



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DE 20 AOUT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Valorisation du résidu atmosphérique par la simulation

d'une nouvelle unité de distillation sous vide

Au niveau de la raffinerie de RHM2

Présentée Par :

BOUZOU Sirine

Encadrée par :

Dr .SAADI Chahrazad

Soutenu le :

Année universitaire : 2022 / 2023

Remercîments

Au tout début, Je remercie le **BON DIEU**, le tout puissant qui m'a donné du courage, volonté et patience pour bien mener ce travail jusqu'à son achèvement.

C'est pour moi, autant un plaisir qu'un devoir d'exprimer ma gratitude et reconnaissance tout particulièrement, à mon encadreur **Mme SAADI Chahra** pour son aide, son soutien et ses précieux conseils. Qu'elle trouve dans ces quelques mots sincères et honnêtes, l'expression de ma profonde gratitude.

J'adresse un remerciement particulier à **M GOUADJLIA Haithem** pour l'accueil chaleureux qui m'a été réservé durant mon stage.

Je remercie très sincèrement les membres du jury, **Mme MARSA**, **Mme REMDANE**, et **Mme CHELGHAM**, d'avoir accepté d'examiner ce travail.

Je tiens à adresser mes vifs remerciements à tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à l'élaboration de ce présent travail.

Veillez trouver, dans ce mémoire, ma reconnaissance et mon profond respect

Dédicaces

Je dédie ce travail à la plus belle créature que Dieu a créée sur terre, cette source de tendresse, de patience et de générosité, la lumière de mes jours et l'exemple du dévouement qui n'a pas cessé de m'encourager et de prier pour moi, **ma mère**.
Puisse Dieu le tout puissant vous préserver et t'accorder santé longue vie et bonheur

Aucune dédicace ne saurait exprimer l'amour, l'estime et le respect que j'ai toujours eu pour vous **mon père**. Rien au monde ne vaut les efforts fournis jours et nuit pour mon éducation et mon bien être, ce travail est le fruit de vos sacrifices que vous m'avez consentis pour mon éducation et ma formation.

À ma chère sœur **Malika** qui a été toujours présente pour les bons conseils, votre soutien m'a été un grand secours au long de ma vie, veuillez trouver dans ce modeste travail ma reconnaissance pour tous vos efforts.

À mes chères frères **Said, Jilou** et **Smail** pour leurs encouragements et que ce travail soit une raison pour être fier de tout ce qu'ils ont fait pour moi.

Une spéciale dédicace à mes chères copines avec lesquelles j'ai passé des beaux moments **Manel, Rayenne Ilhem** et **Khloud** pour leur affectueux et indéfectible soutien, pour leur bienveillance et leur contribution à mon travail.

Toutes personnes qui ont participé de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

Résumé

Dans ce travail, nous avons réalisé une simulation de l'unité de distillation sous vide des résidus atmosphériques de la raffinerie RHM2, afin de valoriser le résidu atmosphérique qui se mélange à la charge dans la section de Topping (U200) sans qu'il soit stocké dans la raffinerie. L'unité consiste à produire des distillats (LVGO, HVGO : 23950Kg/h), qui serviront de matières premières pour les procédés de conversion tels que : Unité d'hydrocraquage, l'unité de craquage catalytique pour augmenter la production de carburant. La simulation a été réalisée à l'aide du programme Aspen Hysys V11, grâce auquel nous avons obtenu des résultats satisfaisants.

Abstract

In this work, we carried out a simulation of the vacuum distillation unit of the atmospheric residues of the RHM2 refinery, in order to valorize the atmospheric residue which mixes with the load in the Topping section (U200) without it being stored in the refinery. The unit consists of producing distillates (LVGO, HVGO: 23950Kg/h), which will be used as raw materials for conversion processes such as: Hydrocracking unit, catalytic cracking unit to increase fuel production. The simulation was carried out using the Aspen Hysys V11 program, thanks to which we obtained satisfactory results.

SOMMAIRE

INTRODUCTION GENERALE

I. LES COMPOSITIONS ET CARACTERISATIONS DES PETROLES BRUTS ET LES COUPES PETROLIERES

I.1 Constituants purs.....	1
I.1.1 Hydrocarbures.....	2
I.1.2 Composes autre que les hydrocarbures.....	2
I.2 Caractérisation des pétroles bruts selon le caractère dominant a partir des propriétés physiques globale	3
I.2.1 Caractérisation d'un pétrole brut par les valeurs des densités respectives d'une fraction legere et d'une fraction lourde.....	3
I.2.2 Facteur de caractérisation kuop ou facteur de watson kw	4
I.3 Caractérisation des pétroles bruts et coupes pétroliers a partir des analyses structurales.....	6
I.4 Evaluation des pétroles bruts	8
I.5 Propriétés physico-chimiques globales des pétroles bruts.....	8
I.5.1 Densité (spécifique gravite) des pétroles bruts	8
I.5.2 Tension de vapeur et point d'eclair des petroles bruts	9
I.6 Distillation tbp des pétroles bruts.....	10
I.7 Caractéristique des produits pétrolier utilises à des fins énergétiques.....	12
I.7.1 Propriétés physique des essences.....	13

I.7.2 Propriétés chimiques des essences. Indices d'octane	14
I.7.3 Caractéristiques du gazole imposées par son mode de combustion	14
I.8 Caractéristiques des produits pétroliers no-énergétiques	16
I.8.1 Propriétés recherchées pour les lubrifiants, huiles industrielles et produits connexes	
I.9 Les types de pétrole.....	18
I.9.1 Le pétrole non conventionnel.....	18
I.9.2 Le pétrole conventionnel.....	18

II. LES PROCÉDES DE SEPARATION

II.1 Distillation atmosphérique du pétrole brut	20
II.1.1 Description de procédés.....	23
II.2 Distillation sous vide du résidu atmosphérique	23
II.2.1 Fractionnement	26
II.2.2 Exemples de spécifications pour un distillat destiné au craquage catalytique	26
II.2.3 Description du procédé de distillation sous vide du résidu atmosphérique....	27
II.2.4 Description de la colonne de distillation sous vide	29
II.2.5 Choix du type de distillation sous vide.....	31
II.2.6 Technologie des colonnes de distillation sous vide.....	31

III. PRESENTATION DE LA RAFFINERIE DE HASSI MESSAOUD

RHM2

III.1 Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud rhm2	33
--	----

III.1.1 La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud rhm2.....	33
III.1.2 Description de section topping (distillation atmosphérique) unité 200	35
III.1.3 Description de l'unité de topping	37
III.1.4 Section prétraitement du naphta unité 300.....	41
III.1.5 Reforming catalytique unité 800.....	43
III.1.6 Section stockage unité 900, utilités et pomperiez d'expédition.....	45
III.1.7 Bilan général de la raffinerie.....	47

IV. PARTIE SIMULATION

IV.1 Problématique	49
IV.2 Définition l'logicielle hysys.....	49
IV.2.1 Choix de modèle thermodynamique	50
IV.2.2 Préparations des données	50
IV.3 Les étapes de simulation	
IV.4 Caractérisation de résidu atmosphérique	53
IV.4.1 Composition et caractéristiques	53
IV.5 Présentation du procède	53
IV.5.1 Schéma de procédées	53
IV.5.2 Caractérisation d'alimentation de la colonne.....	53
IV.6 Conditions opératoires	
IV.6.1 Alimentation.....	56

IV.6.2 Produits obtenus	57
IV.6.3 Design de la colonne	58
IV.7 Bilans matières de la colonne de distillation sous vide.....	
IV.7.1 Les température et pression plateaux de la colonne	60
IV.8 Dimensionnement et caractéristique des équipements	
IV.8.1 Dimensionnements des échangeurs	61
IV.8.2 Dimensionnements du four	63
IV.8.3 Dimensionnements des aero réfrigérants.....	64
IV.9 Etude économique.....	
IV.9.1 Cote économie d'énergie	66
IV.9.2 Utilities du flux d'énergie	66
IV.10 Conclusion.....	69

