

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITÉ de BLIDA 1

Faculté de Technologie

Département de Génie des Procédés



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Spécialité : Génie chimique

Intitulé du mémoire

**Importance de l'unité de craquage catalytique des coupes
pétrolières lourdes issues de la distillation atmosphérique
de la raffinerie d'Alger**

Présenté par :

✓ **Fettal Chaïmaâ.**

✓ **Bouzira Meriem.**

Encadré par :

Pr. Rachid Issaadi.

Année universitaire 2019/2020

Remerciements

Au terme de ce travail, On tient à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné le courage, la volonté et la patience pour achever ce travail.

On remercie nos parents d'être si patients, si généreux et tellement merveilleux, ils ont toujours été une source de motivation d'encouragements et de beaucoup de bonheur.

*Nous tenons, à exprimer notre profonde gratitude à Mr **Rachid Issaadi**, professeur de génie chimique département de génie des procédés universités de Blida qui a accepté de nous encadrer et qui n'a ménagé ni son temps, ni ses efforts dans son soutien sans faille tout au long de ce projet.*

C'est avec une grande reconnaissance que nous adressons nos sincères remerciements aux professeurs et assistants qui ont contribué de près ou de loin à notre formation durant notre cursus universitaire.

Finalement, nous remercions toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la concrétisation de ce mémoire.



Dédicaces

A mon très cher père Madjid

Pour m'avoir soutenu moralement et matériellement jusqu'à ce jour, pour son amour, Et ses encouragements. Que ce travail, soit pour vous, un faible témoignage de ma Profonde affection et tendresse. Qu'ALLAH le tout puissant te préserve, t'accorde Santé, bonheur et te protège de tout mal.

A ma très chère mère Safia

Autant de phrases aussi expressives soient-elles ne sauraient montrer le degré d'amour et d'affection que j'éprouve pour toi. Tu m'as comblé avec ta tendresse et affection tout au long de mon parcours. Tu n'as cessé de me soutenir et de m'encourager durant toutes les années de mes études. Qu'ALLAH te protège et te donne la santé, le bonheur et longue vie.

A mes frères M'hamed et Fath al-Din, et à mes sœurs Iman et Zaineb, je leur souhaite succès et bonheur.

A toute la famille Bouzira.

Surtout pour moi à mon binôme Chaïmaâ, la sœur qui m'a toujours soutenu

A mes très chers amis : Fatiha, Fatima, Meriem, Imen, Zahra

A tous mes amis sans exception

Tous les autres collègues de ma promotion chacun par son nom.

A tous qui m'ont apporté du soutien toute ma vie.

A tous mes enseignants.

Meriem





Dédicaces

*A mon très cher père **Rédah***

Pour m'avoir soutenu moralement et matériellement jusqu'à ce jour, pour son amour, Et ses encouragements. Que ce travail, soit pour vous, un faible témoignage de ma Profonde affection et tendresse. Qu'ALLAH le tout puissant te préserve, t'accorde Santé, bonheur et te protège de tout mal.

*A ma très chère mère **Mahdia***

Autant de phrases aussi expressives soient-elles ne sauraient montrer le degré d'amour et d'affection que j'éprouve pour toi. Tu m'as comblé avec ta tendresse et affection tout au long de mon parcours. Tu n'as cessé de me soutenir et de m'encourager durant toutes les années de mes études. Qu'ALLAH te protège et te donne la santé, le bonheur et longue vie.

À mes sœurs Sarah et Radia, je leur souhaite succès et bonheur.

A toute la famille maternelle.

Surtout pour moi à mon binôme Meriem, la sœur qui m'a toujours soutenu

A mes très chers amis : Fatiha, Fatima, Hadjer.

A tous mes amis sans exception

Tous les autres collègues de ma promotion chacun par son nom.

A tous qui m'ont apporté du soutien toute ma vie.

A tous mes enseignants.

Chaïmaâ



Résumé :

Dans le cadre de sa modernisation, la raffinerie d'Alger a fait l'objet d'une adaptation de ses installations pour la production des carburants aux spécifications internationales avec une extension de ses capacités de production de l'ordre de 35%. Dans une première partie de ce travail une étude et une analyse comparative sont réalisées entre les deux schémas de production de la raffinerie avant et après extension. Dans une deuxième partie, une étude bibliographique sur le craquage catalytique et thermique des molécules et résidus lourds d'hydrocarbures est entreprise avec objectif de mieux comprendre les procédés utilisés pour augmenter la production en coupes légères (essences). Un aperçu bibliographique relatif à la production de biocarburants par craquage d'huiles végétales est également donné.

Mots clés : capacité de production, craquage catalytique et thermique, résidu lourd, coupes légères, biocarburant.

Abstract:

As part of its modernization, the Algiers refinery was subject to an adaptation of its facilities for the production of international specifications fuels with an extension of its production capacities of around 35%. In the first part of this work, a study and a comparative analysis are carried out between the two production flow sheets of the refinery before and after extension. In a second part, a bibliographic study on the catalytic and thermal cracking of molecules and heavy hydrocarbon residues is undertaken with the aim of better understanding the processes used to increase the production of light cuts (gasolines). A bibliographical overview relating to the production of biofuels by cracking vegetable oils is also given.

Keywords: production capacity, catalytic and thermal cracking, heavy residue, light cuts, biofuel.

تلخيص:

كجزء من عملية التحديث، كانت مصفاة الجزائر خاضعة لتكييف منشأتها لإنتاج أنواع الوقود ذات المواصفات الدولية مع تمديد قدراتها الإنتاجية بنحو 53 بالمائة. في الجزء الأول من هذا العمل تجرى دراسة تحليلية ومقارنة بين تدفق الإنتاج في المصفاة قبل وبعد تحديثها. في الجزء الثاني تجرى دراسة ببلوغرافية عن التكسير التحفيزي والحراري للجزيئات وباقي الهيدروكربون الثقيل بهدف تحسين فهم الآليات المستخدمة لزيادة إنتاج الهيدروكربون الخفيف (البنزين). كما قدمت نظرة ببلوغرافية أخرى تتعلق بإنتاج الوقود الحيوي عن طريق تكسير الزيوت النباتية.

الكلمات المفتاحية: قدرة الإنتاج، التكسير التحفيزي والحراري، باقي الهيدروكربون الثقيل، الهيدروكربون الخفيف، الوقود الحيوي.

Sommaire

Liste des Figures

Liste des Tableaux

Abréviations

Introduction générale 1

Chapitre I : Généralités sur le pétrole.

I.1. Introduction 3
I.2. Le pétrole brut 3
I.3. Composition et classification du pétrole brut 4
I.4. Les procédés de séparation du pétrole brut 5

Chapitre II : La Raffinerie d'Alger.

II.1. Unités composant la raffinerie d'Alger 7
II.2. Description du procédé de la distillation atmosphérique (Unité 100) 8
II.2.1. La section de charge en brut et train de préchauffage I 9
II.2.2. La section de dessalage 9
II.2.3. La section de flash 9
II.2.4. La section de préchauffe 9
II.2.5. La tour de distillation atmosphérique 10
II.3. Problèmes d'engorgement et ses limites 12
II.4. Modifications apportées à l'unité 100 après modification 12
II.5. Équipements principaux 14
a. Colonne de pré-distillation 14
b. Ballon séparateur 15
II.6. Les nouvelles installations de la raffinerie d'Alger après réhabilitation 16
II.6.1. Section MS-Block 16
a. Unité d'hydrotraitement des naphas NHT (U-500) 16
b. Unité d'isomérisation des naphas (U-510) 17
c. Unité de reformage CCR (U-520) 17
II.6.2. RFCC-Block UNIT-530 17
II.6.2.1. Fraction des produits 17

III.1. Nature des sites des catalyseurs	20
III.2. Mécanisme catalytique	21
III.2.1. Diffusion des réactifs et des produits	21
a. Diffusion extragranulaire	22
b. Diffusion intragranulaire	22
III.2.2. L'adsorption des réactifs	22
a. Adsorption physique	22
b. Adsorption chimique	22
III.2.3. La transformation des espèces adsorbées	23
III.2.4. Désorption des produits	23
III.3. Principales réactions et conditions opératoires du craquage	24
III.3.1. les paraffines	24
III.3.2. Les oléfines	24
III.3.3. Les naphènes alkyles	24
III.3.4. Les alkyls aromatiques	24
III.4. Les procédés de craquage thermique	26
III.4.1. La viscoréduction	27
III.4.2. Le craquage à la vapeur	27
III.4.3. La cokéfaction	27
III.5. Les procédés de craquage catalytique	28
III.5.1. Le craquage catalytique sur lit fluidisé (FCC)	29
III.5.2. Le craquage catalytique sur lit mobile	30
III.5.3. Le craquage catalytique sur lit mobile selon le procédé TCC	30
III.6. L'hydrocraquage	31
III.7. Historique des catalyseurs de craquage des coupes pétrolières lourds	33
Conclusion générale	39

Références bibliographiques.

Liste des figures

Chapitre II : La Raffinerie d'Alger

Figure II -1 : Schéma synoptique de l'unité 100 avant modification	11
Figure II -2 : Schéma synoptique de l'unité 100 après modification	13
Figure II -3 : Schéma représentant un plateau	14
Figure II -4 : Clapets	15

Chapitre III : Etude bibliographique sur le craquage des coupes pétrolières lourdes.

Figure III -1 : conversion d'un acide de Lewis en acide de Bronsted	21
Figure III -2 : Schéma du mécanisme réactionnel	23
Figure III -3 : Schéma du procédé de craquage catalytique	28

Liste des tableaux

CHAPITRE I : Généralités sur le pétrole.

TABLEAU I-1 : le procédé de la distillation atmosphérique et sous vide 6

Chapitre II : La Raffinerie d'Alger.

TABLEAU II -1 : Point de fractionnement TBP (°C) 18

TABLEAU II -2 : Représente la Condition à la limite de zone de l'unité 19

CHAPITRE III : Etude bibliographique sur le craquage des coupes pétrolières lourdes.

TABLEAU III -1 : Principales réactions intervenantes dans le craquage catalytique des
différentes familles d'hydrocarbures 25

Abréviations

GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
HSE	Hygiène Sécurité Environnement
LRC	Contrôleur de niveau du fluide
PRC	Contrôleur et Régulateur de Pression
E	Echangeur
FIC	Flow Indicator Recorder : Enregistreur Indicateur de Débit
SR	Super
NHT	Hydrotraitement du Naphta.
CCR	Continuo us Catalytic Regeneration Unit.
RFCC	Residual Fluidized Catalytic Cracking Unit.
LCO	Light Cycle Oil
CLO	Clarified Oil
FCC	fluid catalytic cracking
TCC	thermo for catalytic cracking
HAP	Les Hydrocarbures Aromatiques Polycycliques
VGO	Le gazole sous vide
HDS	HyroDéSulfurisation
OMD	Huiles de cuisson usagées
HHV	Higher Heating Value

Introduction générale

A l'heure actuelle, le pétrole est la principale source d'énergie dans la plus part des pays du monde. Les combustibles tirés du pétrole animent le transport par terre, par eau et par air, ils fournissent également de l'énergie électrique dans les centrales thermiques, c'est pourquoi il fait l'objet d'une concurrence acharnée par les grands producteurs du monde.

