser l'échange thermique et de réduire la consommation énergétique globale du procédé.

III.5.5. Passage dans les Échangeurs Thermiques

Après la division du flux, les différentes fractions du pétrole brut ont traversé plusieurs échangeurs thermiques afin de récupérer la chaleur disponible dans les courants chauds du procédé.

Les échangeurs utilisés dans cette étape sont :

- EA-201 ;
- EA-202 ;
- EA-204.

Tableaux III.2. Les différents températures et pression dans chaque échangeur.

Échangeurs	T d'entrer (C°)	P d'enter (bar_g)	T sortie (C°)	P sortie (bar_g)
EA-201	40.43	17.5	75.10	16.54
EA-202	40.43	17.5	103	17.05
EA-204	84.85	15.40	121.6	15.06

Le rôle principal de ces équipements est d'assurer un préchauffage progressif du pétrole brut avant son entrée dans la section de distillation atmosphérique.

Cette récupération thermique permet :

- De diminuer la charge thermique du four
- De réduire la consommation énergétique
- D'améliorer le rendement thermique de l'unité
- D'augmenter l'efficacité globale du procédé

III.5.6. Mélange avec l'Eau de Lavage

Au cours du préchauffage, une opération de mélange avec l'eau de lavage (Wash Water) a été réalisée à l'aide des mélangeurs MIX-100 et MIX-101.

L'injection d'eau de lavage permet principalement :

- De réduire la concentration des sels dissous ;
- De limiter les phénomènes de corrosion ;
- De prévenir la formation de dépôts dans les échangeurs et les équipements thermiques.

Cette étape joue un rôle important dans la protection des installations industrielles et dans l'amélioration de la stabilité opérationnelle de l'unité.

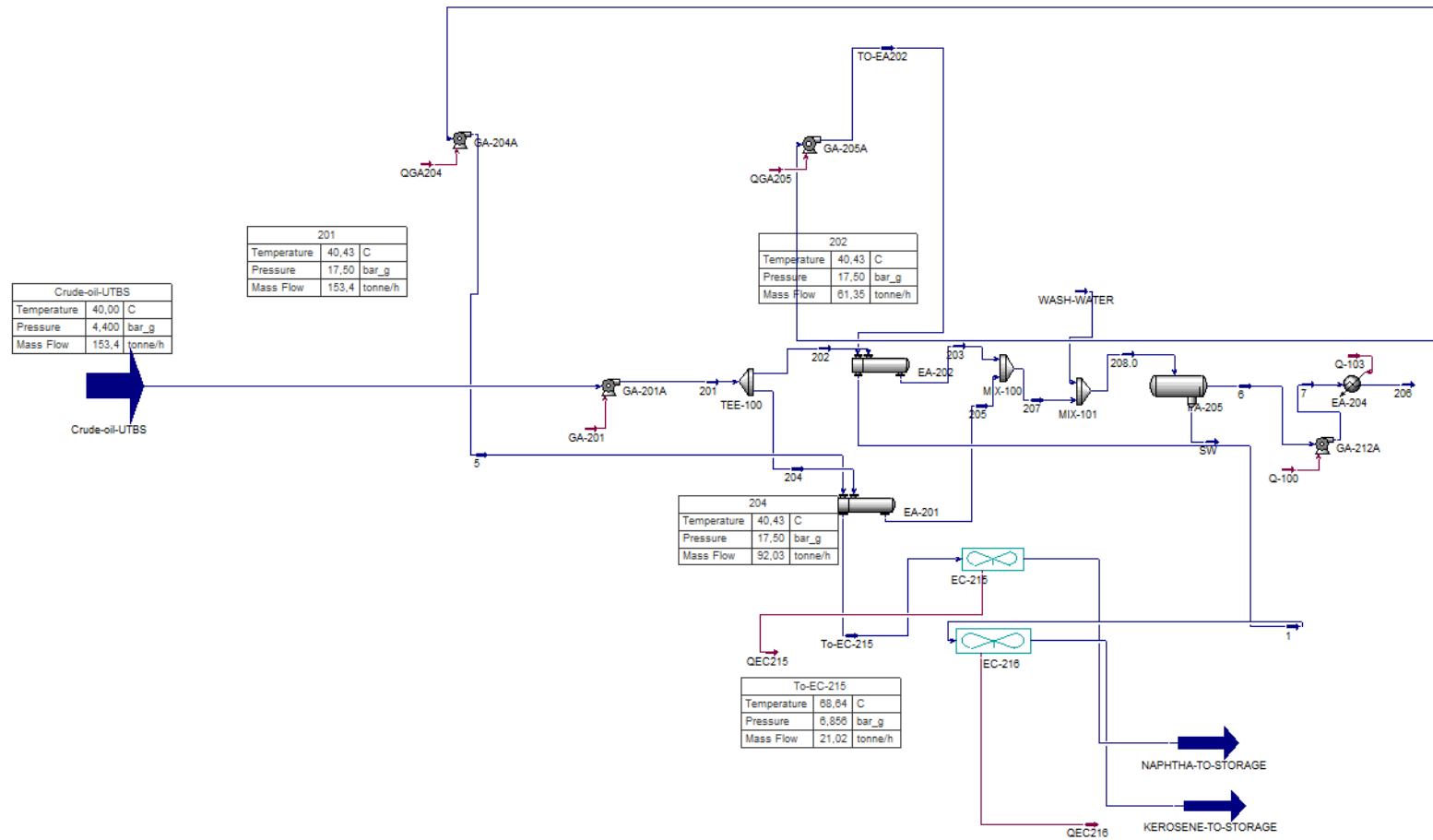


Figure III.4. Simulation d'unité de topping (chauffage initial du brut).

III.6. Chauffage Final et Distillation Atmosphérique

Après le préchauffage initial, le pétrole brut a été dirigé vers la section principale de chauffage et de distillation atmosphérique.

Cette étape représente la phase essentielle du procédé de topping, où le brut est chauffé à haute température afin de séparer les différentes fractions pétrolières selon leurs températures d'ébullition.

III.6.1. Chauffage Final dans le Four de Charge

Le pétrole brut préchauffé est envoyé vers le four de charge afin d'augmenter sa température avant son introduction dans la colonne atmosphérique.

Le rôle principal du four est :

- D'assurer le chauffage final du brut ;
- De provoquer la vaporisation partielle des fractions légères et moyennes ;
- De fournir l'énergie thermique nécessaire à la distillation.

Cette étape doit être soigneusement contrôlée afin d'éviter le craquage thermique des hydrocarbures lourds.

Tableaux III.3. Les différents températures et pression dans chaque échangeur et de four.

Échangeurs	T d'entrer (C°)	P d'enter (bar_g)	T sortie (C°)	P sortie (bar_g)
EA-203	121.6	15.06	170.8	12.10
EA-205	170.8	12.10	212	11.90
BA-201	212	11.90	360	3.9

III.6.2. Choix du Type de Colonne Atmosphérique

Pour la simulation de l'unité de distillation atmosphérique sous HYSYS, une colonne de type « Absorber » équipée d'un rebouilleur (Reboiler) et d'un condenseur (Condenser) a été sélectionnée.

Le choix de cette configuration permet :

- D'assurer simultanément les opérations de vaporisation et de condensation ;
- D'améliorer le contact liquide-vapeur ;
- D'augmenter l'efficacité de séparation ;
- De stabiliser les profils de température et de pression.

Le rebouilleur placé à la base de la colonne fournit l'énergie nécessaire à la vaporisation partielle des fractions lourdes, tandis que le condenseur situé au sommet assure la condensation des vapeurs légères ainsi que la génération du reflux.

Cette configuration permet également d'améliorer la convergence de la simulation et de reproduire plus fidèlement le fonctionnement réel d'une colonne de topping.

III.6.3. Introduction du Brut dans la Colonne Atmosphérique

Après le chauffage final, le pétrole brut est introduit dans la colonne atmosphérique au niveau du plateau d'alimentation.

Dans cette simulation, la colonne comprend :

- 29 plateaux théoriques ;
- 26 plateaux dans la colonne principale ;
- Ainsi que 3 plateaux associés à la section de préflash.

À l'intérieur de la colonne :

- Les fractions légères montent vers la partie supérieure ;

- Les fractions lourdes descendent vers le bas ;
- Les échanges thermiques entre vapeur et liquide améliorent l'efficacité de séparation.

Cette configuration permet d'obtenir plusieurs coupes pétrolières répondant aux spécifications industrielles.

III.6.4. Utilisation de l'Outil Recycle dans HYSYS

Au cours de la simulation sous HYSYS, l'opération « Recycle » a été utilisée afin d'assurer la convergence des calculs et la stabilité du modèle thermodynamique.

L'utilisation du recycle dans cette étude ne représente pas un recycle réel dans l'unité industrielle, mais constitue une méthode numérique utilisée par HYSYS pour résoudre les systèmes complexes comportant plusieurs interactions matière-énergie.

Le recours à cette opération est principalement dû :

- Au nombre élevé de plateaux ;
- À la présence de la section de préflash ;
- Aux interactions thermiques internes ;
- Ainsi qu'aux multiples courants de séparation.

L'outil Recycle permet :

- De stabiliser les bilans matière et énergie ;
- D'assurer la continuité des flux internes ;
- D'améliorer la convergence de la simulation ;
- De réduire les erreurs de calcul.

Le simulateur effectue automatiquement plusieurs itérations jusqu'à l'obtention d'une convergence acceptable selon les critères définis.

III.6.5. Soutirage des Produits Latéraux

Au niveau intermédiaire de la colonne, plusieurs soutirages latéraux sont réalisés afin de récupérer les différentes coupes pétrolières.

Les principaux produits obtenus sont :

- Le gaz léger ;
- Le naphta léger ;
- Le naphta ;
- Le kérosène ;
- Le gasoil atmosphérique ;
- Le résidu atmosphérique.

Chaque produit est soutiré à une zone spécifique correspondant à son domaine de température d'ébullition.

III.6.6. Récupération du Résidu Atmosphérique

Dans la partie inférieure de la colonne, les hydrocarbures lourds non vaporisés sont récupérés sous forme de résidu atmosphérique.

Cette fraction lourde possède :

- Une température d'ébullition élevée ;
- Une viscosité importante ;
- Une faible volatilité.

Le résidu atmosphérique peut ensuite être envoyé vers : l'unité de FCC.