Bibliographie

Annexe

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 Estimation de la nature moyenne des pétroles bruts par la mesure de deux densités	5
Tableau I.2 Relation masse volumique-rapport h/c d'hydrocarbures purs	6
Tableau III.1 Les composant de la section topping.....	37
Tableau III.2 Le bilan matière de fractionnement.....	39
Tableau III.3 Paramètre de la section prétraitement du naphta unité 300.....	42
Tableau III.4 Distillation astm de naphta (design).....	43
Tableau III.5 Les spécifications de la charge naphta (design)	43
Tableau III.6 Bacs des stockages (capacite et contenu)	46
Tableau III.7 Bilan général de la raffinerie cas design (tonne /an)	47
Tableau IV.1 Représente la distillation sous pression réduite de résidu 380+°c	51
Tableau IV.2 Propriété physique du résidu atmosphérique	53
Tableau IV.3 Fraction molaire de l'alimentation	65
Tableau IV.4 Design de la colonne	58
Tableau IV.5Dimensions des différentes sections de la colonne	58
Tableau IV.6 Les bilans massique des produits	59
Tableau IV.7 Les fractions molaires des produits.....	60
Tableau IV.8 Profile de pression de la colonne.....	61
Tableau IV.9 Profile de température de la colonne.....	61

Tableau IV.10 Dimensionnements des échangeurs.....	62
Tableau IV.11 Températures entrée/sortie des échangeurs.....	63
Tableau IV.12 Dimensionnements du four	63
Tableau IV.13 Températures entrer/sorte de four	64
Tableau IV.14 Dimensionnements des aeros	64
Tableau IV.15 Température entrée/sortie de aeros	65
Tableau IV.16 Le cout d'installation des équipements (échangeurs, le four et la colonne).....	65
Tableau IV.17 Le cout d'installation/équipements les aeros	66
Tableau IV.18 Economie d'énergie.....	66
Tableau IV.19 Flux d'énergie	66

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 Séparation et analyse sur une charge pétrolier complète.....	7
Figure I.2 Séparations et analyse un résidu sous-vide.....	7
Figure I.3 Partie initiale de la tbp d'un brut saharien (noter les discontinuités dues a la présence d'hydrocarbures d'aromatique : benzene b, toluene t, xylenes x).....	12
Figure II.1 Schéma d'une unité de distillation atmosphérique de pétrole brut	22
Figure II.2 Schéma d'une distillation sous vide sèche	24
Figure II.3 Schéma d'une distillation sous vide humide	25
Figure II.4 Distillation sous vide humide avec indication des valeurs opératoires .	28
Figure II.5 Distillation sous vide de résidu atmosphérique schéma conversion	29
Figure II.6 Distillation sous vide de résidu atmosphérique schéma lubrifiants	29
Figure III.1 Schéma synoptique de la raffinerie.....	34
Figure III.2 Schéma de procède du topping rhm2.....	41
Figure III.3 Schéma de procès reforming catalytique rhm2.....	45
Figure IV.1 Insertion l'astm de résidu atmosphérique de l'utbs	52
Figure IV.2 La composition de résidu atmosphérique	52
Figure IV.3 Densité du résidu atm	54
Figure IV.4 Courbe distillation du résidu atm.....	54
Figure IV.5 Procède de la distillation sous vide du résidu atmosphérique	55
Figure IV.6 Rendement massique des produits.....	59

Figure IV.7 Profile de pression	61
Figure IV.8 Profile de température	61
Figure IV.9 Bilan de flux d'énergie	67

LISTE DES ABREVIATIONS

Code	Définitions
RHM2	La nouvelle raffinerie de Hassi Massaoud
API	American Petroleum Institute
PONA	Teneur en Paraffine, Oléfine, Naphtène et Aromatique
NO	Nombre d'Octane
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
TEMA	Tubular Exchangers Manufacturer's Association
ASTM	American Society for Testing Materials
TVR	Tension de Vapeur Reid
H/C	Hydrocarbure
TBP	True Boling Point
Kuop	Facteur of Universal Oil Product
CEP	Car Effcience Paramètre
CIS	Complexes Industriels Sud
ISO	International Organisations for standardisation
Gap / Overlap	Les qualité de fractionnements
LVGO	Light vacuum gas oil
MVGO	Medium vacuum gas oil
HVGO	Heavy vacuum gas oil
Slop Wax	La graisse
ALTEC	Société Algérienne d'Engineering
H.E France	Hydrocarboné Engineering
ENGTP	Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers
AC-(LVGO,HVGO..)	Les Aeros réfrigérants

E-(LVGO,HVGO ...)

BA-100

T-100

FRC

TRC

PRC

Les échangeurs

Le Four

La colonne de distillation sous vide

Débit Régulateur et Contrôle

Température Régulateur et Contrôle

Pression Régulateur et Contrôle

INDICE

Symbole	Unité	Définitions
t1	°C	Température d'entrée fluide froide
t2	°C	Température de sortie fluide froide
T1	°C	Température d'entrée fluide chaude
T2	°C	Température de sortie fluide chaude
EC	WK	Electricité
A	m ²	Zone de transfert de chaleur
G	Kg/h	Débit massique
M	Kmole/h	Débit molaire
P	Bar	Pression
Nt		Nombre des tube
L	M	La longueur de tube
D	M	Diamètre de la colonne
De	M	Diamètre extérieurs des tubes
Tm	°C	Température moyenne
Ti	°C	Température initial
Tf	°C	Température Finale

Introduction générale

L'Algérie est une nation industrielle de premier plan réputée pour son expertise dans le secteur des hydrocarbures. L'économie du pays dépend fortement de l'industrie pétrolière, qui contribue à plus de 75% des exportations par rapport aux pays du monde entier. Le pétrole brut, occupant une troisième place dans le domaine énergétique mondial. Les hydrocarbures aux compositions variées, jouent un rôle central dans la production de produits énergétiques utilisés comme combustibles industriels et servent de base au développement de la pétrochimie.

Dans le domaine du raffinage, la distillation sous vide a un but précis : la séparation de produits hydrocarbonés contenant des molécules lourdes dont les points d'ébullition sont supérieurs au point de craquage. Cette technique est également appliquée pour la redistillation de produits de valeur qui risquent de se détériorer sous un chauffage, les raffineries utilisent le fractionnement sous vide pour extraire les coupes lubrifiantes de base.

Ce projet vise à concevoir une unité de distillation sous vide pour traiter les résidus atmosphériques de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2). Le logiciel ASPEN Hysys est utilisé pour simuler une colonne de distillation sous vide et fournit des informations précises sur le déroulement du processus.

Le bilan de matière et d'énergie portera sur la quantité d'énergie nécessaire aux unités et sur le flux de matière au cours du processus. Dans l'estimation des coûts, nous estimons les coûts d'exploitation totaux.

L'objectif principal de ce projet est d'essayer d'améliorer la production de cette colonne après avoir conçu la colonne de distillation sous vide. Nous nous concentrons sur l'amélioration de la production de gazole c'est l'un des produits les plus précieux.

Ce projet vise à :

- ❖ Exploiter les résidus de distillation atmosphérique dans la distillation sous vide pour produire des matières premières pour les processus de conversion.
- ❖ Conception détaillée de la colonne de distillation sous vide.
- ❖ Améliorer la production de gasoil léger sous vide (LVGO) et de gasoil lourd (HVGO).

Chapitre 1

Les compositions et caractérisations des
pétroles bruts et les coupes pétrolières

I. Les compositions et caractérisations des pétroles bruts et les coupes pétrolières

Historique

Le pétrole, vient du mot latin « Petra » pierre et « oléum » huile « soit : huile de pierre », est une Énergie fossile "redécouverte" au XIXe siècle, le pétrole est présent dans la nature depuis toujours.

Depuis l'Antiquité, il est repéré au Moyen-Orient et dans d'autres parties du monde quand il coule à la surface du sol. Mais personne ne se doute, jusqu'en 1850, qu'il deviendra une source d'énergie capable d'engendrer une véritable révolution industrielle et de faire entrer l'humanité dans les temps modernes.

Il est exploité en 1857 en Roumanie, et en 1859 aux Etats-Unis. À partir de 1910, il est considéré comme une matière première stratégique, à l'origine de la géopolitique du pétrole. La période 1920-1970 est marquée par une série de grandes découvertes de gisements, particulièrement au Moyen- Orient.

Les marchés de produits pétroliers se développent également, en outre les carburants comme l'essence, le gasoil et le fioul lourd, qui accompagnent l'essor des transports dans leurs ensemble, l'industrie pétrolière génère une multitude de produits dérivés tels les matières plastiques, les textiles, le caoutchouc artificiel, les colorants, les intermédiaires se synthèse pour la chimie et la pharmacie.¹

I. Constituants purs

Les pétroles sont constitués par des mélanges de corps purs, mais ceux-ci sont en très grand nombre et la difficulté de la description des différentes fractions croit avec le nombre d'atomes de carbone.