En Algérie, l'économie dépend principalement de pétrole et de ses dérivés. En face d'une consommation en carburant qui ne cesse pas d'accroître, la raffinerie d'Alger (principale fournisseur en région de centre) oriente ses objectifs vers une politique d'augmentation de ses capacités dans le cadre de sa réhabilitation, modernisation et d'adaptation afin de satisfaire la demande du marché en produits finis.

Ainsi, la raffinerie d'Alger a fait l'objet d'une extension de ses capacités de production de 35% la portant de 2 700 Mt / an à 3645 Mt / an en adaptant ses installations pour la production des carburants aux spécifications européennes pour le marché national et l'exportation et en incluant d'autres unités telles qu'une unité de pré-distillation ou encore une unité d'isomérisation.

Ainsi, le ballon flash a été remplacé par une colonne de pré-distillation et un ballon séparateur. Cette modification est une solution pour séparer une quantité plus importante de vapeurs. Elle permet aussi la récupération du condensat à haute valeur commerciale et éviter le problème d'engorgement de la colonne de distillation atmosphérique (Topping) et la détérioration du four par la présence des légers.

L'unité de craquage catalytique est également une unité qui permet d'obtenir des coupes essences supplémentaires à partir des résidus de la distillation atmosphérique et la distillation sous vide.

Dans une première partie de ce travail une étude et une analyse comparative sont réalisées entre les deux schémas de production de la raffinerie avant et après extension.

Dans une deuxième partie, une étude bibliographique sur le craquage catalytique et thermique des molécules et résidus lourds d'hydrocarbures est entreprise avec comme objectif de mieux comprendre les procédés utilisés pour augmenter la production en coupes légères (essences).

Un aperçu bibliographique relatif à la production de biocarburants par craquage d'huiles végétales est également donné.

Enfin, nous terminons par une conclusion générale.

Chapitre I

Introduction :

Le raffinage a pour fonction de transformer des pétroles bruts d'origines diverses en un ensemble de produits pétroliers répondants à des spécifications précises, dans des proportions correspondant aussi bien que possible à la demande du marché. Les pétroles bruts présentent une large diversité du point de vue de leurs propriétés physiques et chimiques [1].

L'industrie du raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire à partir du pétrole brut l'éventail complet des produits commerciaux allant des gaz aux asphaltes et au coke [2].

I.2. Le pétrole brut :

Le pétrole et les produits pétroliers qui en dérivent jouent un rôle clé dans l'activité économique d'un pays et dans la vie quotidienne de chacun.

Les différents conflits du siècle ont souligné le caractère stratégique du pétrole. Après la bataille de la merne, où le rôle des transports, donc des carburants, fut prépondérant, Clémenceau déclarait : « Dans les batailles de demain, l'essence sera aussi nécessaire que le sang ».

Pendant la seconde Guerre mondiale, les principaux mouvements des troupes allemandes visaient à contrôler les gisements de pétrole du Caucase et du Proche-Orient. Enfin les conflits récents dépendent d'une disponibilité abondante en essences, en gazole et en carburéacteur. Les produits pétroliers sont donc en priorité utilisés aujourd'hui comme carburants pour les transports. Il a aussi des très nombreuses utilisations :

- Combustible sous forme de fuel lourd pour l'industrie, de fuel domestique pour le chauffage des locaux, de gaz de pétrole liquéfié (GPL) pour la cuisson, le chauffage, l'éclairage...etc.
- Source de produits pétrochimiques : à partir des gaz de pétrole liquéfiés, du naphta, voire de produits plus lourds on obtient des oléfines (éthylène, propylène,...). Et des aromatiques donc des plastiques, des fibres synthétiques, des caoutchoucs synthétiques.
- Bitumes pour les revêtements de routes mais également pour de nombreuses applications d'étanchéité.
- Lubrifiants et graisses.
- Solvants et additifs.

Le pétrole est donc un produit fondamental pour notre activité économique [1].

L'estimation des réserves de pétrole correspond à la quantité de pétrole économiquement exploitable à un moment donné. Les réserves estimées ont peu varié entre 2017 et 2018 et la hiérarchie des pays n'a pratiquement pas été modifiée. Le "top 5" reste constitué du Venezuela avec 17,53% (actuellement en proie à de sérieuses difficultés de production), de l'Arabie Saoudite avec 12,21%, du Canada avec 9,7 %, de l'Iran avec 9,00 % et de l'Irak avec 8,51%. **La réserve mondiale totale environ 1 729,7 milliards de barils.**

La consommation mondiale de pétrole a progressé de 1,5 % entre 2017 et 2018, pour suivant ainsi un mouvement régulier de hausse depuis 10 ans (croissance moyenne de 1,2 %). À ce rythme, la consommation passerait le seuil symbolique de 100 millions de barils par jour en 2019. Les États-Unis, la Chine et l'Inde entraînent le mouvement. Les États-Unis continuent d'enregistrer une bonne activité économique qui soutient leur demande.

Ainsi, l'année 2018 a été marquée par la hausse remarquable de la production du pétrole de schiste des États-Unis, qui a atteint une progression record de près de 17 % par rapport à 2017. Les États-Unis ont confirmé ainsi leur place de premier producteur mondial, devant l'Arabie saoudite et la Russie. Le cours mondial du baril de pétrole (Brent) a été en moyenne de 70 dollars sur l'année (contre 55 dollars en 2017) mais avec une forte baisse sur les deux derniers mois de l'année (référence) [3].

I.3. Composition et classification du pétrole brut :

Le pétrole est constitué par un mélange complexe de très nombreux composés hydrocarbures pour la plus part, et souvent un peu des traces des composés oxygénés et azotés et un peu de soufre à l'état de combinaison organiques. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole – moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles).

Les éléments essentiels composant le pétrole sont le carbone (83 à 87%) l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures.

Parmi les composants du pétrole, on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote (au total jusqu'à 6 ou 7%).

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

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants : hydrocarbures paraffinés « Alcanes », hydrocarbures naphthéniques « cyclanes » et hydrocarbures aromatiques.

Les pétroles bruts sont classés selon :

- Une classification industrielle : Les pétroles sont répartis dans la partie industrielle en : légers, moyens et lourds, déterminés par simple mesure de densité.
- Une Classification chimique : Cette classification divise le pétrole selon la prédominance de l'une des familles d'hydrocarbure, il peut être : paraffinée, naphthéniques ou aromatiques [4].

I.4. Les procédés de séparation du pétrole brut :

La première étape du raffinage est le fractionnement du pétrole brut dans des tours de distillation atmosphérique et sous vide. Le pétrole brut chauffé est physiquement séparé en diverses fractions, ou fractions de distillation directe, différenciées par leurs plages de points d'ébullition et classées, par ordre de volatilité décroissante, en gaz, distillats légers, distillats moyens, gazole et résidus.

Le fractionnement permet de séparer les différentes fractions car, en raison de la différence de température entre le bas et le haut de la tour, les constituants à point d'ébullition plus élevé se condensent à la partie inférieure de la tour, tandis que les fractions à point d'ébullition plus basse montent plus haut dans la tour avant de se condenser. Dans la tour, les vapeurs qui montent et les liquides qui descendent (reflux) se mélangent à des niveaux où leurs compositions sont en équilibre. La tour comporte à ces niveaux des plateaux qui permettent de soutirer les fractions liquides qui s'y condensent. Dans une unité typique à deux étages, la tour de distillation atmosphérique, qui produit des

Fractions et des distillats légers, est immédiatement suivie d'une tour de distillation sous vide dans laquelle sont traités les résidus de la distillation atmosphérique.

Après la distillation, seuls quelques hydrocarbures peuvent être utilisés comme produits finis sans traitement supplémentaire.

Le tableau I.1 qui suit donne une comparaison entre la distillation atmosphériques et la distillation sous vide [5].

Tableau I.1 : le procédé de la distillation atmosphérique et sous vide [5].

	distillation atmosphérique	Distillation sous vide
Matière première	Brut	Résidus
Depuis	Dessalage	Tour de distillation atmosphérique
Procédé	Séparation	Séparation
Produits	Gaz Naphtas Kérosène/distillats Gazole Résidus	Gazoles Lubrifiants résidus
Vers	Récupération des gaz combustibles. Reformage/traitement Craquage catalytique. Tour de distillation sous vide/viscoréducteur.	Craquage catalytique. Hydrotraitement/extraction par les Solvants. Désasphalteur/viscoréducteur/unité de cokéfaction.

Chapitre II

La raffinerie d'Alger fut créée en décembre 1959 suite à la découverte du pétrole au sud Algérien en septembre 1959, le chantier fut ouvert en janvier 1960, le démarrage de la raffinerie n'a eu lieu que le 19 janvier 1964 par une société française nommée FOSTER-WHEELER.

Cette raffinerie a pour objectif de traiter le pétrole brut de Hassi-Messaoud seul ou en mélange avec de condensat provenant des champs de Hassi-R 'Mel. La capacité prévue pour cette unité est de 2.700.000 tonnes/an de brut traité.

La raffinerie d'Alger se situe à l'est du capital plus précisément à 5 km du sud d'El Harrach et à 20 km de l'est d'Alger, occupant une superficie de 182 hectares.

L'emplacement de la raffinerie a été choisi après une étude approfondie du sol et la découverte d'une nappe d'eau qui permet l'alimentation en continu des systèmes de refroidissement. L'alimentation du pétrole brut se fait directement de Hassi Messaoud grâce à un piquage de BENI MENSOUR jusqu'à la raffinerie.

Au démarrage de la raffinerie la capacité de production est de 1800 tonnes/an, et par la suite elle a atteint le plafond en 1991 avec 3 millions de tonnes/an, puis elle a recheté jusqu'à 2700 000 tonnes/an. Suite aux modifications qu'a apportées la raffinerie, la capacité de production a augmenté de 35% et elle est actuellement de 3645000 tonnes/an [4].

II.1. Unités composant la raffinerie d'Alger :

Le complexe situé à Sidi Arsine mis en service en 1964 comprend les unités suivantes :

- une unité de distillation atmosphérique (U100), destinée à séparer les différents produits pétroliers contenus dans le pétrole brut.
- une unité de reforming catalytique (U200), qui a pour but de transformer une coupe pétrolière (mélange de solvant léger et solvant lourd) provenant de l'unité de distillation à bas indice d'octane en un reformat à haut indice d'octane qui est la base principale pour la fabrication des carburants automobiles (essences normale et super).
- une unité de gaz plant (U300), alimentée à partir de l'unité de distillation et du reformage catalytique, elle assure la production en butane et propane commerciaux [4].

Le complexe comporte également

- une unité de mélange (éthylation) pour la fabrication des essences normale et super.
- une pompière d'expédition de produits pétroliers par pipe aux dépôts d'Alger, Blida, Cheffa, et l'aéroport de Houari Boumediene.
- une rampe de chargement GPL alimentant les régions du centre du pays.
- une centrale thermoélectrique utilisée pour les besoins énergétiques de la raffinerie (Vapeur, électricité, eau, air).
- un laboratoire pour l'analyse des différents produits.
- un poste de commandement des incendies.
- une salle de contrôle pour suivre la bonne marche des unités et le contrôle des paramètres de fonctionnement des équipements (température, pression, débit,...).
- un parc de stockage de 32 bacs d'une capacité totale de 290000 m³ dont 105000 m³ pour le pétrole brut et 185000 m³ pour les produits finis et semi finis.
- Un service HSE pour la protection et la sécurité de la raffinerie.