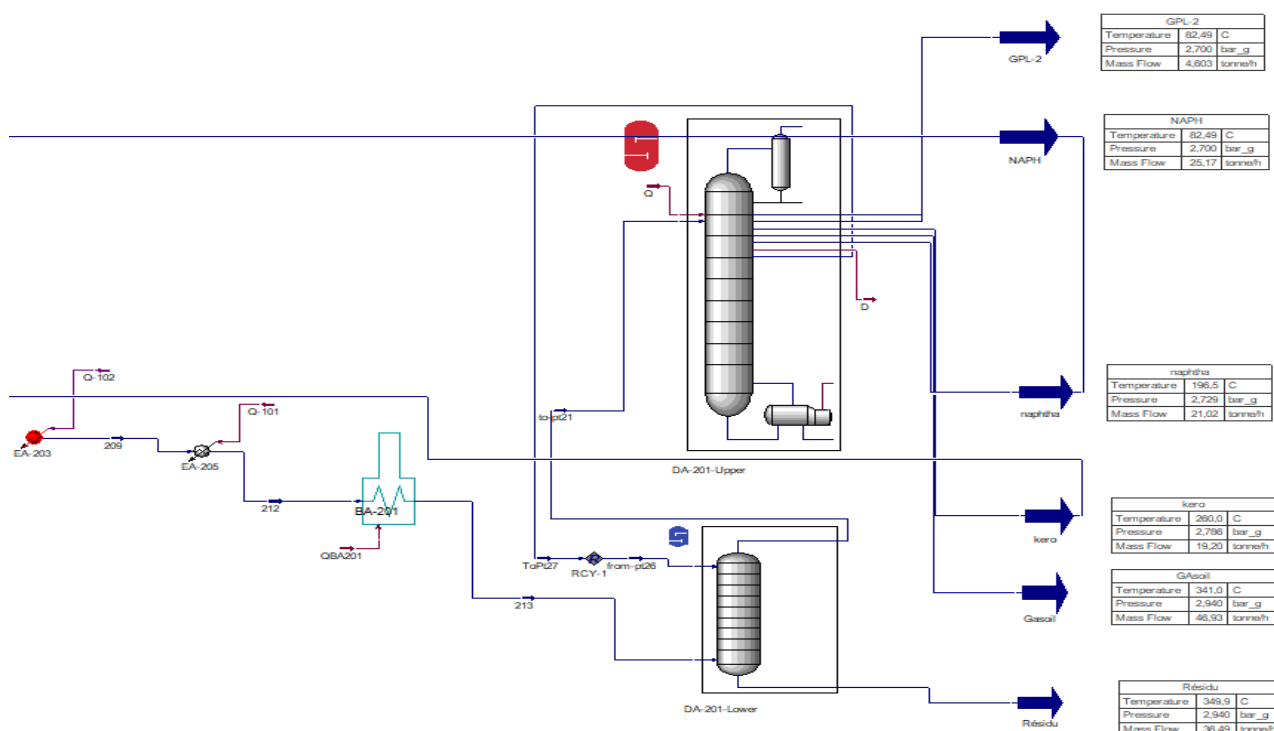


Figure III.5. Simulations d'unité de topping (Chauffage final et fractionnements dans colonne de distillation atmosphérique).

III.6.7. 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.

Tableaux III.4. Dimensions de la Colonne et nombre de plateaux.

Number du plateaux	26 stages
--------------------	-----------

Chapitre III : Simulation, caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique dans une unité FCC sous Aspen HYSYS

Hauteur [m]	9.1126
Débit d'entrer [TONNE/H]	180.9
Diamètre [m]	3.222

Tableaux III.5. Dimensions des déferents opération latérale (side opérations).

Strippers	Naphta stripper	Kero stripper	RCI (pomp around)
Number du plateaux	6	6	/
Sorite plateaux	6	12	15
Retour plateaux	5	11	13
Débit de sortie [TONNE/H]	21.02	19.20	83.16

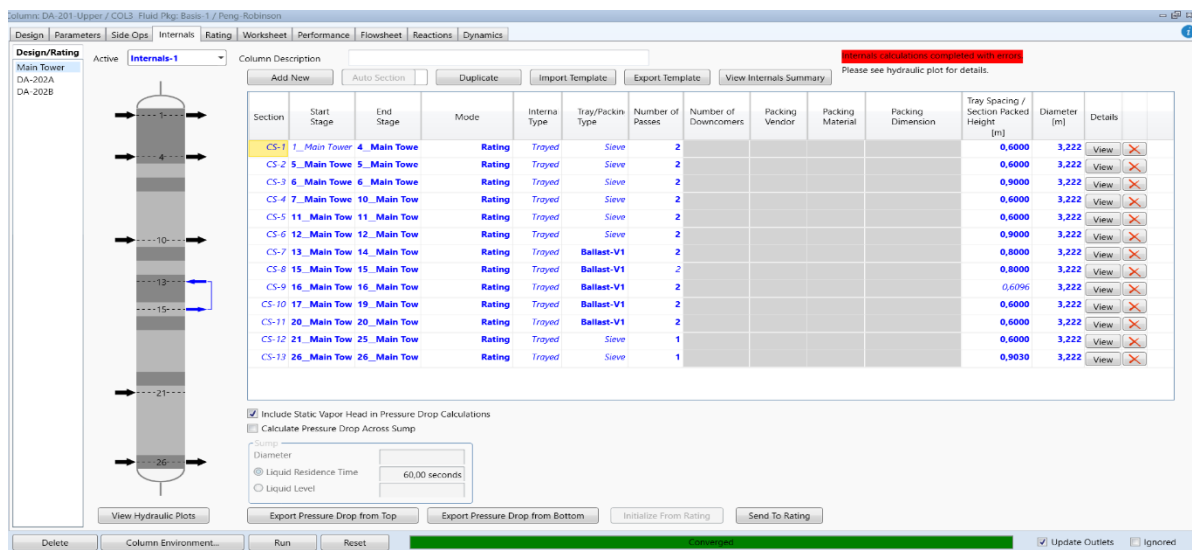


Figure III.6. Dimensions de la Colonne et des plateaux et sous types.

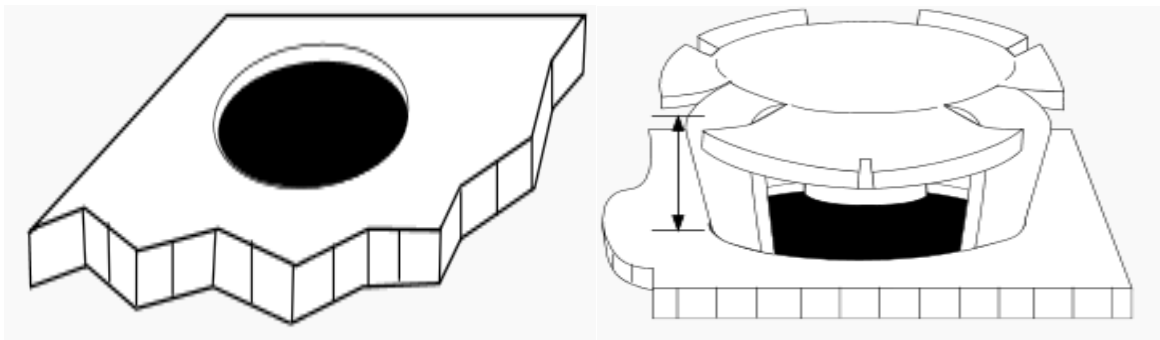


Figure III.7. Les deux types du plateaux (sieve, ballast-V1).

III.6.8. Les Conditions de Fonctionnement de la Colonne

Au cours de cette étape, les paramètres opératoires de la colonne sont réglés afin d'assurer un fonctionnement stable et des performances de séparation optimales. Ces ajustements concernent principalement les températures, les pressions ainsi que les débits des différents courants circulant dans la colonne. L'objectif est d'obtenir une séparation efficace du pétrole brut en plusieurs fractions pétrolières répondant aux spécifications souhaitées en termes de qualité et de rendement.

Tableaux III.6. Conditions de fractionnement de la colonne.

	Valeur spécifique
Débit du distillat [tonne/h]	25.17
Ratio de reflux	3.4
Débit recycler enter la colonne et ballon de pré-flash [tonne/h]	64
Débit du RCI (reflux circulant intermédiaire) [tonne/h]	83.16
Débit du stripper de naphta [tonne/h]	21.02
Ratio boil-up	0.53
Débit du stripper de kérosène [tonne/h]	19.20
Ratio boil-up	0.53
Température de four BA-202 (C°)	341
Débit de gasoil (sortie du fond de la colonne). [Tonne/h]	48

Chapitre III : Simulation, caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique dans une unité FCC sous Aspen HYSYS

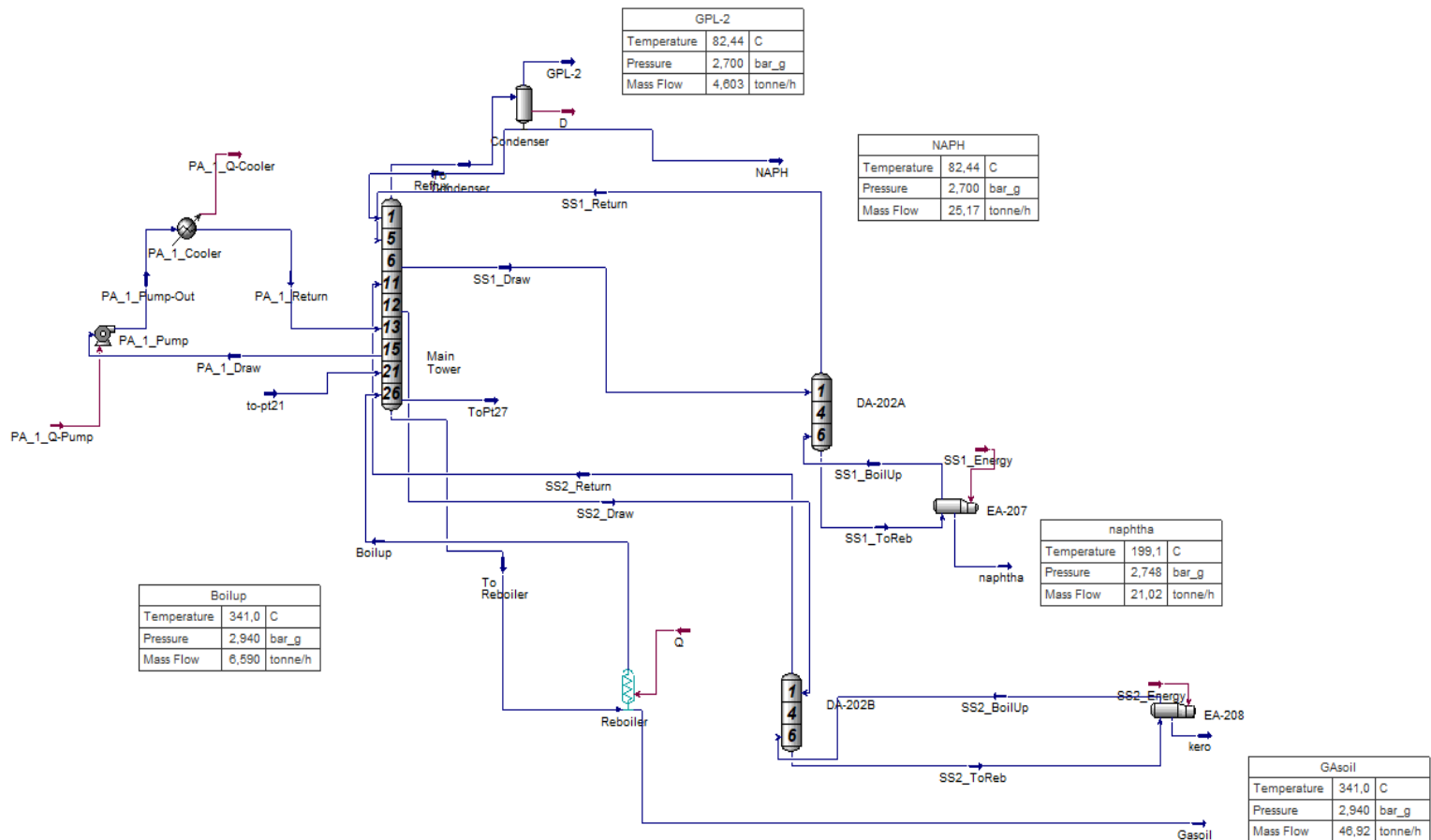


Figure III.8. Schéma de la colonne Atmosphérique et des Strippers dans HYSYS (Column enivrement).