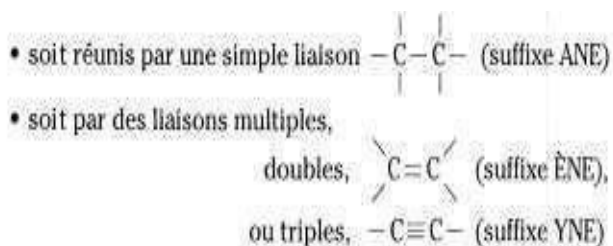
¹ G. OTMANINE et S. MUSTAFAEF « Calcul du Topping», Boumerdes 2000.

Nous faisons ici un bref rappel des différentes familles d'hydrocarbures, sans avoir la prétention de présenter un résumé d'un cours de chimie organique. En particulier, on se reportera à des ouvrages généraux pour ce qui concerne la nomenclature et les propriétés de ces produits. [3]

I.1.1 Hydrocarbures

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

Les enchainements moléculaires carbone — carbone peuvent être :



Entraînant des instaurations. Une même molécule peut comporter plusieurs liaisons multiples (pour deux doubles liaisons, suffixe DIÈNE), ces liaisons multiples sont dites conjuguées dans le cas où deux d'entre elles sont séparées par une simple liaison.¹

I.1.2 Composés autre que les hydrocarbures

Dans cette catégorie entrent les molécules contenant d'autres atomes que le carbone et l'hydrogène. On y distingue les composés organiques et les organométalliques.

I.1.1.2 Composés organiques hétéroatomiques

❖ Composés soufrés.

¹ Raymond, BOULET et Jean Claude, ROUSSEL (IFP). *Pétrole brut et produits pétroliers*. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 2-3. Vol. I.

- ❖ Composés oxygénés.
- ❖ Composés azotés.
- ❖ Composés organométalliques.

I.2 Caractérisation des pétroles bruts selon le caractère dominant à partir des propriétés physiques globale

A cause des différences existant entre la qualité des différentes coupes de distillation et celles résultant de leurs traitements ultérieurs. Il est intéressant de les classer selon le caractère dominant, à savoir leur répartition dans les trois familles chimiques principales qui les constituent paraffinique, naphténique et aromatique, dont les réactivités chimiques. Au point de vue moléculaire, Sont Classées de la manière suivante ¹:

Paraffiniques < Naphténiques < Aromatiques

I.2.1 Caractérisation d'un pétrole brut par les valeurs des densités respectives d'une fraction légère et d'une fraction lourde

D'après la masse volumique de la coupe essence lourde, et celle du résidu de distillation à température d'ébullition supérieure à 350°C, on a défini 11 groupes différents de pétroles bruts (voir Tableau I.1).

En effet, la densité d'un hydrocarbure pur est liée au rapport H/C de cet hydrocarbure, la densité étant d'autant plus faible que le taux d'hydrogène est important. Le Tableau I.2 présente cette variation pour les hydrocarbures à 14 atomes de carbone.²

¹ Raymond, BOULET et Jean Claude, ROUSSEL (IFP). *Op. cit.* pp. 39-56.

² Raymond, BOULET et Jean Claude, ROUSSEL (IFP). *Op. cit.* pp. 39-56.

I.2.2 Facteur de caractérisation kuop ou facteur de Watson KW

Le facteur de caractérisation Kuop a été introduit par les chercheurs de la société « Universal Oil production CO ».

Il repose sur les constatations que la densité des hydrocarbures est liée à leur rapport H/C (donc à leur caractère chimique) et que leur point d'ébullition est lié leur nombre d'atomes de carbone. Il a été ainsi défini un facteur de caractérisation KUOP (ou KW) pour les Corps purs, faisant intervenir uniquement leur point d'ébullition et leur masse volumique.

Équation 1 :
$$K_{UOP} = \frac{(T/1,8)^{1/3}}{s}$$

T étant la température d'ébullition exprimée en Kelvin et **S** étant la densité standard.

Le KUOP des hydrocarbures purs examinés est alors de :

- ❖ 13 pour les paraffines,
- ❖ 12 pour les hydrocarbures où le poids relatif des chaînes et cycles sont équivalents,
- ❖ 11 pour les naphènes purs,
- ❖ 10 pour les aromatiques purs.

Pour élargir l'application de ce facteur de caractérisation aux mélanges complexes d'hydrocarbures que sont les coupes pétrolières, il a alors fallu introduire le concept d'une température moyenne pondérée d'ébullition d'une Coupe de pétrole Celle-ci est calculée à partir des courbes de distillation soit ASTM, soit TBP. La température moyenne pondérée (TMP) est alors définie partir de la température à laquelle distillent 10, 20, 50, 80 ou 90 % du produit étudié. Dans la formule ci-dessus, elle remplacera la température d'ébullition du corps pur.

On définit ainsi :

- ❖ Pour un pétrole brut à partir de sa courbe de distillation TBP, La température moyenne pondérée (en vol) :

Équation 2 :
$$T = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3}$$

- ❖ Pour une coupe pétrolière à partir de sa courbe de distillation ASTM, La température moyenne pondérée (en vol) :

Équation 3 :
$$T = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4}$$

Où T_i représente la température pour laquelle i % du produit a distillé.

Tableau I.1 estimation de la nature moyenne des pétroles bruts par la mesure de deux densités.

Base de pétrole brut	Densité de la coupe essenc lourd (d^{15})₄	Densité de résidu >350°C (d^{15})₄
Parraffinique	Inférieur à 0.760	Inférieur à 0.930
Paraffinique intermédiaire	Inférieur à 0.760	Entre 0.930 et 0.975
Paraffinique Asphaltique	Inférieur à 0.760	Supérieur à 0.975
Intermédiaire Paraffinique	Entre 0.760 et 0.780	Inférieur à 0.930
Intermédiaire	Entre 0.760 et 0.780	Entre 0.930 et 0.975
Intermédiaire Asphaltique	Entre 0.760 et 0.780	Supérieur à 0.975
Naphténique Paraffinique	Entre 0.780 et 0.800	Inférieur à 0.930
Naphténique Intermédiaire	Entre 0.780 et 0.800	Entre 0.930 et 0.975
Aromatique Paraffinique	Supérieur à 0.800	Inférieur à 0.930
Aromatique intermédiaire	Supérieur à 0.800	Entre 0.930 et 0.975
Asphaltique	Supérieur à 0.780	Supérieur à 0.975

Tableau I.2 Relation masse volumique-rapport H/C d'hydrocarbures purs.

	Rapport atomique H/C	Densité (d¹⁵)₄
Tétradécane C₁₄H₃₀	2.10	0.763
Octylcyclohexane C₁₄H₂₈	2.00	0.817
Octylbenzène C₁₄H₂₂	1.57	0.858
Butylnaphtalène C₁₄H₁₆	1.04	0.966

I.3 Caractérisation des pétroles brut et coupes pétroliers à partir des analyses structurales

A mesure que les températures d'ébullition augmentent, les coupes deviennent de plus en plus complexes et les moyens analytiques doivent s'adapter à Cette complexité. (Les Figures I.1, I.2) décrivent le schéma le plus courant de séparation de produits pétroliers et les analyses qui leur sont appliquées le plus généralement.

Si pour un gaz de pétrole ou une essence, l'analyse par chromatographie gazeuse peut donner la concentration de chaque individu chimique présent, ce résultat ne peut pas être atteint dans les coupes plus lourdes pour lesquelles on doit se contenter, soit d'une analyse par famille chimique, soit d'une répartition par type d'atome de carbone, soit de la représentation de tout l'échantillon par une molécule moyenne.¹

¹ Raymond, BOULET et Jean Claude, ROUSSEL (IFP). *Op. cit.* pp. 39-56.