Après avoir mentionné les principales installations de la raffinerie d'Alger, on constate qu'elle est classée dans la catégorie des raffineries simples bâties pour supporter des capacités limitées, donc pour satisfaire la demande croissante du marché en carburant, il faut moderniser ces installations et apporter des modifications qui aident à atteindre cet objectif.

Avant de donner plus de détails sur les modifications apportées à l'unité 100 relative à la distillation atmosphérique, il sera utile de donner un aperçu sur l'ancienne unité 100 [4].

II.2. Description du procédé de la distillation atmosphérique (Unité 100) :

Le but principal de cette unité est de fractionner le pétrole brut en une gamme variée de produits, soit finis livrés directement à la consommation, ou semi finis qui représenteront une charge pour d'autres unités. La charge traitée au niveau de l'unité topping de la raffinerie d'Alger est soit pure provenant des unités de traitement de Hassi Messaoud ou mélangée avec des proportions variables du condensat de Hassi Rmel, sa capacité est de 420 m³ /h [4].

Les différentes sections de l'ancienne unité 100 avant la réhabilitation de la raffinerie sont [4] :

II.2.1. La section de charge en brut et train de préchauffage I :

Le pétrole provenant d'un stockage extérieure est reçu à la limite de zone de l'usine ADU à la pression atmosphérique et à 27 °C au niveau de l'aspiration des pompes de charge de brut où il est pompé vers le dessaleur sous contrôle de la pression. Le contrôle de la pression au niveau de la sortie du dessaleur permet de maintenir le pétrole brut avec l'eau libre en phase liquide à la température d'exploitation. Le train de préchauffage du brut I désigne la section avant le dessaleur.

II.2.2. La section de dessalage :

Le pétrole brut passe d'abord par un bac de remplissage puis un bac de décantation et enfin un bac d'exploitation où la charge est aspiré par une pompe verticale à 1 bar. Il est ensuite refoulé à 25 bars dans une série d'échangeurs pour être chauffé par le reflux de tête qui circule dans la calandre de l'échangeur.

La charge est introduite dans le dessaleur électrostatique dans le but d'éliminer les sels afin d'éviter la corrosion et le bouchage des échangeurs de chaleur et le four.

II.2.3. La section de flash :

La charge dessalée est ensuite chauffée dans un échangeur par le reflux intermédiaire (kérosène à 160°C), une vanne régulatrice LRC contrôle le niveau du brut chauffé qui entre dans un ballon flash à pression maintenue constante 2,6 bar par la PRC , pour séparer les légers qui seront réintégrés avec le brut à la sortie du four pour assurer un bon fonctionnement de ce dernier et réduire le taux de consommation de fuel gaz qui l'alimente, par contre les lourds qui coulent au fond du ballon de flash (brut flashé) seront aspirées par une pompe pour accéder à la prochaine section.

II.2.4. La section de préchauffe :

La précédente pompe assure le refoulement du brut flashé dans une série d'échangeurs (train de préchauffe) pour qu'il récupère la chaleur des fractions du brut soutiré de la colonne de distillation (kérosène dans E103, le gasoil lourd dans E104, le gasoil léger dans E105, le reflux de fond dans E106 et enfin avec le résidu dans E107) de cette façon la température du brut à la sortie des échangeurs est augmentée à 220°C.

Le courant du brut se divise en huit circuits parallèles à l'intérieur desquels le débit est maintenu constant à l'aide des huit régulateurs de débit allant de FIC 101 à 108, avant d'accéder au four où sa température de sortie atteint 360°C. À la sortie du four, le circuit du brut flashé rejoint celui des vapeurs de tête venant du ballon de flash et qui sont légèrement froides, entraînant donc une chute de température de 20°C avant d'entrer dans la tour de distillation Topping.

II.2.5. La tour de distillation atmosphérique :

À la sortie du four, le brut partiellement vaporisé entre dans la colonne de distillation qui comporte 49 plateaux au niveau de la zone d'expansion en dessous 7^{ème} plateau du afin d'améliorer au maximum la séparation entre la vapeur et le liquide.

La partie liquide correspond aux produits les plus lourds qui descendent vers la zone d'épuisement et la vapeur correspond aux produits les plus légers qui montent vers la zone de rectification où s'opère la séparation des différentes coupes qui seront soutirées des divers plateaux par ordre de volatilité.

Les vapeurs de tête constituées de gaz, essence SR et solvant léger sont séparées dans le débutaniseur. On récupère ainsi les gaz au sommet et le liquide (essence SR, solvant léger) au fond qui se dirige vers la colonne de redistillation qui a pour but de séparer l'essence SR distillant entre 30°C et 80°C récupérée au sommet de la colonne, et le solvant léger distillant entre 80°C et 120°C [4].

Le schéma synoptique de l'unité 100 est représenté sur la figure **II .1** :

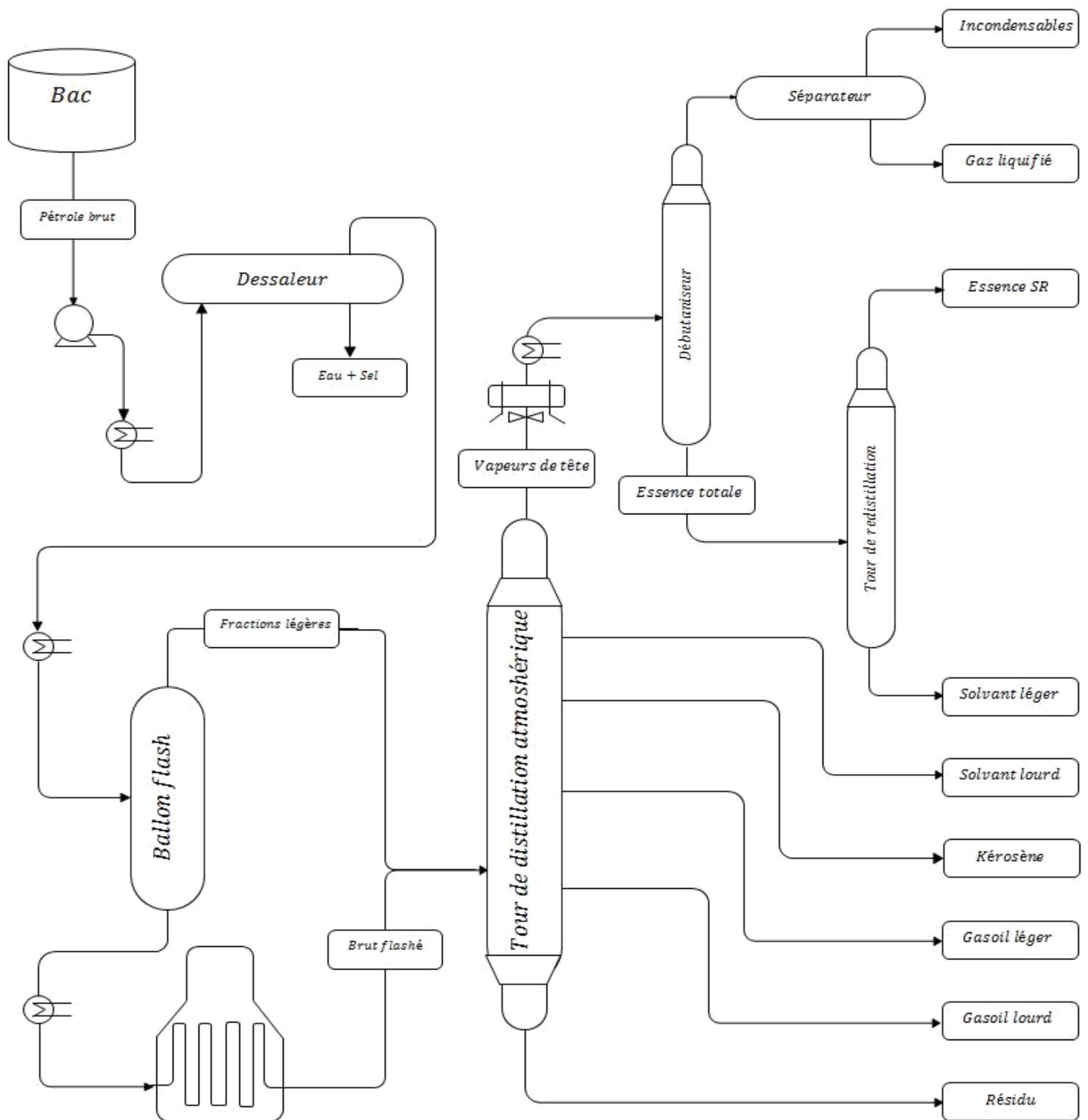


Figure II.1 : Schéma synoptique de l'unité 100 avant modification [4].

II.3. Problèmes d'engorgement et ses limites :

La colonne de distillation atmosphérique présente des limites de fonctionnement propres à sa conception. Elle ne peut pas traiter tous les mélanges brut-condensat. En effet, et sachant que le condensat est une fraction légère, il y a un risque d'engorgement lorsque le débit volumique de cette dernière excède le débit de vapeur limite.

Pour qu'un plateau remplisse sa fonction correctement, il est nécessaire que la section de passage prévue pour le liquide et la vapeur permette un écoulement régulier des deux phases sans entrainement excessif de liquide, ni étranglement qui provoquerait une accumulation de ce dernier sur les plateaux, lorsque ce phénomène se produit, le liquide ne peut plus atteindre la partie inférieure de la colonne. On dit qu'il y'a un engorgement.

Pour augmenter le rendement en vapeur de tête, il a été proposé de remplacer le ballon flash par une section de pré-distillation qui peut séparer une quantité plus importante de vapeurs. Elle permet aussi la récupération du condensat à haute valeur commerciale et éviter le problème d'engorgement de la colonne de distillation atmosphérique et la détérioration du four par la présence des légers. Une telle modification permet d'augmenter la charge à traiter de 945 000 t/an [4].

II.4. Modifications apportées à l'unité 100 après modification :

La charge constituée de 90% en poids de brut et 10% de condensat alimente la colonne de pré-distillation. Cette charge est fractionnée en brut flashé récupéré en bas de colonne, en haut on récupère un mélange d'hydrocarbures légers sous forme de vapeurs, ces derniers vont subir à leur tour une condensation partielle puis une séparation dans un ballon séparateur.

Le brut, débarrassé des fractions les plus légères est repris par une pompe et envoyé vers un four où sa température est portée à 360°C à l'entrée de la ligne de transfert vers la tour de distillation atmosphérique [4].