III.6.9. Produits Obtenus dans la Colonne Atmosphérique

Les résultats obtenus sous Aspen HYSYS montrent une séparation progressive des différentes coupes pétrolières dans la colonne de distillation atmosphérique DA-201.

Chaque produit est soutiré à un niveau spécifique de la colonne selon son domaine de température d'ébullition et sa volatilité.

Les principaux produits obtenus sont :

- Les gaz légers
- Le naphta léger
- Le naphta
- Le kérosène
- Le gasoil atmosphérique
- Ainsi que le résidu atmosphérique

III.6.10. Conditions Opératoires des Produits à la Sortie

Les principales conditions opératoires des produits obtenus sont présentées dans le tableau suivant :

Tableaux III.7. Les conditions opératoires des produits de la colonne de distillation atmosphérique.

Produit	Température (°C)	Pression (bar_g)	Débit massique (t/h)
Les gaz légers	82,49	2,7	4,603
Naphta léger (gazoline)	82,49	2,7	25,17
Naphta	198,5	2,729	21,02
Kérosène	260	2,786	19,2
Gasoil	341	2,94	46,93
Résidu atmosphérique	349,9	2,94	36,49

III.6.11. Analyse des Propriétés du Résidu

Les résultats obtenus montrent que le résidu atmosphérique possède des caractéristiques typiques des fractions lourdes du pétrole brut.

La température élevée du résidu indique la présence dominante d'hydrocarbures à haut point d'ébullition qui ne peuvent pas être vaporisés dans les conditions opératoires de la distillation atmosphérique.

De plus, la lourdeur de cette fraction traduit une concentration importante en : hydrocarbures lourds.

Tableaux III.8. Les Tableaux du propities de résidu atmosphérique.

Property	Unit	Overall
Molecular Weight		285.6
Molar Density	kgmole/m ³	2.100
Mass Density	Kg/m ³	599.8
Act. Volume Flow	M ³ /h	60.84
Mass Enthalpy	KJ/kg	-1321
Mass Entropy	KJ/kg·C	3.931
Heat Capacity	KJ/kgmole·C	873.9
Mass Heat Capacity	KJ/kg·C	3.060
Mass Exergy	KJ/kg	275.6
Partial Pressure of CO2	bar_g	-1.013
Avg. Liq. Density	kgmole/m ³	3.003
Specific Heat	KJ/kgmole·C	873.9
Std. Gas Flow	STD_m ³ /h	3021
Std. Ideal Liq. Mass Density	g/cm ³	0.8577
Act. Liq. Flow	m ³ /s	1.690e-002

Chapitre III : Simulation, caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique dans une unité FCC sous Aspen HYSYS

Property	Unit	Overall
Partial Pressure of H2S	bar_g	-1.013
Cp/ (Cp - R)		1.010
Cp/Cv		1.010
Ideal Gas Cp/Cv		1.011
Ideal Gas Cp	KJ/kgmole·C	771.7
Mass Ideal Gas Cp	KJ/kg·C	2.702
Heat of Vap.	KJ/kgmole	1.119e+005
Kinematic Viscosity	cSt	0.2920
Liq. Mass Density (Std. Cond)	G/cm³	0.8581
Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	m³/h	42.52
Liquid Fraction		1.000
Molar Volume	m³/kgmole	0.4762
Mass Heat of Vap.	KJ/kg	391.8
Surface Tension	Dyne/cm	7.533
Thermal Conductivity	W/m·K	8.308e-002
Bubble Point Pressure	bar_g	2.940
Viscosity	cP	0.1751
Cv (Semi-Ideal)	KJ/kgmole·C	865.6
Mass Cv (Semi-Ideal)	KJ/kg·C	3.031
Cv	KJ/kgmole·C	865.6
Mass Cv	KJ/kg·C	3.031
Mass Cv (Ent. Method)	KJ/kg·C	---
Reid VP at 37.8 C	bar_g	-0.9831
True VP at 37.8 C	bar_g	-0.9656
Liq. Vol. Flow - Sum (Std. Cond)	m³/h	42.52
Viscosity Index		-24.36

III.6.12. Choix du Résidu Atmosphérique comme Charge de Craquage

Dans cette étude, le résidu atmosphérique obtenu à partir de l'unité de topping a été sélectionné comme charge principale pour l'unité de craquage.

Ce choix est motivé par :

- La forte disponibilité des fractions lourdes ;
- Leur faible volatilité ;
- Leur potentiel élevé de valorisation ;
- Ainsi que la possibilité d'augmenter la production des coupes légères à haute valeur commerciale.

Cette approche permet également :

- D'améliorer le rendement global de la raffinerie
- De réduire la production des résidus lourds
- Et d'optimiser la valorisation du pétrole brut traité

III.6.13. La compositions du cette résidu

Tableaux III.9. Le débit massique de la chaque composant dans le résidu.

Composants (Components)	Débit Massique (Mass Flow - kg/h)
Éthane	0.9875
Propane	1.7977
i-Butane	3.4312
n-Butane	25.2447
i-Pentane	0.6024
H2O	0.0863
36-40C*	5.7721
40-50C*	17.5299
50-60C*	22.8870
60-70C*	28.2287
70-80C*	34.1058
80-90C*	41.0845
90-100C*	48.7879
100-110C*	57.1673
110-120C*	66.1579
120-130C*	75.6821
130-140C*	85.6513
140-150C*	92.0914
150-160C*	98.3696
160-170C*	108.6662
170-180C*	120.1553
180-190C*	133.1941
190-200C*	148.2350
200-210C*	165.8514
210-220C*	186.7790
220-230C*	212.0037
230-240C*	259.4905
240-250C*	305.5949
250-260C*	355.7760
260-270C*	414.0214

Le débit massique de la chaque composant dans le résidu	
270-280C*	482.3109
280-290C*	563.2765
290-300C*	659.8361
300-310C*	198.8481
310-320C*	1423.3506
320-330C*	2044.7941
330-340C*	2635.7061
340-350C*	3154.2171
350-360C*	3595.7586
360-370C*	3861.1165
370-380C*	14751.3282
Total	36485.9758

Tableaux III.10. Chaîne carbonique des composants pure.

Composant	Formule	Chaîne carbonique
Hydrogène	H ₂	Ne contient pas de carbone
Azote	N ₂	Ne contient pas de carbone
CO	CO	Contient un seul carbone, donc pas vraiment une chaîne carbonique
Oxygène	O ₂	Ne contient pas de carbone
Méthane	CH ₄	C1
Éthylène	C ₂ H ₄	C2, avec une double liaison : CH ₂ =CH ₂
Éthane	C ₂ H ₆	C2, chaîne droite : CH ₃ -CH ₃
CO ₂	CO ₂	Contient un seul carbone, donc pas vraiment une chaîne carbonique
H ₂ S	H ₂ S	Ne contient pas de carbone
Propène	C ₃ H ₆	C3, avec une double liaison : CH ₂ =CH-CH ₃
Propane	C ₃ H ₈	C3, chaîne droite : CH ₃ -CH ₂ -CH ₃
i-Butane	C ₄ H ₁₀	C4 ramifiée, appelé aussi 2-méthylpropane
n-Butane	C ₄ H ₁₀	C4 droite : CH ₃ -CH ₂ -CH ₂ -CH ₃
i-Butène	C ₄ H ₈	C4 ramifiée avec double liaison
1-Butène	C ₄ H ₈	C4, double liaison au carbone 1
1,3-Butadiène	C ₄ H ₆	C4, avec deux doubles liaisons
Cis-2-Butène / trans-2-Butène	C ₄ H ₈	C4, double liaison au carbone 2

Chaîne carbonique des composants pure		
i-Pentane	C ₅ H ₁₂	C5 ramifiée, appelé aussi 2-méthylbutane
n-Pentane	C ₅ H ₁₂	C5 droite
1-Pentène / 2-Pentène	C ₅ H ₁₀	C5 avec double liaison
Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	C5 cyclique
Cyclopentène	C ₅ H ₈	C5 cyclique avec double liaison
H ₂ O	H ₂ O	Ne contient pas de carbone

Tableaux III.11. Chaîne carbonique des pseudo-composants.

Pseudo-composant	Chaîne carbonique approximative
36-40C°	Environ C5
40-50C°	C5–C6
50-60C°	Environ C6
60-70C°	Environ C6
70-80C°	C6–C7
80-90C°	Environ C7
90-100C°	Environ C7
100-110C°	C7–C8
110-120C°	Environ C8
120-130C°	Environ C8
130-140C°	C8–C9
140-150C°	Environ C9
150-160C	C9–C10
160-170C*	Environ C10
170-180C*	Environ C10
180-190C*	C10–C11
190-200C*	Environ C11
200-210C*	C11–C12
210-220C*	Environ C12
220-230C*	C12–C13
230-240C*	Environ C13
240-250C*	C13–C14
250-260C*	Environ C14
260-270C*	C14–C15
270-280C*	Environ C15
280-290C*	Environ C16
290-300C*	C16–C17
300-310C*	Environ C17

Chaîne carbonique des pseudo-composants	
310-320C*	Environ C18
320-330C*	C18–C19
330-340C*	Environ C19
340-350C*	Environ C20
350-360C*	C20–C21
360-370C*	C21–C22
370-380C*	C22–C23

III.7. Comparaison économique entre FCC (Craquage Catalytique Fluide) et Hydrocraquage (Craquage Hydrogéné) :

Tableaux III.12. Étude comparative technico-économique entre le FCC et l'Hydrocracking

Critère de comparaison	FCC (Craquage Catalytique Fluide)	Hydrocracking (Craquage Hydrogéné)	Avantage
Coût d'investissement (CAPEX)			
Coût de construction	150–250 millions \$ (unité de 30 000 kg/h)	400–700 millions \$ pour la même capacité	FCC moins cher de 60–70%
Pression opératoire	Faible (1–3 bar)	Très élevée (100–200 bar)	FCC moins complexe
Matériaux de construction	Acier carbone standard	Alliages spéciaux résistants à l'hydrogène (Cr-Mo)	FCC moins cher
Unité de production d'hydrogène	Non requise	Requise (50–100 millions \$ supplémentaires)	FCC économie importante
Systèmes de sécurité	Simples	Complexes (haute pression + H ₂ S)	FCC plus simple
Temps de réalisation	18–24 mois	36–48 mois	FCC plus rapide
Coût d'exploitation (OPEX)			
Consommation d'hydrogène	Nulle	500–1500 Nm ³ /tonne de charge	FCC plus économique
Consommation énergétique	Moyenne	Très élevée	FCC -40 à -50%
Catalyseurs	0.5–1.5 kg/tonne	0.1–0.3 kg/tonne (mais plus chers)	FCC globalement moins cher
Traitement des produits	Simple à modéré	Complexe (NH ₃ , H ₂ S, eaux)	FCC plus simple
Main-d'œuvre	15–25 opérateurs/poste	25–40 opérateurs/poste	FCC moins exigeant
Maintenance	Prévisible et régulière	Intensive et parfois imprévisible	FCC plus stable