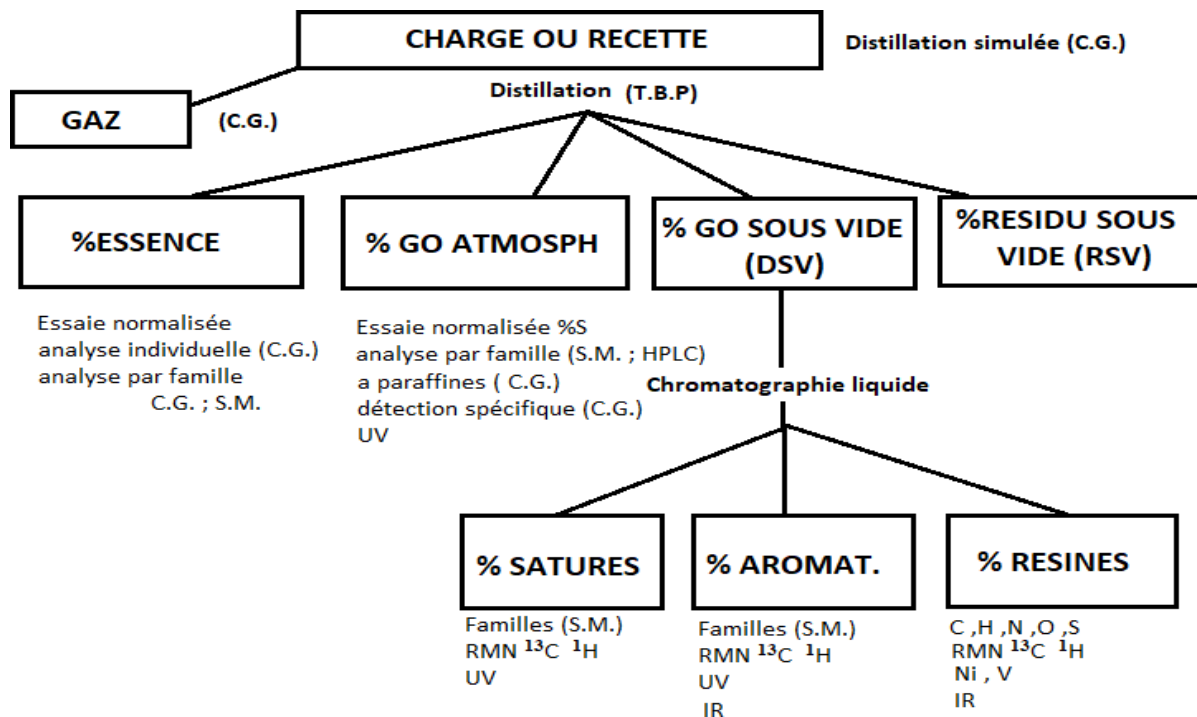


Figure I.1 séparation et analyse sur une charge pétrolier complète.

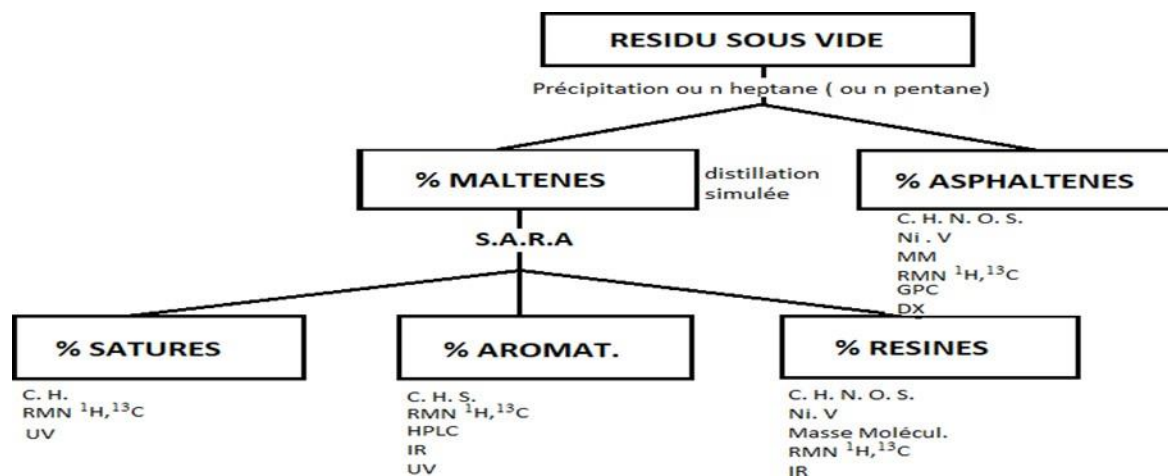


Figure I.2 Séparations et analyse un résidu sous-vide.

I.4 Evaluation des pétroles bruts

Les pétroles bruts se présentent le plus généralement sous la forme de liquides plus ou moins visqueux. Leur composition chimique est très complexe et dépend essentiellement de leur âge, La connaissance des caractéristiques physico-chimiques globales des pétroles bruts va conditionner le traitement initial. Une analyse détaillée des propriétés des produits qui en sont issues est une importance technique et économique primordiale, car elle va permettre au raffineur de faire un choix pour sélectionner différentes charges des unités de séparation, de transformation et de conversion, fixer leurs conditions opératoires, afin de satisfaire les exigences du marché dans les meilleures conditions.¹

I.5 Propriétés physico-chimiques globales des pétroles bruts

I.5.1 Densité (spécifique gravité) des pétroles bruts

La connaissance de la densité a une importante valeur commerciale car la cotation des pétroles bruts dépend en partie de cette propriété.

Généralement, on classe les pétroles bruts en fonction de la densité en 4 grandes catégories ²:

❖ Les bruts légers.		d_{15}^{4}	$< 0,825$
❖ Les bruts moyens.	$0,825 <$	d_{15}^{4}	$< 0,875$
❖ Les bruts lourds.	$0,875 <$	d_{15}^{4}	$< 1,000$
❖ Les bruts extra lourds.		d_{15}^{4}	$> 1,000$

¹ SKANDER, N. Thèse de doctorat : Génie Chimique : Alger, Ecole Nationale polytechnique : 2004. p: 211.

² (IFP), Sami G. CHATILA. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. p. 323. Vol. I.

I.5.1.1 Viscosité des pétroles bruts

La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures, est particulièrement importante pour le calcul des pertes de charge dans les pipelines, et les conduites de raffinerie, ainsi que pour la spécification des pompes et des échangeurs. L'évolution de la viscosité en fonction de la température, n'est pas la même pour tous les bruts. La viscosité est déterminée par la mesure du temps d'écoulement du pétrole brut dans un tube capillaire de longueur donnée, à une température bien déterminée, c'est la viscosité cinématique est définie par ASTM D 445. Certains appareils à orifice calibre permettent de mesurer la viscosité à une température inférieure au point d'écoulement.

I.5.2 Tension de vapeur et point d'éclair des pétroles bruts

La mesure de la tension de vapeur et du point d'éclair des pétroles bruts permet d'estimer la teneur en hydrocarbures légers. La pression de vapeur d'un pétrole brut, à la sortie du puits, peut atteindre 20 bars. Si on devait le stocker et l'expédier dans ces conditions, il faudrait utiliser des capacités épaisses et lourdes. Pour cela ont amené cette pression à des valeurs plus basses (<1 bar) en séparant les constituants à forte tension de vapeur, par une série de détentes (1 à 4) dans des appareils appelés « séparateurs. Les différents constituants se répartissent dans ces deux phases conformément aux lois d'équilibre. La phase vapeur ainsi produite et appelée « gaz associé », la phase liquide étant le pétrole brut proprement dit.

On admet généralement que les pétroles bruts ayant une tension de vapeur supérieure à 0.2 bar à 37.8°C (100°F), ont un point d'éclair inférieur à 20°C. Au cours des diverses manipulations, on note des pertes en hydrocarbures légers. Ces pertes sont exprimées en % volume liquide. D'après Nelson (1958) elles peuvent être évaluées par l'équation :

Équation 4 :

$$\text{Pertes (\% volume)} = \frac{(\text{TVR} - 1)}{6}$$

La tension de vapeur Reid exprimée en psi (1psi=6.9kPa).¹

I.5.2.1 Teneur en soufre et en Azote des pétroles bruts

❖ En soufre

Les pétroles bruts contiennent des hydrocarbures sulfurés. De l'hydrogène sulfuré dissous, et parfois même du soufre en suspension. D'une manière générale, la teneur en soufre total d'un brut est comprise entre 0,05 et 5% en poids, Exemple : Poids soufre a Hassi Messaoud et 0.14%, rapports qui s'accordent avec la teneur soufre des débris organiques qui sont à l'origine des pétroles bruts.