Le schéma synoptique de l'unité 100 après modification est représenté dans la figure **II.2** :

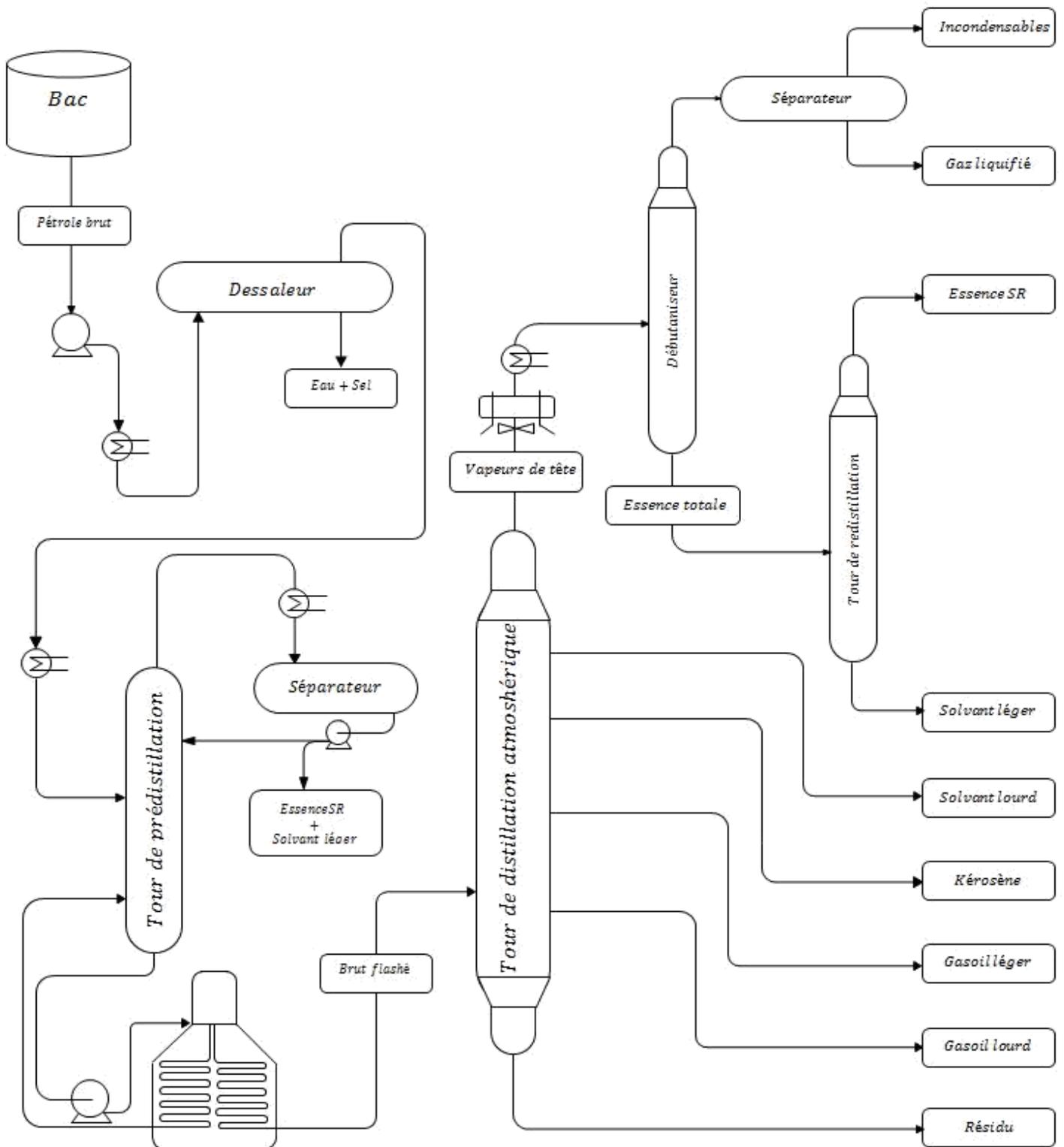


Figure II.2 : Schéma synoptique de l'unité 100 après modification [4].

II.5. Équipements principaux :

La colonne de pré-distillation et le ballon séparateur qui font partie de la section de pré-distillation sont deux équipements qui ont un principe de séparation différent [4].

a. Colonne de pré-distillation :

Son principe de fonctionnement consiste à assurer un contact vapeur-liquide circulant à contre-courant de manière à effectuer une séparation entre les constituants présents dans la charge grâce à un transfert de matière, dont la force motrice dépend d'une part des différences de concentration et d'autre part des équilibres liquide-vapeur intervenant entre ces deux phases.

Le contact liquide-vapeur est obtenu par les plateaux qui sont la partie active de la colonne et sur lesquels sont disposés les éléments de barbotage où le flux vapeur est distribué par des clapets dans une couche de liquide coulant horizontalement.

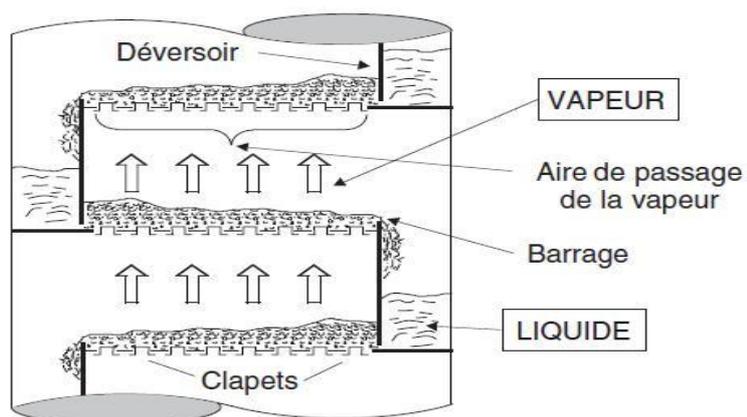


Figure II.3 : Schéma représentant un plateau [4].

Il existe trois types de plateaux aux multiples variantes de détails suivant les constructeurs ainsi que la disposition des éléments de barbotage : plateau à calottes, plateau perforé et plateau à clapets.

Dans notre cas la colonne de pré-distillation est prévue avec plateaux à clapets qui sont représentés sur la figure II.4.



Figure II .4 : Clapets [4].

La mise en place du contre-courant liquide-vapeur fait apparaître la nécessité d'utiliser :

- Un condenseur pour amorcer dans la colonne le flux liquide par l'intermédiaire du reflux externe injecté en tête.
- Un rebouilleur ou d'un four pour initier le flux vapeur par vaporisation partielle du liquide de fond de tour.

Les températures dans la tour sont les températures d'ébullition des produits qui circulent : La température de tête est la plus basse correspondant aux constituants légers obtenus au sommet, la température de fond est la plus élevée correspondant aux constituants lourds obtenus en fond.

L'évolution des températures dans la colonne est, en fait, le reflet des changements de composition qui se produisent de plateau à autre.

La pression de fonctionnement est fixée par les conditions opératoires qui règnent dans le ballon séparateur : c'est la tension de vapeur du produit de tête liquide. Elle est ensuite sensiblement constante dans la colonne [4].

b. Ballon séparateur :

Dans notre cas, nous avons un mélange de gaz et de liquide à séparer en deux étapes. La première étape est une séparation primaire réalisée par un déflecteur qui plaque la quantité de mouvement du liquide entraîné par la vapeur et tombe par gravité. La deuxième étape est la séparation secondaire où l'élimination des plus petites gouttelettes est réalisée par coalescence et formation de grosses gouttelettes sur le dévésiculateur ainsi elles tombent par gravité. Le rôle du ballon séparateur est de :

- Recevoir l'effluent du condenseur de tête.
- Réaliser la séparation des phases qu'il collecte.
- Constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage [4].

Paradoxalement, l'Algérie gros producteur de produits pétroliers a importé tout au long de ces dernières années jusqu'à 2,2 milliards de dollars par an pour couvrir ses besoins en gasoil et essence. L'une des raisons de cet incroyable déficit en produits dérivés du pétrole est surtout le manque d'entretien des installations dans les raffineries du pays, notamment celle d'Alger qui s'est arrêtée pendant dix longues années pour besoins de sa rénovation.

En effet, c'est en 2010 que cette raffinerie a vu débiter les travaux de sa mise à niveau et d'augmentation de sa capacité de production. L'objectif initial était de porter sa capacité de production en gasoil à 1,8 million de t/an avant son arrêt.

Les mêmes ambitions étaient nourries pour l'essence dont la production maximale était censée passer de 400.000 t/an. Pour sa part le GPL devait aller de 88.700 t/an à 270.000 t/an en termes de production possible. Enfin, la capacité globale de stockage devait augmenter de 73% [4].

II.6. Les nouvelles installations de la raffinerie d'Alger après réhabilitation :

Le nouveau projet d'adaptation et d'extension de la raffinerie s'articule sur deux grandes sections qui sont les suivantes [4] :

II.6.1. Section MS-Block :

La section MS Block se décompose en trois unités :

a. Unité d'hydrotraitement des naphthas NHT (U-500) :

L'unité 500 est une unité d'hydrotraitement des naphthas, permettant d'obtenir différentes coupes de naphtha débarrassées de multiples composés tels que l'eau, les halogènes, les sulfures, l'eau, le nitrogène, les oléfines et dioléfines, le mercure, l'arsenic, etc. pouvant altérer l'efficacité des catalyseurs utilisés dans les unités aval d'isomérisation et de reforming CCR.

b. Unité d'isomérisation des naphthas (U-510) :

Cette unité sert à l'isomérisation des naphthas, c'est-à-dire à la transformation des C5 et C6 en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane utilisé dans les sections de mélanges pour obtenir les essences commerciales produites par la raffinerie.

c. Unité de reformage CCR (U-520) :

L'unité de Reformage CCR sera installée en vue de remplacer l'unité de reformage catalytique actuelle, car elle permet d'obtenir un meilleur rendement et un produit à indice d'octane supérieur à ceux obtenus à l'aide de l'unité 200 (unité existante).

A l'aide d'un catalyseur, cette unité a pour but de produire un naphta à haut indice d'octane afin de le mélanger et obtenir des essences à fort indice d'octane [4].

II.6.2. RFCC-Block UNIT-530 :

L'unité RFCC (UNIT 530) est conçue pour traiter 1MT par an à partir du résidu atmosphérique obtenu dans l'unité de distillation atmosphérique (unité 100), à l'aide d'un procédé de craquage catalytique à haute température, l'unité RFCC permet d'obtenir des produits légers : LPG, LCO et CLO.

Ces produits légers seront utilisés dans la fabrication des carburants afin d'obtenir des produits finaux à haut indice d'octane et à haute valeur marchande. Cette unité est composée de trois sections distinctes :

- Section de régénération du réacteur.
- Section de la colonne principale.
- Section de concentration de gaz.

Une autre unité est associée à l'unité RFCC, permettant de traiter une partie des GPL issue de la section de concentration des gaz. Cette unité, nommée MEROX UNIT-600- va éliminer le soufre et le mercaptan contenu dans les gaz [4].

II.7. Fraction des produits :

Les fractions suivantes doivent être produites dans l'unité de distillation atmosphérique :

- Fractions légères (effluent gazeux et GPL) pour l'alimentation de l'usine de gaz (GP).
- Naphta total pour l'alimentation de l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHT).
- Kérosène pour stockage.
- Gazole léger pour stockage.
- Gazole lourd et résidu atmosphérique pour l'alimentation du craquage catalytique des fluides résiduels.

• Point de fraction des produits :

Tableau II.1 : point de fractionnement TBP (°C) [4]

	Point de fractionnement TBP (°C)
Naphta stabilité	C5 – 140
Naphta lourd	140 – 165
Kérosène	165 – 240
Gazole léger	240 – 345
Gazole lourd	345 – 365
Résidu atm	365+

Tableau II.2 : Représente la Condition à la limite de zone de l'unité [4] :

	Température (°C)		Pression (Kg / cm ²) au sol	
	Normale	Design	Normale	Design
Gazole lourd et résidu atm vers craquage catalytique des fluides résiduels.	157	204	6.0	13.86

Chapitre III

Après la distillation, d'autres procédés sont mis en œuvre pour modifier la structure moléculaire des fractions en vue d'obtenir des produits plus commerciales. L'un de ces procédés est le craquage.