Maintenance			
Coût annuel	2–4% du CAPEX	5–8% du CAPEX	FCC moins cher
Arrêts non planifiés	Rares (fiabilité 95–98%)	Plus fréquents	FCC plus fiable
Remplacement du catalyseur	Continu et peu coûteux	Tous les 3–5 ans (coût élevé)	FCC plus flexible
Corrosion des équipements	Faible	Élevée (fragilisation par H ₂)	FCC durée de vie plus longue
Flexibilité opérationnelle			
Changement de produits	Rapide (heures)	Lent (jours à semaines)	FCC supérieur
Type de charge	Très flexible (VGO, résidus, huiles lourdes)	Sensible (charge propre requise)	FCC plus tolérant
Arrêt / redémarrage	Rapide (24–48 h)	Lent et complexe (5–10 jours)	FCC plus facile
Production de gasoil	15–35%	40–75%	Hydrocracking meilleur
Environnement			
Émissions de CO ₂	Moyennes	Très élevées	FCC plus propre
Traitement des eaux	Simple	Complexe	FCC plus facile
Déchets dangereux	Catalyseur recyclable	Catalyseur toxique (métaux lourds)	FCC meilleur
Rentabilité			
Temps de retour sur investissement	2–4 ans	6–10 ans	FCC plus rapide
TRI (IRR)	20–35%	12–18%	FCC plus rentable
Risques financiers	Faibles	Élevés (prix de le H ₂)	FCC plus sûr

L'absence d'un excédent d'hydrogène ou d'un réseau de distribution de celui-ci rend l'exploitation d'une unité d'Hydrocraquage coûteuse, tout en augmentant la durée de réalisation du projet ainsi que les coûts d'exploitation.

Une unité FCC traitant 30 000 kg/h (~720 tonnes/jour) est plus compacte et présente des coûts de construction inférieurs de 40 à 60 % par rapport à une unité d'Hydrocracking équivalente. Cela se traduit par une période de retour sur investissement (Payback Period) plus courte et des risques financiers réduits

L'unité FCC se caractérise par une grande flexibilité permettant d'ajuster rapidement la production selon la demande du marché, tandis que l'unité d'Hydrocraquage est moins flexible et nécessite des ajustements opérationnels plus complexe.

III.8. Choix et étude de l'implantation de l'unité FCC au sein du complexe industriel



Figure III.9. L'emplacement proposé pour l'implantation de l'unité de craquage catalytique fluide (FCC)

La figure suivante présente l'emplacement proposé pour l'implantation de l'unité de craquage catalytique fluide (FCC) à l'intérieur du complexe industriel. La zone sélectionnée est représentée par la surface colorée en vert. D'après les mesures réalisées à l'aide de l'imagerie satellite, la superficie totale disponible pour l'installation de l'unité est estimée à 16 664,89 m², avec un périmètre d'environ 505,13 m. L'altitude moyenne du site est proche de 171,94 m, avec une variation faible comprise entre 170,82 m et 172,98 m, ce qui indique un terrain relativement plat et favorable à l'implantation des équipements industriels lourds. L'unité FCC proposée est destinée à la conversion des fractions pétrolières lourdes en produits plus légers à plus forte valeur ajoutée, notamment le naphta et le gasoil. Selon les résultats de simulation et de dimensionnement, l'unité présente une capacité de traitement d'environ 36,49 tonne/h. La surface retenue semble suffisante pour accueillir les principaux équipements du procédé, tels que le réacteur FCC, le régénérateur, la colonne de fractionnement, les échangeurs thermiques, les réseaux de tuyauterie, les systèmes de sécurité ainsi que les zones de circulation et de maintenance. Cette implantation permet également une bonne intégration avec les installations existantes du site, tout en laissant des possibilités d'extension future et en respectant les contraintes opérationnelles et sécuritaires de l'environnement industriel.

III.9. Simulation de la section FCC

Après avoir réalisé l'analyse physico-chimique et déterminé les propriétés du Résiduel Atmosphérique, cette charge a été utilisée comme alimentation principale pour la simulation de l'unité de craquage catalytique fluide (FCC) dans Aspen HYSYS. La caractérisation préalable

de la charge, notamment à travers les données TBP, les propriétés thermodynamiques et les fractions pseudo-composants, constitue une étape essentielle afin d'obtenir une représentation fidèle du comportement de la charge dans le procédé de conversion.

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

III.9.1. Le choix de Catalyseur

La composition et les caractéristiques du catalyseur utilisé dans la simulation sont essentielles pour comprendre son comportement et son efficacité dans le réacteur FCC. Dans cette étude, le catalyseur employé est de type Zéolite–Alumine, largement utilisé dans les unités de craquage catalytique fluide grâce à sa forte activité catalytique et à sa capacité à favoriser les réactions de craquage des hydrocarbures lourds.

Le tableau du catalyseur à l'équilibre (Equilibrium Catalyst) présente la concentration des métaux lourds accumulés à la surface du catalyseur après avoir atteint l'état d'équilibre, ainsi que les données relatives à l'inventaire du catalyseur, au taux de renouvellement en catalyseur frais et à l'activité du catalyseur à l'équilibre, reflétant ainsi l'état opérationnel du catalyseur et le degré d'impact des métaux contaminants.

Tableaux III.13. Les minéraux contaminants du catalyseur.

Vanadium [ppmwt]	409.9	Inventaire du catalyseur [kg]	400000
Nickel [ppmwt]	780.9	Débit de recharge [kg/h]	904.0
Sodium [ppmwt]	628.5	MAT d'équilibre [%]	70
Iron [ppmwt]	628.5		
Copper [ppmwt]	0.03716		

III.9.2. Point de départ : Bottom (résidu atmosphérique).

Le courant Bottom est la fraction lourde provenant d'une unité de séparation précédente. D'après le schéma, ses conditions sont environ : Température 349,9 °C et Pression 2,940 bar_g et Débit massique 36,49 tonne/h.

Ce courant est riche en hydrocarbures lourds, c'est-à-dire des composés ayant des chaînes carbonées longues. Il est donc envoyé vers l'unité FCC afin d'être converti en produits plus légers et plus valorisables

III.9.3. Parcours étape par étape

Après sa sortie, le courant Bottom entre dans :

P-100 — Pompe, il Ya 3

Son rôle est de :

- Augmenter ou maintenir la pression du courant

Pompe 1: 2.94 → 38.29 bar_g

Pompe 2: 38.29 → 73.64 bar_g

Pompe 3: 73.64 → 109 bar_g

- Assurer le transfert du Bottom vers l'échangeur de chaleur et l'unité suivante ;
- Ne pas modifier la composition chimique du courant ;
- Ne pas casser les molécules, mais seulement modifier les conditions hydrauliques du fluide.

À cette étape, la matière reste donc la même. Elle est seulement préparée pour circuler dans le procédé.

III.9.4. Échangeur de chaleur E-100

Après la pompe, le courant passe par :

E- 100 — Échangeur de chaleur

Son rôle est de :

- Régler la température de l'alimentation avant son entrée
- Dans l'unité FCC $356.4\text{ C}^{\circ} \rightarrow 510\text{ C}^{\circ}$
- Améliorer les conditions d'entrée de la charge dans l'unité de craquage.

À ce niveau, le courant est encore constitué principalement d'hydrocarbures lourds.

Après l'échangeur, le courant entre dans :

III.9.5. Manipulateur

Ce n'est pas un appareil réel comme une pompe ou un échangeur.

Dans Aspen HYSYS, le Manipulateur est un outil de calcul ou de contrôle.

Son rôle ici est probablement de :

- Préparer le courant afin qu'il devienne une alimentation adaptée pour l'unité FCC.

Donc, le Manipulateur est utilisé dans la simulation pour contrôler les propriétés de la charge.

Ce n'est pas un équipement physique installé dans l'usine.

III.9.6. FCC Feed

Après le Manipulateur, on obtient un courant :

C'est le courant qui entre dans l'unité de craquage catalytique.

Sa composition principale est constituée de :

- Hydrocarbures lourds
- Fractions lourdes
- Chaînes carbonées longues
- Molécules à point d'ébullition élevé

Ce courant ne peut pas être utilisé directement comme produit léger. Il doit donc être introduit dans l'unité FCC pour être craqué.

Ensuite, le courant entre dans :

III.9.6.1. FCC — Craquage catalytique

C'est l'unité principale du procédé.

Son rôle est de :

- Craquer les molécules lourdes en molécules plus légères ;
- Transformer le Bottom lourd en produits à plus grande valeur ;
- Produire des gaz légers, du GPL, du naphta, des fractions de type essence et des fractions plus lourdes.

À l'intérieur du FCC, il se produit un craquage catalytique, c'est-à-dire une rupture des liaisons C-C dans les longues chaînes carbonées.

III.9.6.2. Effluent sortant du FCC

Après la réaction dans le FCC, un courant appelé Effluent sort de l'unité.

Effluent

Ce courant est un mélange complexe qui contient :

- Des gaz légers.
- Des C3.
- Des C4.
- Des C5.
- Du naphta.
- Des fractions moyennes.
- Des fractions lourdes.
- Du H₂S.

Il ne peut donc pas être utilisé directement. Il doit d'abord être séparé dans une colonne de distillation.

III.9.6.3. Colonne de distillation T-101

L'effluent entre ensuite dans :

T-101 — Colonne de fractionnement.

Cette colonne sépare les produits selon leur température d'ébullition.

Le principe est le suivant :

- Les composés légers montent vers le haut de la colonne
- Les composés moyens sortent par des soutirages latéraux
- Les composés lourds descendent vers le bas de la colonne

À l'intérieur de T-101, on trouve généralement :

Caractéristiques

- Nombre de plateaux : 25 plateaux (stages théoriques).
- Débit d'alimentation (feed) : 44,23 tonne/h.
- Fonction : séparation des fractions légères, moyennes et lourdes issues du FCC

Stripper associé à la colonne.

La colonne T-101 possède un stripper latéral utilisé pour améliorer la qualité des produits moyens.

Nombre d'étages du stripper 3 ; Plateau entrée 4 ; Plateau sortie 5.

La colonne T-101 possède également un système de Reflux intermédiaire (pompe around) Plateau de sortie 18 Plateau de retour 18.

III.9.6.4. Produits sortant de T-101 :

III.9.6.4.1. Overhead Vapor

Depuis le haut de la colonne sort Ce courant contient les composés les plus légers :

- Fuel Gas.
- C3.
- C4.
- C5.
- H₂S.
- Hydrocarbures légers.