❖ En Azote

Les pétroles bruts renferment des hydrocarbures azotés sous forme basique (quinoléine, isoquinoléine. Pyridine...) ou neutre (pyrrole. Indole. Carbazole...).

Ces composés peuvent être malodorants (quinoléine). Ou avoir une Odeur agréable (Indole). Ils se décomposent sous l'action de la chaleur pour donner des bases organiques ou de l'ammoniac. Qui réduisent l'acidité des catalyseurs des unités de transformation ou de conversion (reformage, Craquage), et activent la formation des gommages dans les distillats (kérosène, gazoles).[7]

I.6 Distillation TBP des pétroles bruts

La distillation T.B.P. Permet donner une image presque exacte de la composition d'un pétrole brut. La mesure de la température d'ébullition des constituants qui le composent d'où son nom. Le pétrole brut est décomposé en des coupes ayant un intervalle de distillation très étroit, ce

¹ (IFP), Sami G. CHATILA. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. p. 323. Vol. I.

qui va permettre de les considérer comme des hydrocarbures purs fictifs, dont le point d'ébullition sera égal à la moyenne arithmétique des températures initiale et finale de distillation :

Équation 5 : $T_m = (T_i + T_f) / 2$

Les différentes coupes Obtenues Sont recueillies et leurs températures de distillation initiale et finale sont notées, leur poids, leur densité et les autres caractéristiques physiques sont mesurées: (indice d'octane, tension de vapeur, poids moléculaire. PONA, %soufre...Pour les fractions légères et point d'aniline, densité, viscosité, teneur en soufre, teneur en asphaltènes pour les fractions lourdes).

La détermination des propriétés de chaque coupe permet de tracer les courbes propriétés-rendement et les courbes d'isopropriété qui servent dans l'étude de valorisation des pétroles bruts. Il est possible de calculer les propriétés de coupes plus larges à partir de caractéristiques de petites fractions quand ces propriétés sont additives en volume, en poids ou en moles.¹

Seule la densité, la tension de vapeur, la teneur en soufre, la teneur en aromatiques, présentent cet avantage. Toutes les autres propriétés, telles que la viscosité, le point d'éclair, le point d'écoulement, devraient être mesurées. Les coupes dites large les plus fréquemment répertoriées sont :

Gaz	{	C ₃ - C ₄
Essence légère débutanisée	{	C ₅ - 70 °C
	{	C ₅ - 80 °C
	{	C ₅ - 100 °C
Essence lourde	{	70 - 140 °C
	{	80 - 180 °C
	{	100 - 180 °C
Kérosène	{	160 - 260 °C
	{	180 - 260 °C
Gasoile	{	260 - 325 °C
	{	260 - 360 °C
	{	160 - 360 °C
Residu	{	T > 325 °C
	{	T > 360 °C

¹ Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 326-339. Vol. I.

Tous les résultats des analyses sont représentés sous forme de courbes permettant ainsi une exploitation aisée et rationnelle.

Dans Certains cas, les courbes $T = f(\% \text{ distillé})$ ou densité = $f(\% \text{ distillé})$ présentent des irrégularités au niveau des coupes légères riches en aromatiques (Figure I.3 - Brut Saharien). Lorsque l'on se déplace vers les coupes les courbes deviennent régulières parce que le nombre d'isomères devient très important et que leur température d'ébullition et leur densité ont des valeurs très voisines. [8]

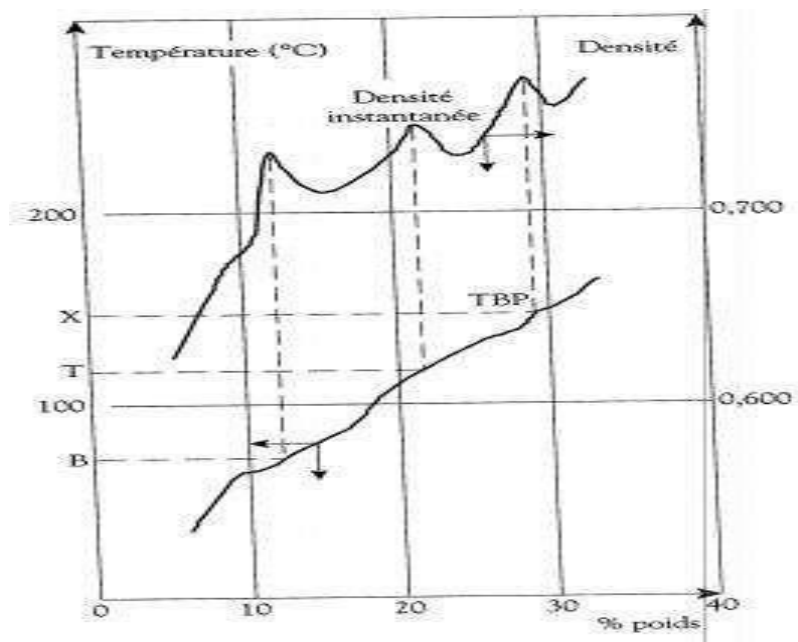


Figure I.3 Partie initiale de la TBP d'un brut saharien (noter les discontinuités dues à la présence d'hydrocarbures d'aromatique : benzène B, Toluène T, xylènes X).

I.7 Caractéristique des produits pétrolier utilisés à des fins énergétiques

Les essences et les supercarburants utilisés dans le moteur à allumage commandé par étincelle doivent présenter des propriétés physiques qui permettent leur pulvérisation dans l'air vante l'introduction dans le cylindre. Enfin, le moteur à essence exige que son carburant présente forte résistance à l'auto-inflammation. Ce qui est exprimé par l'indice d'octane. Cette caractéristique conditionne le taux de c «M-pression du moteur qui lui-même agit sur les performances de la voiture. Cependant, en pratique, l'indice d'octane est plafonné par les Contraintes de l'industrie du

raffinage composition des effluents. Gazole doit présenter À l'inverse des essences, une forte tendance à l'auto-inflammation puisque le principe de fonctionnement du moteur diesel repose sur l'inflammation du carburant injecté sous haute pression dans l'air. Cette qualité du gazole s'exprime par l'indice de cétane qui, contrairement à l'indice d'octane. N'influe pas directement sur Performances du moteur mais agit plutôt sur l'agrément d'utilisation démarrage à froid. Bruit émissions de polluants Une autre caractéristique essentielle du gazole est sa tenue au froid puisque la formation en sein de cristaux de paraffines à des températures hivernales risquerait d'obstruer le filtre disposé sur le circuit d'alimentation. Le raffineur ajuste l'indice de cétane et les caractéristiques à froid du gazole en agissant sur la nature et la composition des bases constitutives et certains additifs.¹

I.7.1 Propriétés physique des essences

La masse volumique et la volatilité exprimée par la Courbe de distillation et la pression du vapeur. Constituent caractéristiques carburants les plus importantes pour obtenir un fonctionnement Satisfaisant du véhicule en toutes circonstances.²

a. Masse volumique des essences

ELLE est généralement mesurée à 15 au moyen d'un aréomètre elle exprime en kg/L avec une précision de 0.0002 à 0.0005 selon la catégorie d'aréomètre utilisés. Cependant, en pratique, on ne conserve fréquemment trois décimales

La masse volumique varie la température selon la relation

Équation 6 :
$$\rho_T = \rho_{15} - k (T - 15)$$

Où T représente la température en °C, et la masse volumique respectivement à T °C et à 15 °C ;

¹ (IFP), Jean-Claude GUIBET. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 179-239

² (IFP), Jean-Claude GUIBET. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 179-239

K est un coefficient numérique qui, pour les essences, est proche de 0,00085. [9]

b. Pression de vapeur des essences

La procédure consiste à mesurer la pression relative développée par les vapeurs issues d'un échantillon de carburant disposé dans une enceinte métallique à une température de 37,8 °C. Ce mode opératoire, désigné souvent par l'expression « bombe humide », Les TVR des essences sont en général comprises entre 350 et 1 000 mbar En effet, la volatilité du carburant doit être suffisante pour assurer, par temps froid, le démarrage rapide et la mise en action satisfaisante du véhicule. [9]