Le craquage des hydrocarbures est un procédé de conversion par lequel, sous l'influence de la chaleur, associée ou non à des catalyseurs, on transforme un mélange d'hydrocarbures de masse moléculaire élevée en un mélange de plus faible masse moléculaire, cette définition n'est que partiellement valable. En effet, si globalement il est possible par craquage de transformer une fraction lourde en fraction plus légère, il faut dès maintenant signaler que les réactions de scissions moléculaires s'accompagnent le plus souvent de réactions de condensation qui conduisent à des produits plus lourds que la charge.

III.1. Nature des sites acides des catalyseurs :

On sait qu'un composé acide peut échanger avec un substrat basique soit un proton H^+ (acide de Bronsted) soit des électrons (acides de Lewis) ; or les aluminosilicates actifs dans les réactions de craquage renferment notamment des protons qui compensent les charges négatives conférées au réseau tridimensionnel par les aluminates trivalents.

En réalité, des travaux spectroscopiques récents ont montré que le motif structural élémentaire responsable de l'acidité de BRONSTED manifesté par les aluminosilicates implique plus vraisemblablement des formes cryptoniques isomères de la précédente dans laquelle l'aluminium et le silicium ou le silicium seul apparaissent liés à des groupements hydroxyles acides, c'est –à-dire susceptibles de se comporter comme des donneurs d'hydrogène. Dans ce dernier cas, l'aluminium trivalent présente alors un défaut électronique qui est caractéristique des acides de LEWIS. Cette même acidité peut paraître aussi sous forme d'irrégularité dans l'enchaînement structural des tétraèdres élémentaires conduisant à l'existence d'atomes métalliques trivalents vicinaux.

La conjonction des effets électrocapteurs de la charge positive portée alors par l'atome de silicium et la lacune électronique de l'atome de l'aluminium confère aux sites ainsi définis une acidité intense par une affinité prononcée pour des substances basique. Parmi ces dernières figures, l'eau qui demeure dans les catalyseurs industriels à teneurs résiduelles variables. La fixation de l'eau contribue à en acidifier les hydrogènes et à transformer les sites de LEWIS en sites de BRONSTED [6].

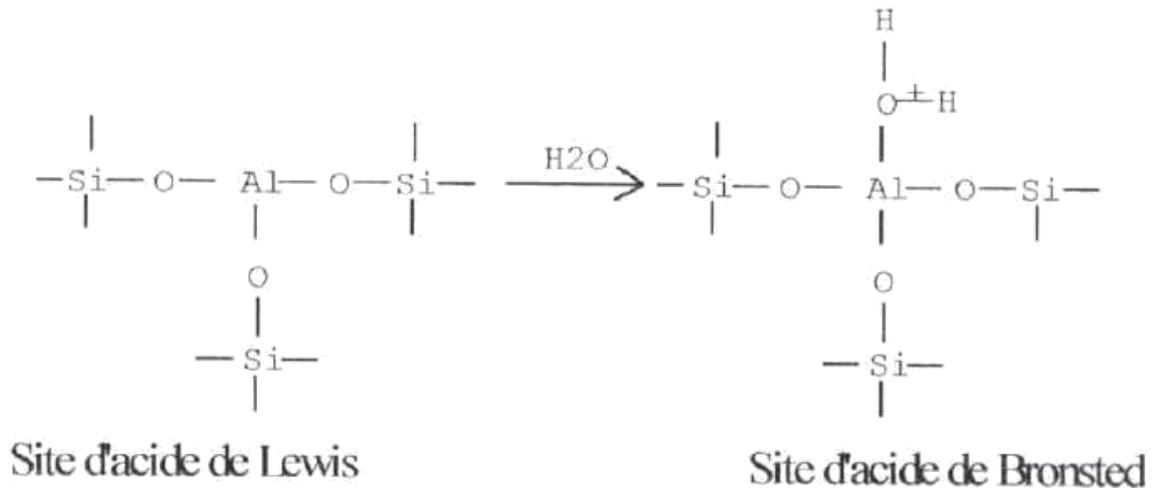


Figure III-1 : conversion d'un acide de Lewis en acide de Bronsted [6].

III.2. Mécanisme catalytique :

Le mécanisme catalytique comporte cinq étapes consécutives :

1. Diffusion des réactifs sur le catalyseur.
2. Adsorption des réactifs.
3. Interaction des réactifs adsorbés.
4. Désorption des produits de la surface du catalyseur.
5. Diffusion de produits quittant la surface vers le milieu entourant le catalyseur. Les étapes 1 et 5 sont des processus physiques de transfert de masse qui sont régis par les différentes lois de diffusion de FICK ; alors les étapes 2,3 et 4 sont des processus régis par la cinétique chimique [6]. Voir la figure III-2.

III.2.1. la diffusion des réactifs et des produits :

La diffusion est un processus physique qui tend à égaliser les concentrations comme c'est à la surface du catalyseur que les molécules des réactifs disparaissent le plus vite, donc c'est à cet endroit que leur concentration est la plus faible. Les lois de FICK de diffusion permettent de calculer le flux des molécules de réactifs.

En pratique, les grains des catalyseurs possèdent une porosité interne accessible aux réactifs, donc on distingue deux diffusions : extragranulaire et intragranulaire.

a. La diffusion extragranulaire :

Le grain de catalyseur est entouré d'une couche laminaire immobile plus ou moins épaisse que le réactif doit franchir pour accéder à la surface externe du grain. Ce film est appelé couche limite et s'oppose au passage des molécules de réactifs et provoque une

diminution de la concentration. Selon la loi de FICK, le flux de réactif au travers de cette couche limite est proportionnel à la différence de concentration ($C_h - C_s$), où C_h : concentration du fluide en phase homogène et C_s : concentration à la surface externe du catalyseur.

b. Diffusion intragranulaire :

Cette diffusion a lieu dans les pores du catalyseur. Elle permet aux molécules de réactif d'accéder à la surface interne. Elle peut se dérouler suivant plusieurs mécanismes selon la dimension des pores du catalyseur : diffusion moléculaire ou diffusion de KNUDSEN si le diamètre moyen des pores est de l'ordre de grandeur du libre parcours moyen des molécules.

III.2.2.L'adsorption des réactifs :

Lorsque les réactifs arrivent au voisinage de la surface du catalyseur, ils réagissent avec la surface catalytique en d'adsorbant pour donner naissance à de nouvelles espèces chimiques plus réactives. Ces espèces réactives réagissent entre elles suivant un processus réactionnel énergiquement plus favorable que celui impliqué dans le cas d'une simple activation thermique.

Le processus d'adsorption se déroule en deux étapes adsorption physique et adsorption chimique :

a. Adsorption physique :

Les forces mises en jeu pour attirer les molécules vers la surface du catalyseur sont de type de Vander-Waals, elles se caractérisent par une chaleur d'adsorption plus faible.

b. Adsorption chimique :

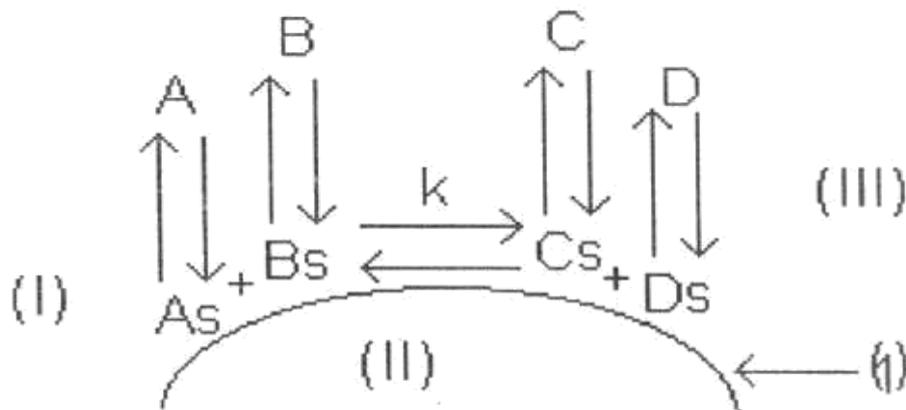
Elle conduit à la formation, entre la surface du solide et la molécule adsorbée, des liaisons covalentes du même type que celles qui lient entre eux les atomes d'une molécule. Elle est soumise aux lois conventionnelles de la thermodynamique et de la cinétique.

III.2.3.La transformation des espèces adsorbées :

Les atomes adsorbés à la surface du catalyseur ne restent pas figés à la surface. Si la température devient suffisante, ils activent en acquérant une certaine mobilité à la surface et la réaction chimique se déroule.

III.2.4.Désorption des produits :

Les produits de la réaction ainsi formés doivent quitter la surface catalytique pour laisser place aux réactifs de s'adsorber. La désorption est un phénomène inverse de l'adsorption [6].



- (I) : surface d'un pore catalyseur.
- (I) : Equilibre d'adsorption et de désorption des réactifs.
- (II) : Réaction chimique en phase adsorbée.
- (III) : Equilibre d'adsorption et de désorption des produits.

Figure III-2 : Schéma du mécanisme réactionnel [6].

III .3.Principales réactions et conditions opératoires du craquage :

Les principes familles d'hydrocarbures étant les paraffines, les naphènes et les oléfines aromatiques. Beaucoup de réactions ont lieu durant le craquage :

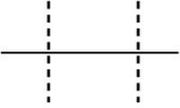
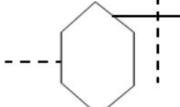
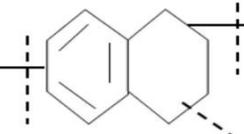
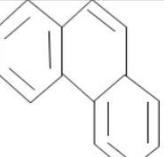
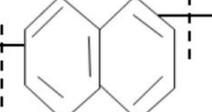
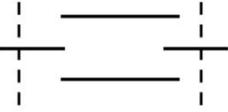
III.3.1. Les paraffines : sont dissociées en paraffines plus courtes, certaines d'entre elles subissent une deshydrocyclisation pour former des aromatiques. Les molécules à masse moléculaire élevée craquent plus facilement que les molécules à masse moléculaire plus basses. Les iso-paraffines se craquent plus facilement que les normales paraffines à 550°C et sur un catalyseur Slice-Alumine-Zircone.

III.3.2. les oléfines : sont isoméries, aromatisées, polymérisées et saturées. Elles ont des vitesses de craquage très importantes que celles des paraffines. L'addition d'un proton à une molécule d'oléfine fournit le même ion que celui résultant d'un détachement d'un ion hydrure d'une molécule de paraffine ayant le même nombre de carbone. Le craquage catalytique des oléfines engendre parfois les naphènes et les aromatiques.

III.3.3. Les naphènes alkyles : sont dissociés en naphènes non substitués et en oléfines. Ils sont craqués plus facilement que les paraffines normales. La déshydrogénation des naphènes en aromatiques n'intervient que très peu.

III.3.4. Les alkyls aromatiques : à longues branches se coupent en benzène et en oléfines. Les noyaux aromatiques sont très stables. Les chaînes latérales se coupent au niveau des noyaux. Les aromatiques lourds se condensent et conduisent au coke [6].

Tableau III.1 Principales réactions intervenantes dans le craquage catalytique des différentes familles d'hydrocarbures [6].