III.9.6.4.2. Light Naphta

Un autre courant sortant de la colonne Ses conditions dans le schéma sont environ :

Température 15,56 C° et Pression 1.034 bar et Débit molaire 15.72 tonne/h

Ce produit représente une fraction légère, généralement dans l'intervalle :

C5 à C7/C8 environ.

Il peut être utilisé comme :

- Composant de mélange pour l'essence.
- Charge pour une unité de traitement ultérieure.
- Produit naphta léger.

III.9.6.4.3. LCO

Un autre courant sortant de la colonne Ses conditions dans le schéma sont environ :

Température 227.8 C° et Pression 1.034 bar et Débit molaire 4,53 tonne/h

Ce courant représente probablement une fraction moyenne, comme :

- Light cycle oil.
- High cycle oil.

III.9.6.4.4. Bottoms

Depuis le bas de la Calonne sort :

Un autre courant sortant de la colonne Ses conditions dans le schéma sont environ :

Température 301 C° et Pression 1.034 bar et Débit molaire 8,12tonne/h.

III.9.6.5. Système de séparation des gaz : Splitters

Les gaz sortant du haut de la colonne passent ensuite par des splitters

III.9.6.5.1. Premier équipement : Splitter

Elle obtenu de produite :

- FG+Olefins :

Température 15,0 °C et Pression 1.034 bar et Débit molaire 13.86 tonne/h → LE Splitter.

- H₂S :

Température 15,0 °C et Pression 1.034 bar et Débit molaire 0.039 tonne/h.

III.9.6.5.2. Deuxième équipement : LE Splitter

LE Splitter — Light Ends Splitter, Son rôle est de séparer les composés très légers.

Tableaux III.14. Les produits obtenus à LE Splitter.

Produit	Température	Pression	Débit molaire
Mixed C3s (Propane propylène)	15,0 °C	1.034 bar	4,25 tonne/h

Chapitre III : Simulation, caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique dans une unité FCC sous Aspen HYSYS

Fuel Gas (H_2 , CH_4 , C_2H_6 , traces de CO , CO_2 , H_2S)	15,0 °C	1.034 bar	3,48 tonne/h
Mixed C4s (Butane isobutane Butène)	15,0 °C	1.034 bar	2.909 tonne/h
Mixed C5s (pentane isopentane Pentènes)	15,0 °C	1.034 bar	3.211 tonne/h

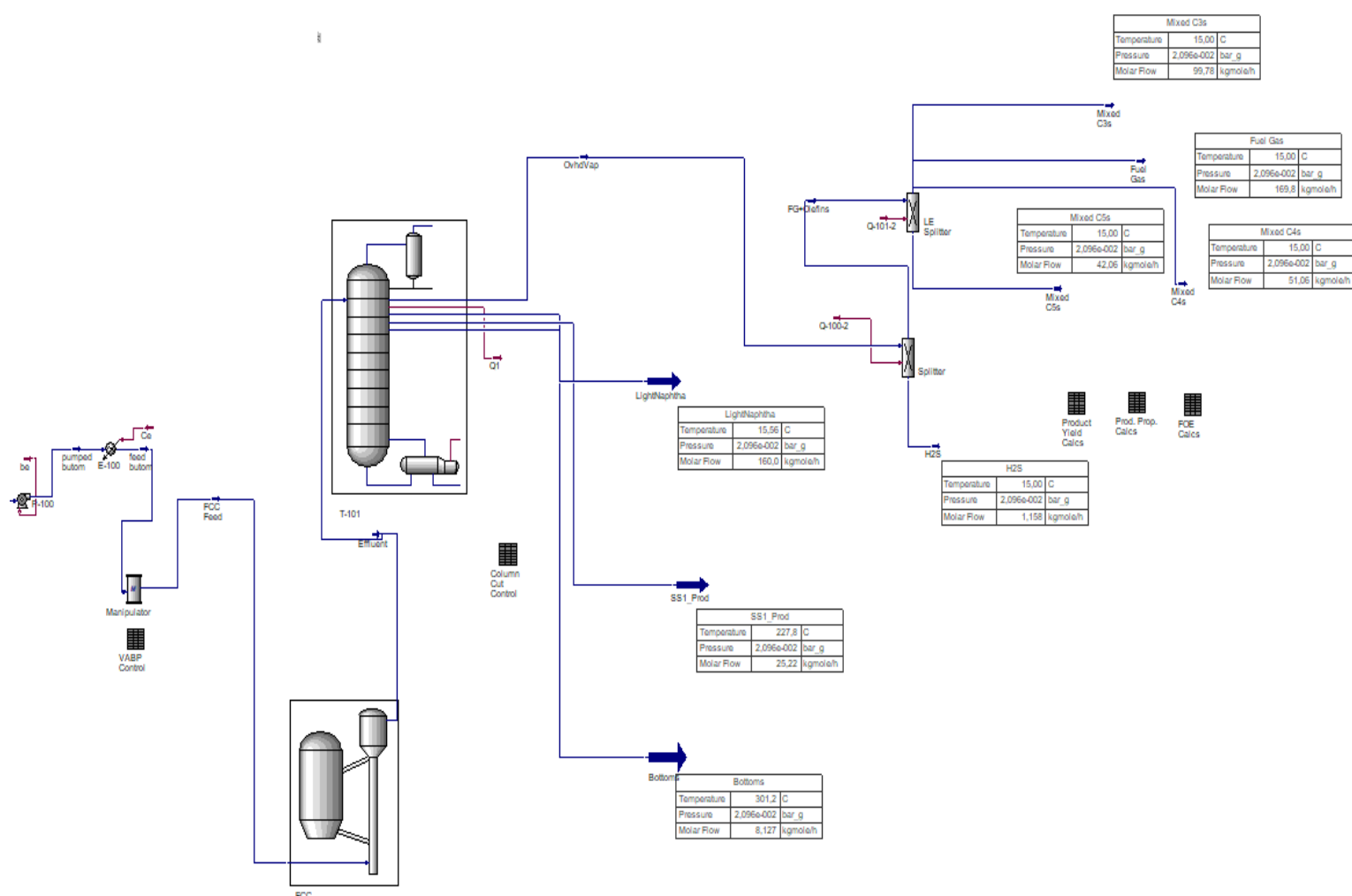


Figure III.10. Shema du process de craquage catalytique dans Aspen Hysys.

III.9.7. Intégration des Données du Réacteur, Régénérateur

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

Chapitre III : Simulation, caractérisation et valorisation du résidu atmosphérique dans une unité FCC sous Aspen HYSYS

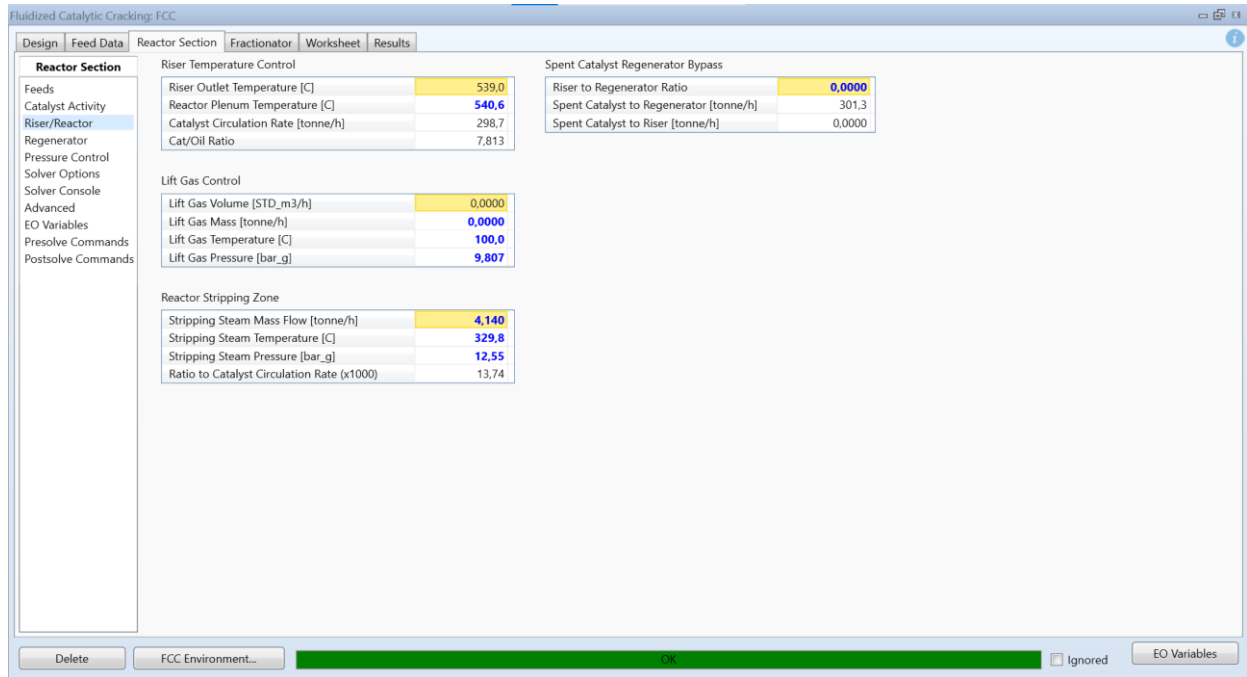


Figure III.11. Dimensions de Réacteur Régénérateur.

III.9.8. Configuration des opérations de la section réactionnelle

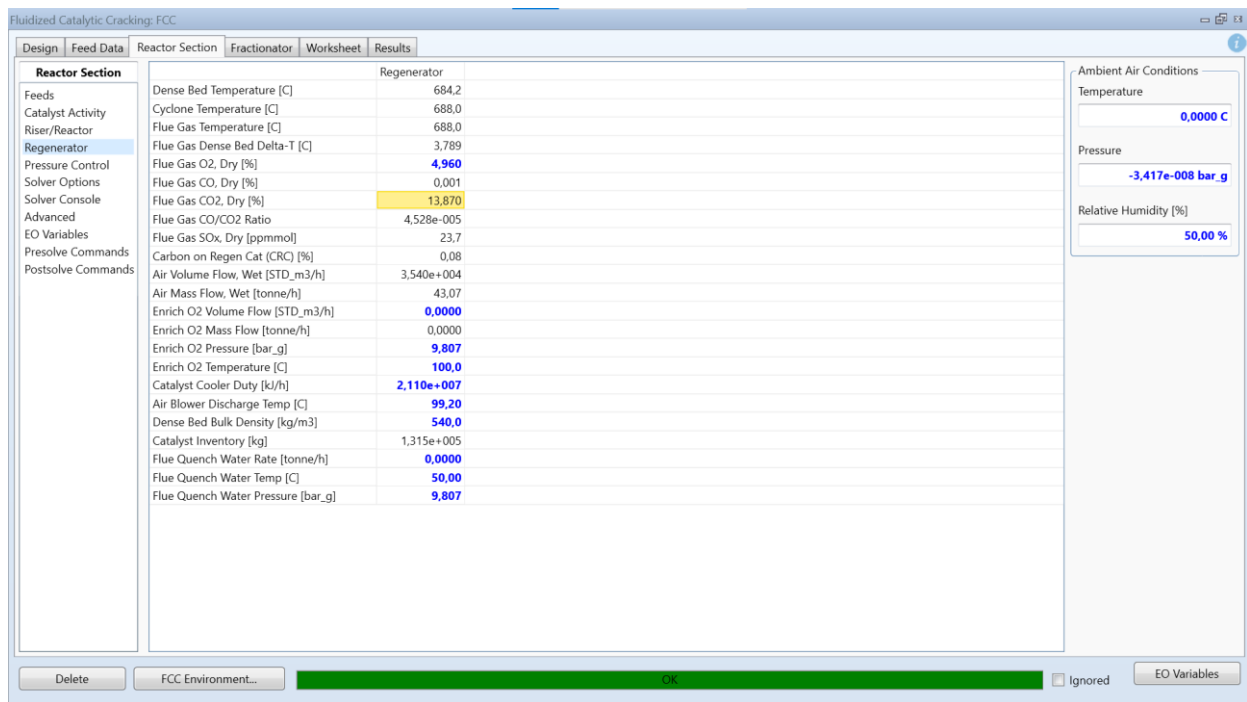


Figure III.12. Informations liées aux spécifications de régénérateur.