I.7.2 Propriétés chimiques des essences Indices d'octane

C'est autour de ces critères d'indices d'octane que s'est articulée depuis plusieurs dizaines d'années toute l'activité de développe et de procédés de raffinage et de formulation des essences. Il convient donc d'expliquer très largement ici les enjeux, la situation actuelle et les perspectives dans ce domaine. [9]

a. définition d'indice d'octane

La formulation des carburants doit s'vers de résistance à On sait, de qualitative quelles Seront. Xylènes. Les Paraffines et léfines à chaines et Se très propices au Cliquetis. Pour caractériser le comportement des carburants de leurs Constituants vis-à-vis de la résistance au cliquetis, appel à des critères de composition chimique dont l'emploi Se révélerait complexe et difficilement quanti fiable. La méthode traditionnelle consiste à introduire la notion classique d'indice d'octane. Carburant testé est comparé à deux hydrocarbures purs choisis comme références. Il s'agit respectivement du 2,2,4 triméthylpentane, ou iso-octane. [9]

I.7.3 Caractéristiques du gazole imposées par son mode de combustion

Ce carburant est destiné à l'alimentation des moteurs diesel équipant des Voitures particulières et des véhicules utilitaires, depuis la camionnette légère jusqu' au poids lourd de 38 tonnes en charge. [9]

I.7.3.1 Propriétés physiques du gazole

La masse volumique, la courbe de distillation, la viscosité, le comportement basse température constituent des caractéristiques essentielles du gazole nécessaire au fonctionnement satisfaisant du moteur. [9]

a. Masse volumique

La masse volumique doit être comprise, selon les spécifications européennes (EN 590), entre 0,820 et 0,860 kg/l, l'imposition d'une valeur minimale de masse volumique se justifie par le souci d'obtenir une puissance maximale suffisante pour le moteur, au moyen d'une pompe d'injection dont le réglage du débit s'effectue en volume.

b. Courbe de distillation

La nécessité de réaliser une injection sous haute pression et une pulvérisation de fines gouttelettes au moyen d'un injecteur impose, pour le gazole, des caractéristiques de volatilité bien précises.

Les spécifications françaises et européennes fixent deux critères délimitant une volatilité minimale et maximale. Ainsi la fraction distillée (volume) doit être :

- ❖ Inférieure à 65 % pour une température de 250 °C.
- ❖ Supérieure à 85 % à une température de 350 °C.
- ❖ Supérieure à 95 % à une température de 370 °C.

Le point initial et le point final de distillation ne font pas l'objet de spécification car leur détermination n'est généralement pas très précise ; les valeurs mesurées sur les produits commerciaux se situent entre 160 et 180 °C pour le premier, entre 350 et 385 °C le second. [9]

c. Viscosité

Un carburant trop visqueux augmenterait les pertes de charge dans la pompe et les injecteurs. Ce qui tendrait à réduire la pression d'injection, à détériorer la finesse de pulvérisation

et finalement à affecter le processus de combustion. A l'inverse, une viscosité insuffisante pourrait provoquer le grippage de la pompe d'injection. Très longtemps, les spécifications officielles du gazole ne fixaient qu'une Viscosité maximale (9,5 mm²/s) à une température de 20 °C.

I.7.3.2 Indice de cétane du gazole

a. Définition et mesure

Dans le moteur diesel, il est nécessaire que le gazole présente une structure chimique favorable à l'auto inflammation. Cette qualité s'exprime par l'indice de cétane. Le comportement du gazole est comparé à celui de deux hydrocarbures purs, choisis comme référence :

- ❖ Le n-cétane ou hexadécane $\text{CH}_3 - \text{CH}_3$ auquel on attribue l'indice 100.
- ❖ L'a-méthyl-naphtalène qui reçoit l'indice 0. [9]

I.8 Caractéristiques des produits pétroliers no-énergétiques

I.8.1 Propriétés recherchées pour les lubrifiants, huiles industrielles et produits connexes

Les propriétés recherchées pour ces produits dépendant du type d'utilisation, il convient de distinguer le cas des huiles pour moteurs de celui de l'ensemble des lubrifiants industriels.¹ [10]

I.8.1.1 Les Propriétés des huiles industrielles

En raison du nombre considérable de types de lubrifiants industriels, le nombre de contraintes, et donc de propriétés recherchées, est évidemment très grand. [10]

¹ (BNPét), Bernard THIAULT. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 281-282. Vol. I.

a. Viscosité

Il s'agit de la caractéristique essentielle de tout lubrifiant. On mesure le plus souvent la viscosité cinématique, en chronométrant le temps d'écoulement de l'huile dans un tube capillaire calibre. La viscosité varie avec la pression mais l'incidence de la température est plus forte : la viscosité diminue rapidement avec l'augmentation de la température. [10]

b. Indice de viscosité

Il s'agit d'un nombre qui est le résultat d'un calcul faisant intervenir la viscosité à 40 °C et celle à 100 °C, et qui caractérise les capacités du lubrifiant à conserver constante sa viscosité dans une large gamme de température. Cette propriété peut être améliorée par des additifs. [10]

c. Point d'écoulement

Il s'agit de la température la plus basse à laquelle l'huile coule encore lorsqu'elle est refroidie, sans agitation, dans des conditions normalisées. Le point d'écoulement des bases paraffinées est lié à la cristallisation des n-paraffines. Celui des bases naphténiques est lié à une augmentation importante de viscosité aux basses températures. Cette propriété peut être améliorée par des additifs. [10]

d. Point d'aniline

Cette valeur caractérise la teneur en aromatiques des huiles non formulées : le point d'aniline est d'autant plus élevé que cette teneur est faible. [10]

e. Volatilité

Elle peut être caractérisée soit par vole indirecte, par mesure du point d'éclair qui est la température à laquelle il faut chauffer l'huile pour que l'inflammation de ses vapeurs devienne possible, soit par mesure directe, selon la méthode Noack. [10]

g. Propriétés mécaniques

Il existe de très nombreux tests pour caractériser les propriétés mécaniques des lubrifiants: pénétrabilité au cône des graisses, essais extrême-pression [10]

h. Propriétés antioxydants

Il existe des essais normalisés d'oxydation accélérée, consistant à faire passer un courant d'air, ou d'oxygène, dans une huile chauffée à plus ou moins haute température, en présence ou non de catalyseurs et d'eau. [10]

I.9 Les types de pétrole

On distingue deux grands types : pétrole conventionnel et pétrole non conventionnel connus par ces densités.

I.9.1 Le pétrole non conventionnel

Le pétrole non conventionnel est un pétrole produit ou extrait en utilisant des techniques autres que la méthode traditionnelle de puits pétroliers, ou impliquant une et une technologie supplémentaire en raison de ses conditions d'exploitation plus difficiles. Les productions de type non-conventionnel comprennent : l'exploitation de sables bitumeux, de pétrole lourd, de schiste bitumineux, en offshore profond, en condition polaires. Si les deux derniers types de pétrole ne sont pas matériellement différents du pétrole conventionnel, en revanche les trois premiers, bien qu'ayant la même origine, ont eu une genèse différente.

I.9.2 Le pétrole conventionnel

Les hydrocarbures de ce type formés au niveau de la roche-mère migrent vers une roche poreuse et perméable (appelée réservoir). Ils s'y accumulent et forment des gisements dont l'exploitation se fait par simple forage.

Chapitre 2

Les Procède de Séparation

II. Les procédés de séparation

II.1 Distillation atmosphérique du pétrole brut

La distillation est un procédé qui utilise la différence de volatilité (capacité à s'évaporer selon la température) entre les constituants afin de les séparer, le composé le plus volatil s'évaporerait plus facilement et composerait la majeure partie des vapeurs. Il est ainsi possible de créer une phase gazeuse ayant une composition différente du mélange initial. Par condensation de ces vapeurs, un liquide appelé distillat peut être récupéré avec une concentration élevée du composé le plus volatil. La quasi-totalité des raffineries sont équipées d'une unité ou colonne de distillation appelée distillation atmosphérique (aussi appelée primaire) et une unité de distillation sous vide.

La distillation est une étape préliminaire au raffinage des produits pétroliers. Elle permet de fractionner le pétrole brut afin d'obtenir différentes coupes pétrolières en fonction de la température d'ébullition,

D'abord, la distillation atmosphérique permet de séparer les coupes gaz, essence, kérosène, et gazole, la partie du produit pétrolier qui n'a pas été distillée lors de cette opération est appelée le résidu atmosphérique (RA) est composée des molécules dont le point d'ébullition est supérieur à 350°C, Le résidu atmosphérique peut ensuite être séparé, par distillation sous vide, en deux autres coupes pétrolières :

- ❖ Le distillat sous vide dit DSV (fuel).
- ❖ Le résidu sous vide dit RSV.