Hydrocarbures	Structure chimique schématique	Nature des réactions prédominantes	Principaux produits Obtenus
Paraffines (normales et iso)		Rupture de la chaîne hydrocarbonée en divers points ; les ruptures en bout de chaîne sont défavorisées.	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 naphénique ; rupture des chaînes latérales au niveau du cycle aromatique.	Paraffines, oléfines et aromatiques.
Aromatiques sans chaîne latérale.		Craquage négligeable.	Coke.
Aromatiques avec chaînes latérales		Rupture des chaînes latérales au niveau des cycles aromatiques.	Oléfine et aromatiques.
Oléfines		Rupture de la chaîne hydrocarbonée en divers points.	Oléfines ramifiées ; un peu de paraffines.

La qualité de la charge influe considérablement sur la sélectivité du craquage catalytique. Ainsi la présence des hétéroatomes dans la charge catalytique tels que le soufre, l'azote et les organométalliques donnent naissance à des réactions secondaires parasites. Les molécules soufrées et azotées sont partiellement transformées en H₂S et NH₃ que l'on retrouve dans les gaz légers. Le tableau III.1 schématise les principales réactions intervenantes dans le craquage catalytique des différentes familles d'hydrocarbures [6].

Les conditions opératoires influent beaucoup sur le rendement du craquage de molécules lourdes d'hydrocarbures.

➤ **Température** : Elle est de l'ordre de 400-500°C dans le craquage catalytique. Elle accélère la vitesse de la réaction, mais son influence est moindre que dans le craquage thermique. La vitesse ne double que tous les 80°C contre tous les 15°C pour le craquage thermique. Le rendement en gaz augmente ainsi que le caractère oléfinique à conversion constante. Si la température augmente, le rendement en essence diminue aussi.

➤ **Pression** : L'augmentation de la pression favorise la conversion ainsi que la production des gaz et l'essence produite aura un caractère oléfinique. Son rendement diminue, le nombre d'octane diminue et la production de coke augmente.

➤ **Vitesse spatiale** : La vitesse spatiale ou la V.V.H. c'est le rapport du débit volume de la charge sur le volume du catalyseur. A mesure que le débit de la charge augmente, la vitesse spatiale augmente, ce qui implique le temps de contact diminue et le degré de conversion diminue.

➤ **Nature du catalyseur** : Les catalyseurs de craquage présente un caractère acide. Cette acidité essentiellement du type Bronsted favorise la rupture de la liaison C-C et la formation des hydrocarbures ramifiés. Après les aluminosilicates naturels et les silices-magnésies, c'est les zéolithes (aluminosilicates avec différents rapports Si/Al) qui sont plus largement utilisés dans les unités de craquage catalytiques [6].

On distingue essentiellement trois types de craquage : **le craquage par voie thermique, le craquage par voie catalytique et l'hydrocraquage.**

III.4. Les procédés de craquage thermique :

Le craquage thermique est la pyrolyse de fractions pétrolière sous l'influence de la chaleur. Il s'agit d'une réaction endothermique conduisant à une forte augmentation du nombre des molécules qui sera donc favorisée par une augmentation de la température et une diminution de la pression. Cette opération peut être pratiquée sur une grande variété de

chaleur allant du méthane à des résidus lourds, elle met en jeu un mécanisme par radicaux libres ou interviennent des réactions successives (réactions primaires et réactions secondaires) [5].

III.4.1.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.

III.4.2.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.

III.4.3.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) selon le mécanisme de réaction, la durée du procédé, la température et le brut traité, produisent trois types de coke : spongieux, alvéolaire et aciculaire [5].

III.5. Les procédés de craquage catalytique :

Des hydrocarbures lourds sont exposés, dans des conditions de température élevée et de basse pression, à des catalyseurs qui initient les réactions chimiques. Au cours de ce processus, il y a réarrangement de la structure moléculaire, ce qui transforme les charges d'hydrocarbures lourds en fractions plus légères, par exemple kérosène, essence, gaz de pétrole liquéfiés, fioul domestique et charges pétrochimiques. On choisit le catalyseur de façon à obtenir à la fois la réactivité la plus élevée possible et la meilleure résistance à l'attrition. Les catalyseurs utilisés dans les unités de craquage des raffineries sont des matières solides poreuses (zéolithes : hydrosilicate d'aluminium synthétiques) se présentant sous forme de poudres, de billes, de pastilles ou de granules façonnés appelés extrudés. La figure III.3 donne un aperçu du procédé de craquage catalytique [5].

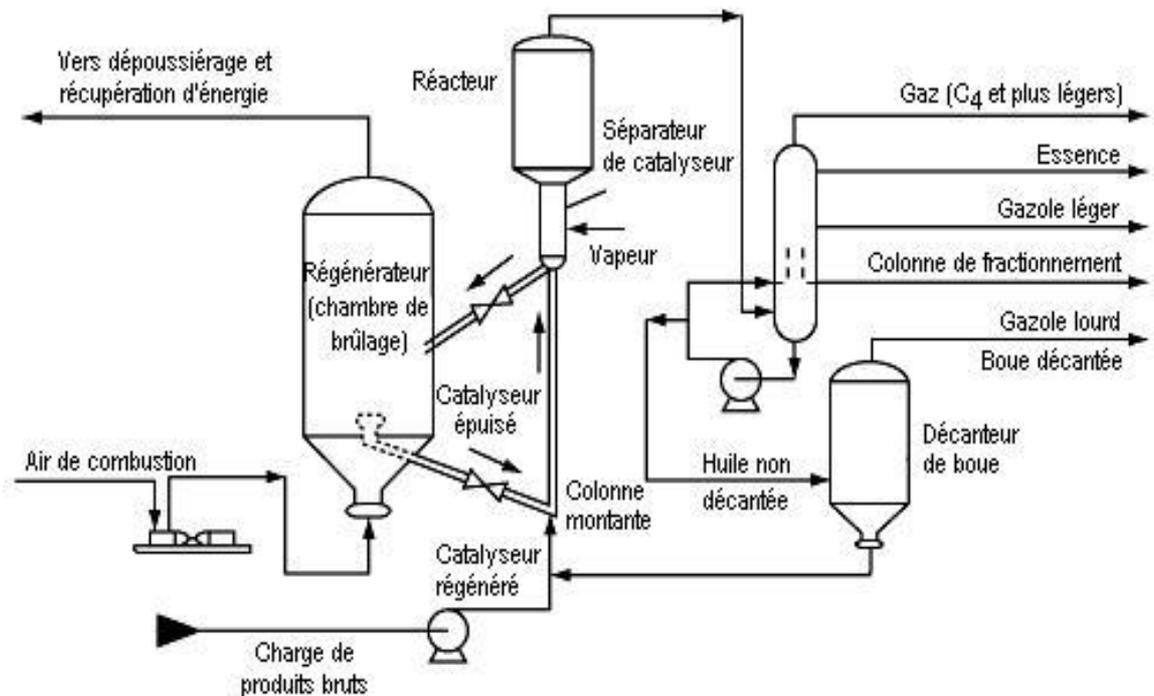


Figure III.3 : Schéma du procédé de craquage catalytique [5].

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

- Réaction : la charge réagit avec le catalyseur est fragmentée en différents hydrocarbures.
- 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 deux principaux types de base de procédés de craquage catalytique :

- Le craquage catalytique sur lit fluidisé (FCC).
- Le craquage catalytique sur lit mobile
- Le craquage catalytique sur lit mobile selon le procédé TCC.

Les réacteurs en lit fluidisé et en lit mobile prévalent largement dans les raffineries à travers le monde.

Ces deux procédés utilisent des zéolithes chimiquement semblables, mais la configuration physique des catalyseurs diffère. Les catalyseurs FCC ont une taille de particules moyenne de 50 microns alors que les catalyseurs TCC sont des cylindres de 6 mm de diamètre [5].

III.5.1. Le craquage catalytique sur lit fluidisé (FCC) :

Les unités de craquage catalytique sur lit fluidisé comportent une section de catalyse (colonne montante, réacteur et régénérateur) et une section de fractionnement, qui fonctionnent ensemble comme une unité de traitement intégrée.

L'unité FCC utilise un catalyseur se présentant sous forme d'une poudre fine en suspension dans de la vapeur d'hydrocarbures ou dans un gaz qui agit comme milieu de fluidisation. Le craquage est réalisé dans une colonne montante par laquelle le mélange catalyseur-hydrocarbures s'écoule dans le réacteur.

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

Le catalyseur épuisé est régénéré pour en extraire le coke accumulé. Il est acheminé vers un séparateur, puis vers un régénérateur où il est mélangé à de l'air préchauffé pour brûler

la plus grande partie des dépôts de coke. On ajoute du catalyseur neuf et on élimine le catalyseur épuisé pour optimiser le procédé de craquage.

Le FCC est constitué :

- d'un réacteur ou riser dans lequel les réactions chimiques de craquage se produisent (température de 520 à 540 °C et pression de 2 à 3 bars). Du coke se dépose alors sur le catalyseur ce qui détruit son activité.
- d'un régénérateur dans lequel le coke brûle grâce à l'injection d'air de combustion. La chaleur dégagée permet de réchauffer le catalyseur régénéré qui est réutilisé dans le réacteur.
- de liaisons réacteur-régénérateur qui permettent la circulation du catalyseur d'une capacité à l'autre.

L'essence, le GPL, les gaz et le fuel lourd sont les principaux produits obtenus.

III.5.2.Le craquage catalytique sur lit mobile :

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

III.5.3.Le craquage catalytique sur lit mobile selon le procédé TCC :

Dans ce type de craquage, la charge préchauffée s'écoule par gravité dans le réacteur. Les vapeurs sont séparées du catalyseur et acheminées vers une colonne de fractionnement. Le catalyseur usé est régénéré, refroidi et recyclé, et les gaz provenant du régénérateur sont acheminés vers une chaudière alimentée en monoxyde de carbone, de manière à récupérer la chaleur [5].

III.6. L'hydrocraquage :

La conversion des fractions lourdes du pétrole en fractions plus légères implique une augmentation de la teneur en hydrogène des produits formés. Il existe alors deux stratégies principales : la première consiste à séquestrer une partie du carbone initial (par exemple par cokéfaction ou désasphaltage) mais les produits formés sont difficilement valorisables et

nécessitent des traitements supplémentaires importants ; la seconde possibilité consiste à ajouter de l'hydrogène à la charge pendant la conversion (c'est l'hydrocraquage).

L'hydrocraquage est donc un procédé en deux étapes combinant le craquage catalytique et l'hydrogénation, procédé au cours duquel les produits souhaités sont obtenus par craquage de fractions distillées en présence d'hydrogène et de catalyseurs spéciaux.

Les procédés d'hydrocraquage requièrent des conditions opératoires sévères en mettant en œuvre une température (comprise entre 410 et 450°C) et une pression partielle d'hydrogène (comprise entre 110 et 210bars) élevées en présence d'un catalyseur à base de métaux supportés.

Le procédé d'hydroconversion opérant en lit bouillonnant permet de contrôler l'exothermicité induite par les réactions de conversion. Des niveaux de conversion élevés (autour de 70 à 80% pds) sont atteints dans ces conditions et le rendement en produits liquides valorisables est beaucoup plus important que pour les procédés de retrait de carbone

L'hydrocraquage présente, par rapport au craquage catalytique, l'avantage de permettre de traiter sans désulfuration préalable des charges riches en soufre. Dans ce procédé, la charge de substances aromatiques lourdes est convertie en produits plus légers sous de très fortes pressions et à des températures assez élevées [5].

Lorsque la charge renferme beaucoup de substances paraffinées, l'hydrogène empêche la formation de HAP, réduit la formation de goudron et évite l'accumulation de coke sur le catalyseur.