Le régénérateur de l'unité FCC fonctionne dans des conditions normales avec une température élevée permettant une bonne combustion du coke déposé sur le catalyseur. Les résultats montrent une combustion presque complète, confirmée par une faible teneur en CO et une forte production de CO₂. La valeur faible du CRC indique une bonne régénération du catalyseur et une récupération efficace de son activité catalytique. De plus, le débit d'air utilisé ainsi que les

températures de fonctionnement restent dans les limites industrielles habituelles, ce qui traduit un fonctionnement stable et performant de l'unité FCC.

III.10. Analyse économique et énergétique de la production de gazole en Algérie (RHM2) et impact du procédé FCC sur son optimisation

Le craquage catalytique en lit fluidisé (FCC) est considéré comme l'une des opérations de raffinage du pétrole les plus importantes, car il transforme les fractions lourdes en produits légers de grande valeur, en particulier le diesel. L'efficacité du procédé dépend fortement des conditions d'exploitation, notamment de la température qui influence la conversion ainsi que la qualité et la répartition des produits. Cette étude vise à analyser l'effet de la variation de la température sur le rendement et la qualité du diesel afin d'améliorer les conditions d'exploitation et d'augmenter la production tout en réduisant les produits indésirables

III.10.1. Consommation nationale du gasoil

205 000 barils/jour

$$\text{Consommation d'État} = \frac{\text{Population de l'État}}{\text{Population de l'Algérie}} \times 205000$$

Tableaux III.15. Consommation de carburant par Wilay

Wilaya	Consommation (barils/jour)
Alger	≈ 13 400
Sétif	≈ 6 800
Oran	≈ 7 200
Djelfa	≈ 5 600
Batna	≈ 5 100
Blida	≈ 4 600
Tizi Ouzou	≈ 5 000
M'sila	≈ 4 500
Chlef	≈ 4 600
Béjaïa	≈ 4 200
Constantine	≈ 4 300
Tlemcen	≈ 4 300
Annaba	≈ 2 900
Boumerdès	≈ 3 600
Tiaret	≈ 3 800

III.10.2. Production de gazole dans les raffineries algériennes

Nombre de raffineries principales : 6 raffineries

Tableaux III.16. Capacité des raffineries en Algérie (barils/jour)

Raffinerie	Capacité (barils/jour)
Skikda	355 000
Skikda (condensat)	122 000
Arzew	87 000
Alger	78 000
Hassi Messaoud	22 000
Adrar	13 000

Production totale

≈ 681 000 barils/jour (2024)

Production de distillats (essence + gazole...)

30,5 millions de tonnes/an

Gazole (gasoil)

Part des « distillats »

≈ 233 000 barils/jour

**III.10.3. Comparaison économique entre la vente du brut et le raffinage en gazole
(avec exemple pratique)**

Le prix du baril de pétrole brut varie entre 85 et 95 dollars, tandis que celui du gasoil atteint 90 à 110 dollars par baril, soit une différence de profit de 5 à 20 dollars en faveur du gasoil. En pratique, environ 30 à 40 % d'un baril de brut est transformé en gasoil, avec une moyenne de 35 % adoptée dans cette étude.

Sur le plan économique, la vente directe d'un baril de brut rapporte environ 90 dollars, alors que le raffinage permet d'obtenir des produits pétroliers d'une valeur totale comprise entre 95 et 105 dollars par baril, malgré des coûts de raffinage estimés entre 5 et 10 dollars par baril. Ainsi, le raffinage reste généralement plus rentable que la vente directe du brut.

Dans la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2), la production atteint environ 153000 kg/h, contre près de 36490kg/h de résidus lourds (slupp). Une partie du pétrole n'est donc pas

transformée en produits à forte valeur ajoutée et reste sous forme de résidus lourds à faible valeur économique.

III.10.4. Effet de température sur la coupe du LCO

Tableaux III.17. Résultats des essais d'optimisation des débits de soutirage
(Gasoil/Naphta) sur l'unité FCC

Essai	Température du riser FCC	Débit gasoil t/h	Débit naphta t/h	Observation
T1	530 °C	5,494	19,2	Gasoil faible, naphta élevée
T2	520 °C	5,788	20	Légère augmentation du gasoil
T3	510 °C	6,118	20	Gasoil augmente, mais naphta reste élevée
T4	500 °C	6,443	19,74	Amélioration du gasoil
T5	495 °C	6,599	19,56	Meilleur résultat avec changement du FCC seul
Changement de Température du condenser	495 °C avec 35 °C du condenser	7,074	15,43	Amélioration du gasoil
T7	490 °C avec 35 °C du condenser	7,214	15,32	Meilleur résultat avec changement du FCC et condenser

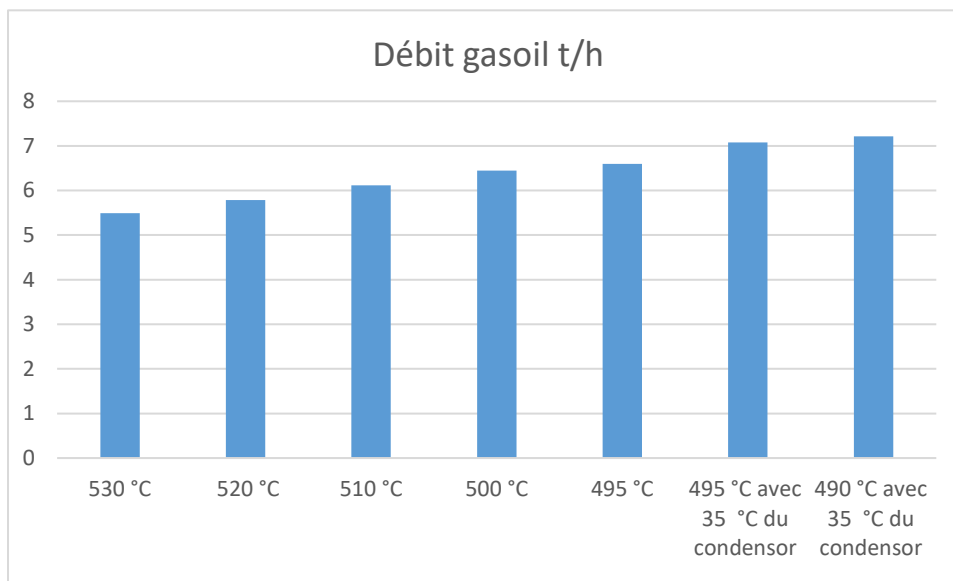


Figure III.13. Influence de la température sur le débit de gasoil (t/h)

Les résultats montrent que la diminution progressive de la température du riser FCC favorise l'augmentation du débit de gasoil. En effet, le débit passe de 5,494 t/h à 530 °C à 6,599 t/h à 495 °C. Une amélioration supplémentaire est obtenue après modification de la température du condenseur à 35 °C, permettant d'atteindre un débit maximal de 7,214 t/h à 490 °C, tout en réduisant le débit de naphta à 15,32 t/h. Ces résultats confirment que l'optimisation simultanée du FCC et du système de condensation améliore significativement la récupération du gasoil.

Tableaux III.18. Analyse de la composition et des chaînes carbonées par fraction

Intervalle de température	Fraction molaire	% molaire approx.	Chaîne carbonique approximative	Interprétation
130–140 °C	0,0001	0,01%	C8–C9	Trace légère
140–150 °C	0,0002	0,02%	C9	Trace légère
150–160 °C	0,0005	0,05%	C9–C10	Fin de naphta lourde
160–170 °C	0,0023	0,23%	C10	Naphta lourde / début kérosène
170–180 °C	0,0069	0,69%	C10–C11	Kérosène léger
180–190 °C	0,0258	2,58%	C11	Kérosène lourd / début gasoil
190–200 °C	0,0645	6,45%	C11–C12	Début coupe gasoil
200–210 °C	0,2276	22,76%	C12	Forte présence gasoil
210–220 °C	0,1135	11,35%	C12–C13	Gasoil léger
220–230 °C	0,0461	4,61%	C13	Gasoil léger
230–240 °C	0,0514	5,14%	C13–C14	Gasoil
240–250 °C	0,0582	5,82%	C14	Gasoil
250–260 °C	0,0561	5,61%	C14–C15	Gasoil
260–270 °C	0,0522	5,22%	C15	Gasoil moyen
270–280 °C	0,051	5,10%	C15–C16	Gasoil moyen
280–290 °C	0,0505	5,05%	C16	Gasoil moyen
290–300 °C	0,0462	4,62%	C16–C17	Gasoil moyen/lourd
300–310 °C	0,0478	4,78%	C17	Gasoil lourd
310–320 °C	0,0512	5,12%	C17–C18	Gasoil lourd
320–330 °C	0,0435	4,35%	C18–C19	Gasoil lourd
330–340 °C	0,0044	0,44%	C19–C20	Fin de gasoil lourd
340–350 °C	0	0,00%	C20 approx.	Absence
350 °C+	0	0,00%	C20+	Pas de résidu lourd visible

Le tableau de composition du courant LCO montre que le produit obtenu est principalement constitué de fractions comprises entre 190 °C et 330 °C, ce qui correspond à une coupe de type gasoil/distillat moyen. La fraction la plus importante est observée dans l'intervalle 200–210 °C,

avec une fraction molaire d'environ 22,76 %, correspondant approximativement à des hydrocarbures de type C12. Cette forte concentration confirme la prédominance des composés appartenant à la zone du gasoil léger. Les fractions comprises entre 230 °C et 320 °C présentent également des proportions importantes et relativement homogènes, indiquant la présence d'un gasoil moyen à lourd composé principalement de chaînes carboniques allant de C13 à C18. En revanche, les fractions légères inférieures à 170 °C sont présentes en très faible quantité, ce qui montre que le produit contient peu de naphta légère ou de gazoline. Par ailleurs, les fractions supérieures à 340 °C sont pratiquement absentes, ce qui indique une faible présence de résidus lourds et confirme une bonne efficacité du procédé FCC et du système de fractionnement dans la conversion des charges lourdes vers des distillats moyens valorisables.