Les conditions opératoires d'une colonne industrielle :

La pression de fonctionnement est fixée par les conditions opératoires qui règnent au ballon de reflux (la tension de vapeur du produit de tête liquide). Elle est ensuite sensiblement constante dans la colonne.

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 du fond est la plus élevée correspondant aux constituants lourds obtenus au fond.¹ [11]

La distillation atmosphérique est l'unité de base du raffinage de pétrole brut, historiquement apparue à la fin du siècle dernier. De par sa position en amont de toutes les autres unités, elle est celle qui traite la plus grande quantité de produit et elle à un rôle clef dans la bonne marche de la raffinerie. Sa capacité varie de 300 000 t/an à plus de 10 millions de tonnes par an. Le coût est voisin de 120 à 150 M\$ en 1994 pour une unité de 10 Mt/an. De façon générale. Cette unité produit les coupes suivantes : [12]

- ❖ Une coupe essence totale qui le plus souvent après hydrotraitement, alimente la section de fractionnement des essences et des gaz.
- ❖ Éventuellement, une coupe de naphta à usage pétrochimique.
- ❖ Une coupe kérosène, qui est destinée à la fabrication de carburante aviation. Cette coupe peut également intervenir dans la fabrication de solvants, de fuel domestique (home-Healing oil) ou de gazole moteur (auto motive diesel oil).
- ❖ Une ou deux coupes gazole qui serviront à fabriquer le fuel domestique et le gazole moteur.
- ❖ Un résidu atmosphérique qui alimente l'unité de distillation sous vide.

Une coupe de distillat est parfois soutirée entre le gazole lourd et la zone d'expansion; suivant sa qualité, elle est remélangée au résidu atmosphérique ou utilisée comme fluxant de fuel lourd. En effet, ces coupes obtenues par simple distillation peuvent contenir, suivant la nature du brut, une quantité variable de produits indésirables au regard des législations en vigueur, essentiellement le soufre et les composés aromatiques. Un fractionnement du naphta est alors effectué une coupe essence légère est recueillie en tête de la colonne principale et une coupe essence lourde est soutirée latéralement via un stripeur. De plus, les risques de condensation d'eau en tête de tour en limitent l'emploi aux essences légères dont le point final est suffisamment élevé

¹ ENSPM formation Industrie-IFP training (2006), Eléments de Chimie-Produit, édition d'IFP, Paris.

l'unité, lors de sa conception, est généralement dimensionnée pour permettre le traitement de bruts de caractéristiques différentes ¹:

- ❖ Un brut de base, représentatif de l'approvisionnement moyen de la raffinerie.
- ❖ Un brut plus léger, qui dimensionne les zones de tête et le four.
- ❖ Un brut plus lourd, qui fixe les dimensions du fond de la colonne et du train d'échange.

Dans ces trois cas, les capacités de traitement ne sont pas identiques, afin de minimiser sur les dimensionnements. À four identique, la capacité de traitement est plus élevée sur brut lourd. L'unité est également conçue de manière permettre des variations de point de coupe d'une 20 °C sur TBP. Enfin l'unité doit pouvoir être opérée à environ 60% de WSA capacité nominale de manière satisfaisante.²

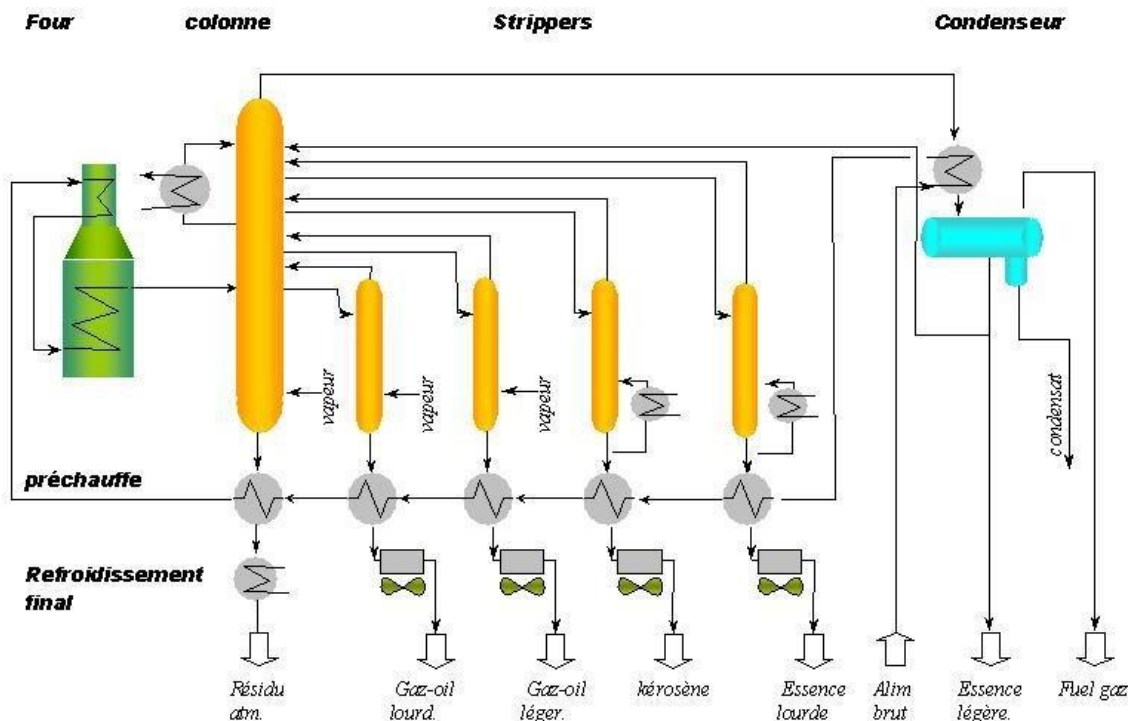


Figure II.1 Schéma de Distillation atmosphérique d'un pétrole brut.

Source : site web : <http://marquant.free.fr/petrole/distillation.htm>.

¹ SONATRACH. ETUDE COMPLETE DU BRUT EXPEDITION UTBS. 2014. p. 26.

² SONATRACH. ETUDE COMPLETE DU BRUT EXPEDITION UTBS. 2014. p. 26.

II.1.1 Description de procédés

La séparation est généralement obtenue dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression de 1 à 3 bar. Les soutirages de produit sont effectués latéralement par l'intermédiaire de stripeurs. Cette colonne, qui se comporte en fait comme un absorbeur à reflux, est munie d'un à trois reflux circulants permettant de récupérer la chaleur à des niveaux thermiques intéressants. La condensation de tête est totale ou partielle suivant la température du fluide de réfrigération et la nature du brut.

La colonne principale, haute d'une cinquantaine de mètres, est équipée le plus souvent de 30 à 50 plateaux conventionnels à clapets et les stripeurs latéraux de 4 à 10 plateaux de mémé type. Le brut est préchauffé dans un train d'échangeurs par récupération de chaleur sur les produits et les reflux circulants jusqu'à une température entre 120 et 160°C, à laquelle il est dessalé. Cette opération s'effectue à une pression suffisamment élevée pour que le mélange brut plus eau reste liquide à la température considérée, Brut dessalé est ensuite chauffé dans un second train d'échangeurs, puis dans un four, jusqu'à une température d'environ 350 °C, pour alimenter la colonne principale à l'état partiellement vaporisé.¹

II.2 Distillation sous vide du résidu atmosphérique

La distillation sous vide a pour but d'extraire du résidu atmosphérique issu du fond de la colonne de distillation atmosphérique des coupes de distillats destinées à alimenter des unités de conversion afin de produire des produits à haute valeur ajoutée. Ces coupes servent à produire des fuels lourds, la distillation sous vide de brut permet, dans des cas particuliers, d'obtenir des bases d'huiles pour la fabrication des lubrifiants. La distillation sous vide est réservée au fractionnement de produits dont la température d'ébullition serait trop élevée à une pression supérieure à la pression atmosphérique et conduirait au craquage de la charge.²

¹ SONATRACH. ETUDE COMPLETE DU BRUT EXPEDITION UTBS. 2014. p. 26.