L'hydrocraquage produit des quantités relativement importantes d'isobutane, soumis ensuite à l'alkylation, et produit en outre une isomérisation qui permet de régler le point d'écoulement et le point de fumée, deux paramètres importants dans les carburateurs de haute qualité.

Dans la première étape, la charge est mélangée à de l'hydrogène recyclé, puis chauffée et acheminée dans le réacteur primaire, qui en convertit une quantité importante en distillats moyens. Les composés soufrés et azotés sont convertis en sulfure d'hydrogène et en ammoniac, à l'aide d'un catalyseur, dans le réacteur primaire.

Le résidu est chauffé et envoyé dans un séparateur haute pression où les gaz riches en hydrogène sont récupérés et recyclés. Les hydrocarbures restants sont strippés ou purifiés

pour en extraire le sulfure d'hydrogène, l'ammoniac et les gaz légers qui sont recueillis dans un accumulateur, où l'essence est séparée du gaz acide.

Les hydrocarbures liquides épurés qui proviennent du réacteur primaire sont mélangés à de l'hydrogène et envoyés dans un réacteur secondaire où ils sont transformés par craquage en essence, en carburéacteur et en essence de base de haute qualité. On fait passer ces produits dans une série de séparateurs haute et basse pression pour éliminer les gaz, qui sont recyclés. Les hydrocarbures liquides sont stabilisés, séparés et épurés ; les produits de naphthas légers provenant de l'unité d'hydrocraquage sont utilisés pour préparer de l'essence, tandis que les naphthas plus lourds sont recyclés ou envoyés dans une unité de reformage catalytique.

Les phases actives des catalyseurs d'hydrotraitement sont constitués de sulfures de molybdène ou de tungstène associés à des oxydes de nickel ou de cobalt sur un support d'alumine gamma, de surface spécifique de 250 m²/g environ. Le système Mo/Co est utilisé pour la désulfuration alors que les systèmes Mo/Ni et W/Ni sont préférés pour les opérations d'hydrogénation et d'hydrotraitement. Dans ce dernier cas, le support est parfois un composé silice-alumine [5].

Le nickel et le cobalt ne sont pas très efficaces utilisés seuls, mais ils augmentent l'activité du molybdène et du tungstène. Les oxydes de molybdène contenant des activateurs cobalts ou nickel sont employés de façon préférentielle du fait de leur sélectivité de leur facilité à être régénérés et de leur résistance aux poisons [5].

III.7. Historique des catalyseurs de craquage des coupes pétrolières lourds

Les premiers catalyseurs acides utilisés industriellement au début des années trente pour le craquage sont des argiles naturelles du type montmorillonite dont le constituant principal est la montmorillonite (silicate d'aluminium hydraté) traitée à l'acide pour augmenter son acidité et sa stabilité. Ils ont été utilisés dans le procédé à lit fixe dit « HOUDRY » en 1937 aux USA (Raffinerie de la Sun oil company New Jersey)[6].

Les premiers catalyseurs synthétiques sont apparus en 1941 à base de silice-alumine (15 à 17% d'alumine) sous forme de pastilles. Ils ont été utilisés en lit fixe (Fixed catalytic cracking) et en lit mobile (Thermo for Catalytic cracking) par la socony Oil Company[7].

Les problèmes de fluidisation et d'attrition ont fait que ces catalyseurs se sont développés dans les années cinquante pour limiter ces inconvénients : microsphères de 60µm,

Silice-alumine avec une teneur en alumine plus grande 25-30% pour tenter d'augmenter la stabilité et la sélectivité.

En début des années 60, est apparue une nouvelle génération de catalyseurs synthétiques à savoir les zéolites qui améliorent l'activité, la sélectivité et la stabilité thermique. Les zéolithes sont des silices polymorphes de formule générale : SiO_2 , avec quelques Si substitués par aluminium. Leur synthèse se fait par hydrolyse de composés silices à des températures et pressions modérées et des pH élevés. Il en résulte la formation d'un réseau de tétraèdres avec une structure poreuse de stabilité élevée. Il est possible de faire un réarrangement de cette structure à très haute température et modifier la porosité de la zéolithe restante [8].

L'intérêt des zéolites se résume par :

- La taille des pores proportionnelle aux dimensions moléculaires et modulable selon les conditions de préparation et du rapport Si/Al.
- sélectivité sur le réactif : les réactifs dont la dimension est supérieure à la taille des pores ne sont pas convertis.
- sélectivité sur l'état de transition : les intermédiaires réactionnels formés dans le pore qui présentent des dimensions supérieures au diamètre du pore ne pourront pas sortir du pore.
- sélectivité sur le produit : ne sortiront du pore que les produits qui ont une dimension inférieure au diamètre du pore.
- sélectivité sur l'adsorption : hydrophile/hydrophobe

Depuis le domaine des catalyseurs zéolitiques appliqués au craquage des molécules lourdes et à l'hydrocraquage en lit fluidisé et en lit mobile n'a cessé de se développer. Les zéolithes les plus utilisées sont :

- la Zéolithe Y ($\text{Si/Al} \approx 1.5 \text{ à } 3$) : c'est une zéolithe acide qui conduit à des bons rendements de craquage et en produits à haut indice d'octane. Elle est 10 000 fois plus active qu'un support silice-alumine dans le craquage catalytique et l'hydrocraquage [9].

- La zéolithe ZSM-5 : C'est également une zéolithe acide qui a montré une très grande stabilité thermique et une grande efficacité particulièrement dans le domaine du craquage des fractions pétrolières lourdes [10-14]. La ZSM-5 (Zéolite Socony Mobil n°5) contient des taux d'aluminium variables dans leur structure, ce qui les rend hydrophiles.

Dans un souci d'améliorer les performances catalytiques des catalyseurs actuels utilisés, beaucoup de travaux scientifiques continuent d'être publiés. En effet :

Hisakikondoh et al [15] ont étudié le craquage catalytique d'une l'huile résiduelle de la distillation atmosphérique et du bitume de sable bitumineux sur des catalyseurs oxydes mixtes de titane et de zircon (TiO₂-ZrO₂) dans un réacteur à lit fixe en présence de vapeur surchauffée. Il en résulte des combustibles plus légers tels que le gazole et le gazole sous vide (VGO). Ils montrent en particulier que les mécanismes de valorisation se produisaient par le clivage de la liaison carbone-carbone et l'ouverture du cycle naphthalène causée par le craquage, l'oxydation ou l'hydrogénolyse. La réaction de clivage de la liaison carbone-carbone sur les sites acides suit le procédé FCC (Fluid Catalytic cracking) bien connu, alors que la formation de coke sur les catalyseurs est un problème sérieux.

Par conséquent, la répétition de la séquence de réactions sur une courte période de temps et la régénération immédiate du catalyseur sont nécessaires. Dans cette étude, le catalyseur TiO₂ et ZrO₂ est en quantités équimolaires et sa structure reste intact après la réaction.

Dans cette étude [16], ils citent également le développement d'un catalyseur ZrO₂- Al₂O₃ -FeO_x dopé au CeO pour la conversion du pétrole lourd en carburants plus légers.

Lorsque ce catalyseur a été appliqué à la dégradation de l'huile lourde, l'oxygène du réseau dans le catalyseur était le site actif principal ; il décompose l'huile lourde par craquage oxydatif partiel. Bien que le catalyseur ait montré une activité de valorisation élevée, il a été progressivement désactivé en raison du dépôt de carbone.

Burkhardt et al. [17] ont étudié l'influence de la structure de la zéolithe sur la composition des produits dans le craquage d'un distillat sous vide hydrogéné. Ils ont comparé les résultats obtenus sur la zéolithe Y commerciale, sur une zéolithe HZSM-5 synthétisée au laboratoire (rapport de silicium / aluminium= 35) et sur un mélange 1 :1 de ces deux zéolithes. La présence de la HZSM-5 dans le catalyseur mélange 1 :1 a révélé une diminution en rendement d'essence avec l'augmentation en rendement de gaz et un enrichissement des aromatiques dans l'essence améliorant ainsi l'indice d'octane comparé aux résultats obtenus sur la zéolithe Y. Ce résultat a été confirmé sur des tests réalisés sur la zéolithe HZSM-5 seule où seules les n-paraffines > C₁₆ sont craquées. On retrouve un taux de paraffines et d'oléfines légères (en particulier les aromatiques) très important dans l'essence.

Par ailleurs, Naget *al.* [18] ont établi un ordre de réactivité pour divers composés soufrés lors d'une conversion en batch à 7,2 Mpa et à 300 °C sur un catalyseur CoMo/Al₂O₃ selon le nombre de cycles aromatiques des composés soufrés. Les auteurs ont mis en évidence une diminution de la réactivité des composés soufrés en HDS lorsque le nombre de cycles augmente du thiophène au dibenzothiophène. Néanmoins, peu de différences dans les réactivités HDS des composés tri et tétracycliques ont été observées dans les conditions de l'étude. Les auteurs proposent donc de considérer le dibenzothiophène comme un composé représentatif des coupes lourdes, réfractaire à l'HDS.

Meng Pan et al. [19] ont synthétisé un matériau composite noté Y/ASA en enveloppant la zéolite Y dans le gel de la silice-alumine mésoporeuse (ASA). Ils montrent que l'activité de ce catalyseur composite est plus élevée que celle de la zéolithe Y ou encore de la silice-alumine mésoporeuse, dans la réaction de craquage catalytique du mélange n-décane-diesel léger. Ce résultat est expliqué par l'efficacité de diffusion considérablement améliorée sur le catalyseur composite par rapport aux zéolithes purement microporeuses suite au rôle de la matrice active ASA qui consiste à pré-craquer les molécules volumineuses pour qu'ils soient prêts à se diffuser dans les canaux de la zéolite pour un craquage catalytique supplémentaire et sélectif. Ils montrent également la grande stabilité thermique et hydro-thermique du catalyseur composite Y/ASA grâce à sa cristallinité élevée qui peut répondre aux exigences industrielles.

Satoshi et al [20] ont étudié la conversion d'une huile résiduelle d'une raffinerie de pétrole à partir de développement du procédé FCC basé sur les catalyseurs zéolitiques. Les études ont montré que la zéolithe USY est la plus performante pour l'amélioration de production des carburants légers suite à son activité et son effet inhibiteur de la formation du coke et sa stabilité hydro-thermique dans le craquage.

Nikita N. Sviridenko et al [21] ont étudié le craquage de pétrole brut lourd du gisement de Mordovo-Karmal sur un catalyseur NiCr /WC dans un réacteur discontinu à 450°C avec teneur en catalyseur de 0,01 à 02 % en poids et un temps de séjour de 100 min. Les chercheurs ont montré que ce catalyseur conduit à la formation d'une fraction pétrolière légère « synthétique ». La viscosité des produits liquides de craquage catalytique diminue par rapport à la charge. La fraction pétrolière produit de la réaction, dont le point

d'ébullition maximum est de 360°C augmente de 78%. Le taux de résines, d'asphaltenes, et de sulfures diminue.

De leur côté, ErfanAghaei et al [22] ont étudié des propriétés physico-chimiques d'une zéolithe Y traitée par des séquences de traitement à la vapeur acide-alcalin. Différents agents alcalins (NaOH, NaCO₃ et CaCO₃) à différentes concentrations sont utilisés pour promouvoir les performances catalytiques de la zéolithe Y synthétisée dans le procédé de conversion des huiles pétrolières lourdes. La combinaison du traitement séquentiel acide-alcalin stimule la formation de méso-pores et les propriétés texturales. La conversion catalytique de l'huile pétrolière est fortement favorisée sur la zéolithe Y traitée.