Globalement, cette distribution de pseudo-composants montre que le courant LCO correspond essentiellement à une coupe gasoil légère à moyenne, riche en hydrocarbures de type C11 à C19, avec une quantité limitée de produits lourds et légers.

III.10.4.1. Propriétés principales du courant LCO

Tableaux III.19. Analyse finale.

Zone	Température	Chaîne approx.	Produit
Naphta lourde / kérosène	150–190 °C	C9–C11	Faible quantité
Gasoil léger	190–230 °C	C11–C13	Très important
Gasoil moyen	230–300 °C	C13–C17	Important
Gasoil lourd	300–340 °C	C17–C20	Présent mais plus faible
Résidu lourd	>350 °C	C20+	Quasi absent
Propriété	Valeur	Unité	Interprétation
Nom du courant	SS1_Prod	—	Courant produit étudier
Masse molaire moyenne	179,9	kg/kmol	Indique une coupe assez lourde, proche du gasoil
Densité molaire	3,936	kmol/m ³	Quantité de matière par volume
Débit volumique actuel	6,375	m ³ /h	Débit réel du courant dans les conditions opératoires
Débit volumique liquide standard	5,158	m ³ /h	Débit liquide ramené aux conditions standards
Fraction liquide	1	—	Le courant est totalement liquide
Analyse finale			
Densité massique	711,5	kg/m ³	Densité du produit liquide
Densité liquide standard	0,8794	g/cm ³	Valeur cohérente avec une coupe gasoil

Enthalpie massique	-1738	kJ/kg	Énergie thermique du courant
Entropie massique	2,293	kJ/kg·°C	Propriété thermodynamique du courant
Capacité calorifique massique, Cp	2,484	kJ/kg·°C	Quantité de chaleur nécessaire pour augmenter la température
Capacité calorifique molaire	446,8	kJ/kmol·°C	Cp exprimé sur base molaire
Rapport Cp/Cv	1,18	—	Rapport des chaleurs spécifiques
Volume molaire	0,2528	m³/kmol	Volume occupé par une kilomole
Viscosité dynamique	0,2413	CP	Résistance à l'écoulement du liquide
Viscosité cinématique	0,3391	cSt	Viscosité corrigée par la densité
Tension superficielle	14,57	Dyne/cm	Propriété importante pour l'écoulement et la séparation
Conductivité thermique	$9,579 \times 10^{-2}$	W/m·K	Capacité du liquide à transférer la chaleur
Watson K	11,13	—	Indice pétrolier indiquant la nature de la coupe
Pression de bulle	$2,090 \times 10^{-2}$	bar_g	Pression à laquelle le liquide commence à former des bulles
Energie massique	105,9	kJ/kg	Potentiel énergétique utilisable du courant

En complément des performances obtenues, l'étude préliminaire d'implantation a montré que la superficie disponible au sein du complexe RHM2, estimée à environ 16 664,89 m², est suffisante pour accueillir l'unité FCC ainsi que les infrastructures annexes nécessaires. Cette surface permet notamment l'installation de capacités de stockage adaptées aux principaux produits obtenus. À titre indicatif, un réservoir d'environ 3 000 m³ peut être prévu pour le stockage du Light Naphtha, tandis qu'un réservoir d'environ 1 500 m³ est suffisant pour le stockage du LCO produit. Des capacités supplémentaires peuvent également être dédiées aux produits lourds et aux gaz de pétrole liquéfiés (GPL), tout en respectant les exigences de sécurité, les distances réglementaires et les possibilités d'extension future. Ces éléments confirment la faisabilité industrielle du projet et son intégration potentielle au sein des installations existantes de la raffinerie.

Stockage des produits obtenus

- **Light Naphta :**
 - Type de réservoir : Réservoir cylindrique vertical à toit fixe (*Fixed Roof Tank*).

- Capacité proposée : 3 000 m³.
- Dimensions approximatives : diamètre $\approx$ 20 m et hauteur $\approx$ 10 m.
- Surface occupée au sol :

$$S = \frac{\pi D^2}{4}$$

Soit environ 314 m².

- **LCO (Light Cycle Oil) :**

- Type de réservoir : Réservoir cylindrique vertical à toit fixe (*Fixed Roof Tank*).
- Capacité proposée : 1 500 m³.
- Dimensions approximatives : diamètre $\approx$ 14 m et hauteur $\approx$ 10 m.
- Surface occupée au sol : environ 154 m².

- **Produits lourds (Bottoms) :**

- Type de réservoir : Réservoir cylindrique vertical à toit fixe.
- Capacité proposée : entre 1 000 et 1 500 m³.
- Surface occupée au sol : entre 110 et 180 m² selon les dimensions retenues.

- **GPL :**

- Type de réservoir : Réservoir horizontal sous pression (*Bullet Tank*).
- Nombre proposé : 2 réservoirs.
- Capacité : entre 100 et 200 m³ chacun.
- Surface totale occupée : environ 100 à 150 m².

- **Surface globale de stockage :**

- En tenant compte des distances de sécurité, des voies d'accès, des équipements auxiliaires et des systèmes de rétention, la zone de stockage nécessiterait environ 2 500 à 4 000 m².
- Cette superficie reste largement inférieure à la surface disponible du site proposée pour l'implantation de l'unité FCC (16 664,89 m²), ce qui confirme la faisabilité de l'intégration du projet au sein de la raffinerie RHM2.

En utilisant la formule de la surface de base d'un réservoir cylindrique vertical :

$$S = \frac{\pi D^2}{4}$$

Où D est le diamètre du réservoir. Quant au volume, il est calculé par

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \times H$$

Où H représente la hauteur utile du réservoir. Les dimensions retenues sont des valeurs préliminaires couramment utilisées dans l'industrie afin de vérifier la faisabilité de l'implantation.

Conclusion Générale

Dans un contexte marqué par l'augmentation continue de la demande nationale en carburants, notamment en gazole, et par la nécessité d'améliorer la valorisation des ressources pétrolières disponibles, ce travail a porté sur l'étude d'une solution permettant de transformer une fraction résiduelle faiblement valorisée en produits pétroliers à forte valeur ajoutée.

L'étude a été réalisée au niveau de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2), où une partie importante du résidu issu de l'unité de distillation atmosphérique est généralement dirigée vers le circuit de slop sans valorisation suffisante. Afin d'évaluer le potentiel de cette fraction, une première étape a consisté à reconstituer et simuler l'unité de topping sous Aspen HYSYS à partir des données expérimentales obtenues auprès de l'unité UTBS. Cette démarche a permis de déterminer la composition, les propriétés physico-chimiques ainsi que les caractéristiques thermodynamiques du résidu atmosphérique produit.

Les résultats obtenus ont montré que ce résidu est constitué majoritairement d'hydrocarbures lourds appartenant principalement aux gammes carbonées comprises entre C18 et C23, avec une masse molaire moyenne d'environ 285,6 kg/kmol et une densité standard proche de 0,858 g/cm³. Ces caractéristiques indiquent clairement qu'il s'agit d'une charge potentiellement valorisable par conversion catalytique.

Dans une seconde étape, une étude comparative entre les procédés FCC et Hydrocracking a été réalisée. Cette analyse a démontré que le procédé FCC représente la solution la plus adaptée au contexte étudié grâce à son coût d'investissement plus faible, sa flexibilité opérationnelle élevée, sa simplicité d'exploitation et l'absence de besoin en hydrogène, contrairement à l'hydrocraquage qui nécessite des infrastructures supplémentaires et des coûts d'exploitation plus importants.

Sur cette base, le résidu atmosphérique a été utilisé comme charge d'alimentation d'une unité FCC simulée sous Aspen HYSYS. La simulation a permis de reproduire les phénomènes de craquage catalytique et d'évaluer la conversion des hydrocarbures lourds vers des fractions plus légères telles que le naphta, les gaz légers et particulièrement le gasoil de type LCO (Light Cycle Oil).

Les résultats de simulation ont également permis de quantifier les performances de conversion du résidu atmosphérique au sein de l'unité FCC. En effet, à partir d'une charge d'alimentation d'environ 36,49 t/h de résidu atmosphérique, l'unité a produit près de 15,72 t/h de naphta léger

Conclusion Générale

(Light Naphtha) et 7,214 t/h de gasoil de type LCO après optimisation des conditions opératoires. Ces résultats correspondent respectivement à des rendements d'environ 43,1 % pour le naphta léger et 19,8 % pour le gasoil, soit un rendement global de l'ordre de 62,9 % en produits à forte valeur ajoutée. Ces performances démontrent clairement l'intérêt de la valorisation de cette fraction lourde, qui était auparavant dirigée vers le circuit de slop, et confirment la capacité du procédé FCC à transformer efficacement des résidus pétroliers en carburants commercialisables.

Par ailleurs, une étude d'optimisation des paramètres opératoires a été menée afin d'améliorer la production de gasoil. Les simulations ont montré que la réduction progressive de la température du riser FCC, associée à l'ajustement de la température du condenseur, permet d'augmenter significativement le rendement en gasoil. Le débit de cette coupe est ainsi passé de 5,494 t/h à 7,214 t/h, soit une augmentation d'environ 31 %, tandis que la production de naphta a diminué, traduisant une orientation plus favorable de la conversion vers les distillats moyens.

L'analyse de la coupe LCO obtenue a montré qu'elle est principalement constituée d'hydrocarbures compris entre C11 et C19, correspondant à une coupe de type gasoil léger à moyen. Les propriétés calculées, notamment la densité, la masse molaire et la distribution des pseudo-composants, indiquent que le produit obtenu présente des caractéristiques compatibles avec les spécifications des distillats moyens recherchés dans l'industrie du raffinage.

Au-delà des performances techniques, les résultats mettent en évidence un intérêt économique important. La valorisation du résidu atmosphérique permet de réduire les quantités dirigées vers le slop, d'augmenter la production de carburants commercialisables et d'améliorer la rentabilité globale de la raffinerie. Une telle approche contribue également à réduire la dépendance aux importations de gasoil et à mieux répondre aux besoins croissants du marché national.

En conclusion, cette étude démontre que l'intégration du résidu atmosphérique de la raffinerie RHM2 dans une unité de craquage catalytique fluide constitue une solution techniquement réalisable, économiquement pertinente et industriellement prometteuse. Les résultats obtenus confirment que cette fraction, actuellement peu valorisée, représente une source potentielle importante de production supplémentaire de gasoil et de naphta. Cette démarche ouvre ainsi des perspectives intéressantes pour l'amélioration des performances des raffineries algériennes, l'optimisation de l'exploitation des ressources pétrolières nationales et le renforcement de la

Conclusion Générale

sécurité énergétique du pays à travers une meilleure couverture de la demande croissante en carburants.