Ces auteurs montrent qu'un traitement avec une solution 1 M CaCO₃ entraîne une conversion de 70% et une grande sélectivité en produits légers et en kérosène (45%). De plus, le traitement avec la solution de CaCO₃ inhibe la formation de coke et augmente la durée de vie du catalyseur.

La prise de conscience de l'utilisation de carburants écologiques comme le biodiesel augmente chaque jour. L'augmentation du réchauffement climatique et des crises énergétiques dues aux combustibles fossiles a accéléré la recherche de biocarburants.

Le biodiesel est un carburant prometteur ; il est disponible dans une large gamme dans toutes les régions du monde. La plupart des études révèlent que les performances du biodiesel sont meilleures que celles du diesel. À l'exception des NO_x, les émissions majeures sont élevées dans le cas des combustibles fossiles

Ainsi, les procédés de craquage des huiles issues de la biomasse ont connu ces dernières années une attention particulière avec comme objectif la production de carburant dit « bio » et la réduction de la consommation des combustibles fossiles. C'est dans cette optique que :

S. Ramkumar et al [23] ont étudié le craquage thermique de l'huile de Pongamia Pinata et la possibilité d'utiliser les produits de ce craquage en tant de bio carburant dans un moteur à combustion interne. Les résultats obtenus rapportés par ces auteurs sont très encourageants.

Javier et al [24] ont exploré les performances de différents catalyseurs à base de zéolithe (HY, HZSM-5 et HBeta) sur le craquage catalytique d'une bio-huile dans un

réacteur à colonne montante simulé et ressemblant aux conditions opératoires d'un FCC industriel. L'analyse des résultats a montré un niveau de la désoxygénation supérieur à 61% (augmentant avec le rapport C/O) et un rendement en hydrocarbures liquides similaires pour tous les catalyseurs. Le rendement total en hydrocarbures était plus élevé pour le catalyseur

HBeta (56% en poids) par contre le catalyseur HZSM-5 présente des rendements plus élevés en GPL avec (12–14% en poids) à cause de sa forte acidité. Pour le catalyseur HY le rendement en essence est le plus élevés par rapport les autres (46–55% en poids) avec plus de coke (4 à 7% en poids) grâce à sa capacité de retenir les précurseurs de coke dans ses micropores. Ils concluent enfin que la zéolithe HZSM-5 présente les meilleurs caractéristiques pour la production d'oléfines légères avec un indice d'octane élevé.

Fekadu Mosisa Wako et al [25] ont étudié le craquage catalytique des huiles de cuisson usagées (OMD) pour la production de combustibles liquides dans un réacteur semi-batch sous pression atmosphère et dans une gamme de température de 400 à 500 °C en utilisant l'oxyde de zirconium ZrO_2 comme catalyseur. Les chercheurs ont montré qu'après craquage, ils obtiennent 83% en poids de produits avec un pouvoir calorifique supérieur à la charge (OMD). Ces résultats ont révélé que l'OMD peut agir en tant que candidat potentiel pour la production de biocarburant par craquage catalytique.

Enfin, Xianhui Zhao et al. [26] ont étudié le craquage catalytique de l'huile de Carinata sur un catalyseur Zn/Na-ZSM-5 frais et régénéré dans un réacteur à lit fixe à 450 °C pour produire du biocarburant hydrocarboné. L'effet du Zn/Na-ZSM-5 frais et régénéré sur la qualité et le rendement du biocarburant hydrocarboné a été discuté. La caractérisation du catalyseur, du biocarburant hydrocarboné et du gaz a été réalisée.

Le rendement en biocarburant hydrocarboné obtenu sur le Zn/Na-ZSM-5 régénéré a augmenté mais le rendement en coke et le rendement résiduel de distillation ont diminué, par rapport au Zn / Na-ZSM-5 frais. La régénération de Zn / Na-ZSM-5 a eu une influence mineure sur la densité du biocarburant hydrocarboné, mais le pouvoir calorifique plus élevé (HHV) a diminué, et la viscosité et l'indice d'acide ont augmenté par rapport au Zn / Na-ZSM-5 régénéré. La régénération de Zn / Na-ZSM-5 a réduit la décarboxylation, la décarbonylation et la déshydrogénation de l'huile de carinata, ce qui a entraîné la baisse de la teneur en CO_2 , CO , H_2 et hydrocarbures légers (C1–C5). Un essai préliminaire de la valorisation du mélange résiduel de distillation sur du Zn / Na-ZSM-5 frais a été effectué, suggérant que le mélange résiduel de distillation pourrait être recyclé pour une valorisation supplémentaire. Le gaz produit, y compris H_2 , Le CO et les hydrocarbures légers

pourraient être réutilisés comme gaz de synthèse pour la production d'électricité à l'éther ou la production de produits chimiques de valeur.

Conclusion générale

Conclusion générale

La raffinerie d'Alger a fait l'objet d'une extension de ses capacités de production de 35% en adaptant ses installations pour la production des carburants aux spécifications européennes et en incluant d'autres unités telles qu'une unité de pré-distillation ou encore une unité d'isomérisation.

Ainsi, le ballon flash a été remplacé par une colonne de pré-distillation et un ballon séparateur. Cette modification est une solution pour séparer une quantité plus importante de vapeurs. Elle permet aussi la récupération du condensat à haute valeur commerciale et éviter le problème d'engorgement de la colonne de distillation atmosphérique (topping) et la détérioration du four par la présence des légers.

L'unité de craquage catalytique est également une unité qui permet d'obtenir des coupes essences supplémentaires à partir des résidus de la distillation atmosphérique et la distillation sous vide. Cette dernière retient l'attention des responsables de la raffinerie en vue d'une rentabilisation maximum.

L'étude bibliographique a montré que le catalyseur joue un rôle très important dans le craquage catalytique. L'utilisation de catalyseur zéolitiques reste d'actualité dans le l'industrie du craquage catalytique à cause de sa sélectivité de forme du à sa porosité qui dépend des conditions de préparation et du rapport Si/Al, de son acidité modulable et de sa stabilité thermique et hydro-thermique.

Le souci majeur reste le dépôt de coke sur le catalyseur qui exige une régénération continue pour maintenir son efficacité. Ce souci fait l'objet de recherches continues afin de formuler un catalyseur qui limiterait au maximum cet inconvénient.

Références bibliographiques

- [1] : WAUQUIER, J.P, Le raffinage du pétrole, Produit Pétroliers, schémas de fabrication, Paris : Edition Technip, Publication de l'institut français de pétrole, Tome 5, (1998).
- [2] : P .WHUITIER Raffinage et génie chimique. Paris. Publication de l'institut français, Tome I, Edition Technip (1972).
- [3]: BP Statistical Review 2018.
- [4] : Document Interne de la Raffinerie d'Alger.
- [5] : Document Encyclopédie de sécurité et de santé au travail.
- [6] : M. ROUIBET KARIM-EDDINE thèse de magistère, Revalorisation des coupes lourdes du pétrole par le craquage catalytique, 1998.
- [7] : EUREKEM conseil, Etude réalisée pour le compte de l'ADEME (agence de l'environnement et la maîtrise d'énergie « *Les catalyseurs solides usés de l'industrie chimiques et du raffinage du pétrole* » octobre 1996.
- [8]: A. Amosvidan; Oil and Gas journal special issue, mai 1992, pp 4-47.
- [9]: M. Sitting, Catalytic cracking technic in review, Petroleum refin, Vol 31 N°09 sept. 1952 citée par M. Rouibet, thèse de magister, Université de Boumerdes, 1998.
- [10] : H. Belmouedden, thèse de magister, USTHB, 2014.
- [11]: D.E.W. Vaughan, "The Properties of Zeolites", R.P. Townsend (Ed.), London, Spec. Pub. 33, Chem. Soc., (1980).
- [12] : N. Kumar, V. Nieminen, K. Demirkan, T. Salmi, D. Y. Murzin, E. Laine, Appl. Catal., A 235 (2002)113.
- [13] : C. Falamaki, M. Edrissi, M. Sohrabi, Zeolites, 2 (1997) 19.
- [14] : T.F. Degnan, G.K. Chitnis, P.H. Schipper, Microporous Mesoporous Mater, 245 (2000) 35.
- [15] : Hisaki Kondoh, Kumiko Tanaka, Yuta Nakasaka, Teruoki Tago, Takao Masuda, catalytic cracking of heavy oil TiO₂-ZrO₂ catalysts under superheated steam condition fuel 167 (2016) 288-294
- [16] : S.J. Yanik, E.J. Demmel, A.P. Humphries, R.J. Campagna, J. Oil Gas, 83 (19) (1985) 108.
- [17]: I. Burkhardt, U. Illgen, I. W. Schulz and J. Scheve, The Influence of HZSM-5 Zeolite on the Product Composition After Cracking of High Boiling Hydrocarbon Fractions, Applied Catalysis (1990) 271-280.
- [18]: N. K. Nag, A. V. Sapre, D. H. Broderick, B. C. Gates, J. Catal, 57(1979)509.

- [19] Meng. Pan, Jiajun Zheny, Yujian Liu, Weiwei Ning, Huiping Tian, Ruifeng Li, Construction and practical application of a novel zeolite catalyst for hierarchically cracking of heavy oil ,*Journal of Catalysis* 369 (2019) 72-85.
- [20] Satoshi Suganuma, Naonobu Katada, Innovation of catalytic technology for upgrading of crude oil in petroleum refinery, *Fuel Processing Technology* 208 (2020) 106518.
- [21] Nikita N. Sviridenko, Anatoly K. Golovko, Nadezhda P. Kirik, Alexander G. Anshits, Upgrading of heavy crude oil by thermal and catalytic cracking in the presence of NiCr/WC catalyst, *Journal of the Taiwan Institute of chemical engineers* 112(2020) 97-105.
- [22] Erfan Aghaei, Ramin Karimzadeh, Hamid Reza Godini, Aleksander Gurlo, Oliver Gorke, Improving the physicochemical properties of Y zeolite for catalytic cracking of heavy oil via sequential steam-alkali-acid treatments, *Microporus and Mesoporous Materials* 294 (2020) 109854.
- [23] S. Ramkumar, V. Kirubakaran, Biodiesel from vegetable oil as alternate fuel for C.I engine and feasibility study of thermal cracking: A critical review, *Energy Conversion and Management* 118(2016) 155-169.
- [24] Álvaro Ibarra, Idoia Hita, Miren J. Azkoiti, José M. Arandes, Javier Bilbao, Catalytic cracking of raw bio-oil under FCC unit conditions over different zeolite-based catalysts, *Journal of industrial and Engineering Chemistry* 78 (2019) 372-382.
- [25] Fekadu Mosisa Wako, Ali Shemsedin Reshad, Machhinra S. Bhalerao, Vaibhav V. Goud, Catalytic cracking of waste cooking oil for biofuel production using zirconium oxide catalyst, *Industrial Crops and Products* 118 (2018) 282-289.
- [26] Xianhui Zhao, Lin Wei, Shouyun Cheng, Yuhe Cao, James Julson, Zhengrong Gu, Catalytic cracking of carinata oil for hydrocarbon biofuel over freshand regenerated Zn/NaZSM5, *Applied Catalysis A : General* 507 (2015) 44-55.