Références Bibliographiques

- [01]. Sonatrach division de production HMD 2007 présentation de raffinerie de RHMD2 et Documentation interne de la SONATRACH.
- [02]. Mémoire L'étude De 'Augmentation de la production de Gasoil-RHM2/HMD' Université kasdi Merbah Ouargla Faculté des sciences appliquées Département de génie des procédés, Année universitaire :2021/2022.
- [03]. Polycopié de cours en : procédés Industriels De Chimie Organique, Réalisée par : 'Dr. SATOUH SOBHI Chafia'.
- [04]. R. A. Meyers, Ed., Handbook of Petroleum Refining Processes, 3rd ed., McGraw-Hill, 2004.
- [05]. S. Akrou, Cours IAP Initiation la Simulation des Procèdes.
- [06]. Mémoire L'étude De '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' Université M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES, Année Universitaire :2023/2024.
- [07]. RA1D, 'Manuel opératoire.'
- [08]. J. H. Gary, G. E. Handwerk, and M. J. Kaiser, Petroleum Refining: Technology and Economics, 5th ed., CRC Press, 2007.
- [09]. P. Leprince, Procédés de Transformation, Paris, France : Technip, 1998.
- [10]. IFP, 'Procèdes et unité de raffinage : Craquage Catalytique.'
- [11]. R. A. Meyers, Ed., Handbook of Petroleum Refining Processes, 3rd ed., McGraw-Hill, 2004.
- [12]. S. A. Ali and T. A. Saleh, Fluid Catalytic Cracking, Springer, 2018.

List des Annex

Annex.01 :



TELECOPIE DE RESULTATS

I. Principales Caractéristiques du Pétrole :

Tableau I.1 : Caractéristiques physico-chimiques pétrole traité au niveau de l'unité UTBS

Caractéristiques	Méthodes	Unité	Résultats
Masse volumique à 20°C	ASTM D5002	g/cm ³	0,7929
Masse volumique à 15°C	ASTM D1250- Tables 53A	g/cm ³	0,7968
Specific Gravity 60/60°F			0,7976
°API			45,9
Tension de vapeur Reid, (TVR) à 37.8°C (100 °F)	ASTM D323	KPa mm Hg	59,0 442
Point d'éclair, Vase fermé	ASTM D56	psi °C	8,55 <-8,1
Point de congélation	ASTM D 5853	°C	-36
Point d'écoulement	ASTM D 5853	°C	-33
Viscosité cinématique à 20 °C	ASTM D445	cSt	2,339
Viscosité cinématique à 37.8 °C	ASTM D445	cSt	1,669
*Teneur en soufre par Ray X	ASTM D4294	% Pds ppm	0,0922 -
Pouvoir Calorifique Supérieur	ASTM D240	Kcal/ Kg	10 783,6
Pouvoir Calorifique Inferieur	Calcul	Kcal/ Kg	10 032,1
Poids moléculaires	Abaque	g/mole	168
KUOP	UOP 375	-	12,1
Teneur en eau et sédiments (BSW)	ASTM D96	% Vol	TND
Teneur en eau par extraction	ASTM D95	% Vol	Nulle
Teneur en sels	ASTM D6470	ppm	< 5
TAN	ASTM D664	mg KOH/g	0,02
Teneur en asphaltènes	ASTM D6560	% Pds	(a)
Teneur en Résidu de Carbone	ASTM D4530	% Pds	0,76
- Méthode micro -			
Teneur en Mercure	UOP 938	ppb	12,280
Teneur en Paraffines	UOP46-64	% Pds	0,5

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

Anne.02 :



TELECOPIE DE RESULTATS

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

Tableau II.1 : Composition de la coupe C5- issue de la distillation TBP du pétrole traité au niveau de l'unité UTBS

Constituants	% Massique	% Volumique
Éthane	0,0	0,0
Propane	0,3	0,5
Iso- Butane	0,5	0,7
n-Butane	2,6	3,6
iso Pentane	0,1	0,1
n- Pentane	0,0	0,0
Total	3,5	4,9

Annex.03 :



TELECOPIE DE RESULTATS

Tableau II. 2 : Résultats de la distillation TBP du pétrole traité au niveau de l'unité UTBS

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm³	% Volume	% Volumés cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
Légers	<12,5	3,5	3,5	-	0,5691	4,9	4,9	-	-
C ₅	12,5 - 65	8,0	11,5	0,6495	0,6544	9,6	14,5	-	-
1	65 - 70	0,3	11,8	0,6870	0,6917	0,4	14,9	1,3892	12,27
2	70 - 75	0,9	12,7	0,6949	0,6996	1,0	15,9	1,3911	12,19
3	75 - 80	0,6	13,3	0,6973	0,7020	0,6	16,5	1,3931	12,21
4	80 - 85	1,1	14,4	0,7004	0,7051	1,2	17,7	1,3944	12,21
5	85 - 90	1,6	16,0	0,7066	0,7113	1,7	19,4	1,3976	12,16
6	90 - 95	2,0	18,0	0,7149	0,7195	2,1	21,5	1,4013	12,08
7	95 - 100	1,2	19,2	0,7174	0,7220	1,3	22,8	1,4032	12,09
8	100 - 105	1,2	20,4	0,7199	0,7245	1,3	24,1	1,4039	12,10
9	105 - 110	0,5	20,9	0,7244	0,7290	0,6	24,7	1,4070	12,08
10	110 - 115	1,0	21,9	0,7288	0,7334	1,1	25,8	1,4086	12,06
11	115 - 120	2,1	24,0	0,7313	0,7359	2,2	28,0	1,4103	12,07
12	120 - 125	1,7	25,7	0,7377	0,7423	1,8	29,8	1,4142	12,02
13	125 - 130	1,5	27,2	0,7443	0,7488	1,6	31,4	1,4176	11,96
14	130 - 135	1,4	28,6	0,7480	0,7525	1,5	32,9	1,4195	11,95
15	135 - 140	1,3	29,9	0,7502	0,7547	1,3	34,2	1,4206	11,97
16	140 - 145	1,3	31,2	0,7534	0,7579	1,4	35,6	1,4223	11,97
17	145 - 150	1,3	32,5	0,7585	0,7630	1,4	37,0	1,4252	11,93
18	150 - 155	1,4	33,9	0,7645	0,7690	1,4	38,4	1,4287	11,89
19	155 - 160	1,5	35,4	0,7687	0,7731	1,5	39,9	1,4312	11,87
20	160 - 165	1,7	37,1	0,7723	0,7765	1,7	41,6	1,4334	11,86
21	165 - 170	1,5	38,6	0,7756	0,7797	1,5	43,1	1,4358	11,86
22	170 - 175	1,4	40,0	0,7790	0,7830	1,4	44,5	1,4372	11,86
23	175 - 180	1,2	41,2	0,7822	0,7860	1,2	45,7	1,4384	11,85
24	180 - 185	1,4	42,6	0,7849	0,7887	1,4	47,1	1,4399	11,86
25	185 - 190	1,2	43,8	0,7882	0,7920	1,2	48,3	1,4417	11,85
26	190 - 195	1,2	45,0	0,7915	0,7953	1,2	49,5	1,4435	11,84
27	195 - 200	1,0	46,0	0,7939	0,7976	1,0	50,5	1,4447	11,85
28	200 - 205	1,3	47,3	0,7953	0,7990	1,3	51,8	1,4452	11,87
29	205 - 210	1,1	48,4	0,7971	0,8008	1,1	52,9	1,4461	11,89
30	210 - 215	1,3	49,7	0,8001	0,8038	1,3	54,2	1,4477	11,88
31	215 - 220	0,9	50,6	0,8042	0,8079	0,9	55,1	1,4518	11,16
32									

TELECOPIE DE RESULTATS

Tableau II.2: Résultats de la distillation TBP du mélange du pétrole traité au niveau de l'unité UTBS (suite)

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
33	220 - 230	1,1	51,7	0,8104	0,8141	1,0	56,1	1,4535	11,12
34	230 - 240	2,0	53,7	0,8123	0,8160	2,0	58,1	1,4544	11,12
35	240 - 250	2,5	56,2	0,8197	0,8233	2,4	60,5	1,4595	11,13
36	250 - 260	2,3	58,5	0,8256	0,8292	2,2	62,7	1,4628	11,19
37	260 - 270	2,2	60,7	0,8312	0,8348	2,1	64,8	1,4663	11,25
38	270 - 280	2,0	62,7	0,8365	0,8401	1,9	66,7	1,4694	11,84
39	280 - 290	1,9	64,6	0,8390	0,8425	1,8	68,5	1,4706	11,88
40	290 - 300	1,9	66,5	0,8409	0,8444	1,8	70,3	1,4711	11,92
41	300 - 310	2,0	68,5	0,8456	0,8491	1,9	72,2	1,4737	11,92
42	310 - 320	1,4	69,9	0,8503	0,8538	1,3	73,5	1,4758	11,93
43	320 - 330	1,8	71,7	0,8555	0,8590	1,7	75,2	1,4789	11,92
44	330 - 340	1,8	73,5	0,8627	0,8662	1,6	76,8	1,4834	11,89
45	340 - 350	1,6	75,1	0,8688	0,8723	1,5	78,3	1,4873	11,87
46	350 - 360	1,0	76,1	0,8735	0,8770	0,9	79,2	1,4903	11,87
47	360 - 370	1,4	77,5	0,8744	0,8779	1,3	80,5	1,4906	11,92
48	370 - 380	1,7	79,2	0,8753	0,8788	1,6	82,1	1,4909	11,97
Résidu	380+	20,8	100,0	-	0,9284	17,9	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 12,5 °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 0,8901 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.

Annex.04 :

sonatrach EXPLORATION-PRODUCTION
DIVISION PRODUCTION
DIRECTION REGIONALE
HASSI MESSAOUD
DIRECTION EXPLOITATION
SERVICE CONTROLE

Date: 11/04/2026
Signature: [Signature]
Poste: [Signature]

Echantillon	Origine	Densité D15/4	TVR (Kg/cm2)	Couleur	Point Eclair (°C)	DISTILLATION ASTM °C																
						PI	5 %	10 %	20 %	30 %	50 %	65 %	70 %	80 %	85 %	90 %	95 %	PF %				
Réformât	Réforming																					
Gasoline	Topping	0.6807	0.600												X							
Naphta	Topping	0.7462	X																			
Kérosène	Topping	0.7871	X	30	46	156	165	169	173	177	183				X	140	151		X	162	170	185
Mélange	Topping	0.8414	X	1.0	7.1	184	205	224	238	250	272	294	304	325	335	351	371	387				

Echantillon	Origine	Densité D15/4	NaCl (mg/l)	PH	TVR (Kg/cm2)	Cl ⁻ (mg/l)	D schilling	PM g/mol	H ₂ %	H ₂ O ppm
BRUT/E	Topping	0.7991	24	X	0.660					
BRUT/S	Topping	0.7987	14	X			X	X	X	X
RESIDU	Topping	0.9026		X			X	X	X	X
H2O	FA201						X	X	X	X
H2O	FA205			5.23			X	X	X	X
Gaz de recyclage	Réforming	X	X	6.85	X	X	X	X	X	X

Observations:

LABORANTINS

Nom & Prénom	Visa
MOUKHEKHAL	[Signature]
CHEMADIS	[Signature]
KALALIE	[Signature]

sonatrach

CHARGES :

UNITE	D45
TOPPING	
PHOTOMETREMENT	
REFORMING	

EA 211

DA 202 A

Gaz vers C18
Torchon