² Christian Ptak, Pascal banfils, Claude Marty. Le Raffinage du pétrole brut. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE: Technip, 1998. pp. 223-279. Vol. II.

❖ La distillation sous vide Humide

La distillation sous vide humide est une distillation avec injection de vapeur d'eau dans la charge du four et de vapeur de stripping dans le fond de tour. La pression totale est plus importante.

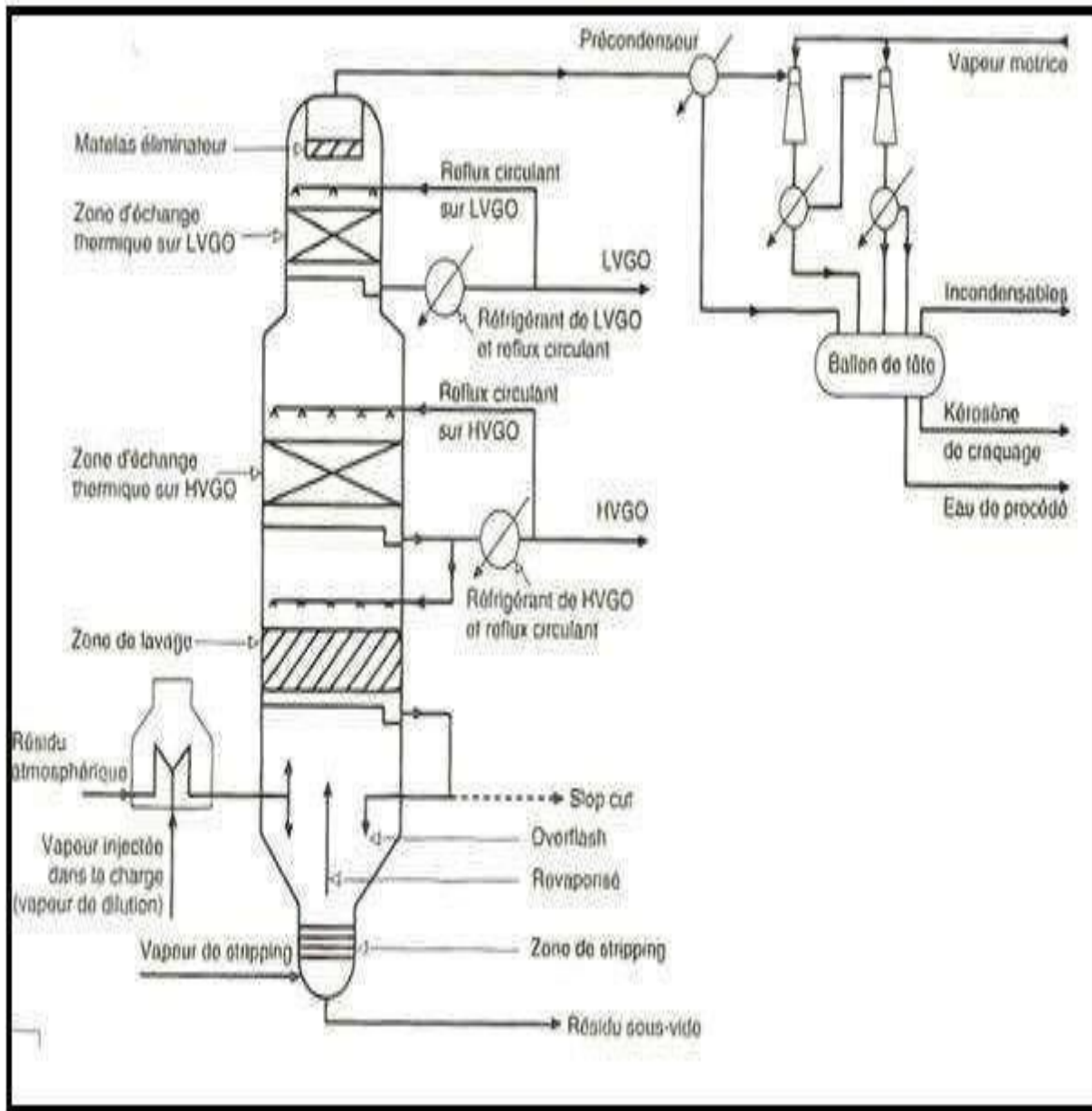


Figure II.3 Schéma d'une distillation sous vide humide.

II.2.1 Fractionnement

Les points de coupe typiques pour un résidu atmosphérique 350°C sur TBP sont les suivants :

- ✓ Gazole sous vide 350-390 °C.
- ✓ Distillat sous vide 390-550 °C.

A noter que la course à la baisse de production de fuels lourds conduit les raffineurs à allonger au maximum les distillats pour atteindre des épuisements pouvant dépasser 585°C TBP. Pour la production de fuel, seul un léger fractionnement est nécessaire entre le distillat sous vide et le résidu afin de satisfaire le point d'éclair, la densité et la viscosité du fuel produit. Le point 90 ou 95% ASTM D 86 du LVGO est limité à environ 360 °C.

Le distillat qui alimente les craqueurs catalytiques doit avoir une teneur en carbone Conradson limitée, et des teneurs en métaux très faibles, en particulier le nickel et le vanadium, qui sont des poisons du catalyseur. Les distillats destinés aux unités d'hydrotraitement/hydrocraquage ne nécessitent pas d'être exempts de métaux, mais leur teneur en carbone Conradson et asphaltés doit être le plus bas possible. La production de bases lubrifiantes requiert un bon fractionnement entre les différentes coupes. La production de bitumes s'effectue à partir de bruts particuliers.¹

II.2.2 Exemples de spécifications pour un distillat destiné au craquage catalytique

II.2.2.1 Métaux

Le nickel et le vanadium favorisent la formation de coke et d'hydrogène, en catalysent les réactions de déshydrogénation. Il en résulte également une désactivation progressive du catalyseur et une augmentation de la purge de celui-ci. Pour une augmentation de la teneur en métaux du catalyseur d'équilibre de 180 à 3500 ppm, une baisse de 15% de la conversion est observée. [13]

¹ Christian Ptak, Pascal Banfils, Claude Marty. Le Raffinage du pétrole brut. [éd.] Jean-Pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1998. pp. 223-279. Vol. II.

II.2.2.2 Carbone conradson

La teneur en carbone Conradson des distillats destinés au craquage est reliée à la teneur en asphaltènes de la charge de la distillation sous vide de résidu atmosphérique, ainsi qu'à la présence des résidus charbonneux entraînés au-dessus de la zone de lavage. De par leur contenu en métaux, ces produits d'entraînement influencent indirectement la désactivation du catalyseur. [13]

II.2.3 Description du procédé de distillation sous vide du résidu atmosphérique

La figure ci-dessus présente un schéma d'unité de distillation sous vide de résidu atmosphérique. Le résidu atmosphérique, issu de la colonne de distillation atmosphérique, alimente directement la distillation sous vide. A stocke 150°C environ, afin de garantir sa viscosité, il faut alors le préchauffer dans un ensemble d'échangeurs par récupération de chaleur sur les produits et les reflux circulants, puis le chauffer dans un four à une température maximale d'environ 380 à 415°C, soit 365 à 400°C à l'entrée de la colonne, après flash isenthalpique le long de la ligne de transfert, pour alimenter la colonne de distillation sous vide. Le nombre de soutirages est fixe par les exigences des unités situées en aval. Souvent, la charge de l'unité aval est définie uniquement par son point de coupe final sur TBP.¹

Le distillat est généralement soutiré en deux coupes, MVGO et HVGO, afin de récupérer la chaleur à un niveau de température plus intéressant sur le reflux circulant HVGO. Si l'on veut valoriser le gazole contenu dans la charge de la distillation sous vide, trois coupes sont alors soutirées de la colonne :

- ❖ Un LVGO, qui rejoint les gazoles atmosphériques pour la fabrication des produits commerciaux.
- ❖ Un MVGO et un HVGO, qui constituent la charge des unités aval.

Si les unités aval sont des unités de conversion, le nombre de soutirages est généralement de trois. Il est de quatre si les distillats servent à la fabrication des huiles.

¹ Éric TOCQUÉ et Christine TRAVERS. Technique de l'ingénieur « Pétrole », Editions T.I.p126

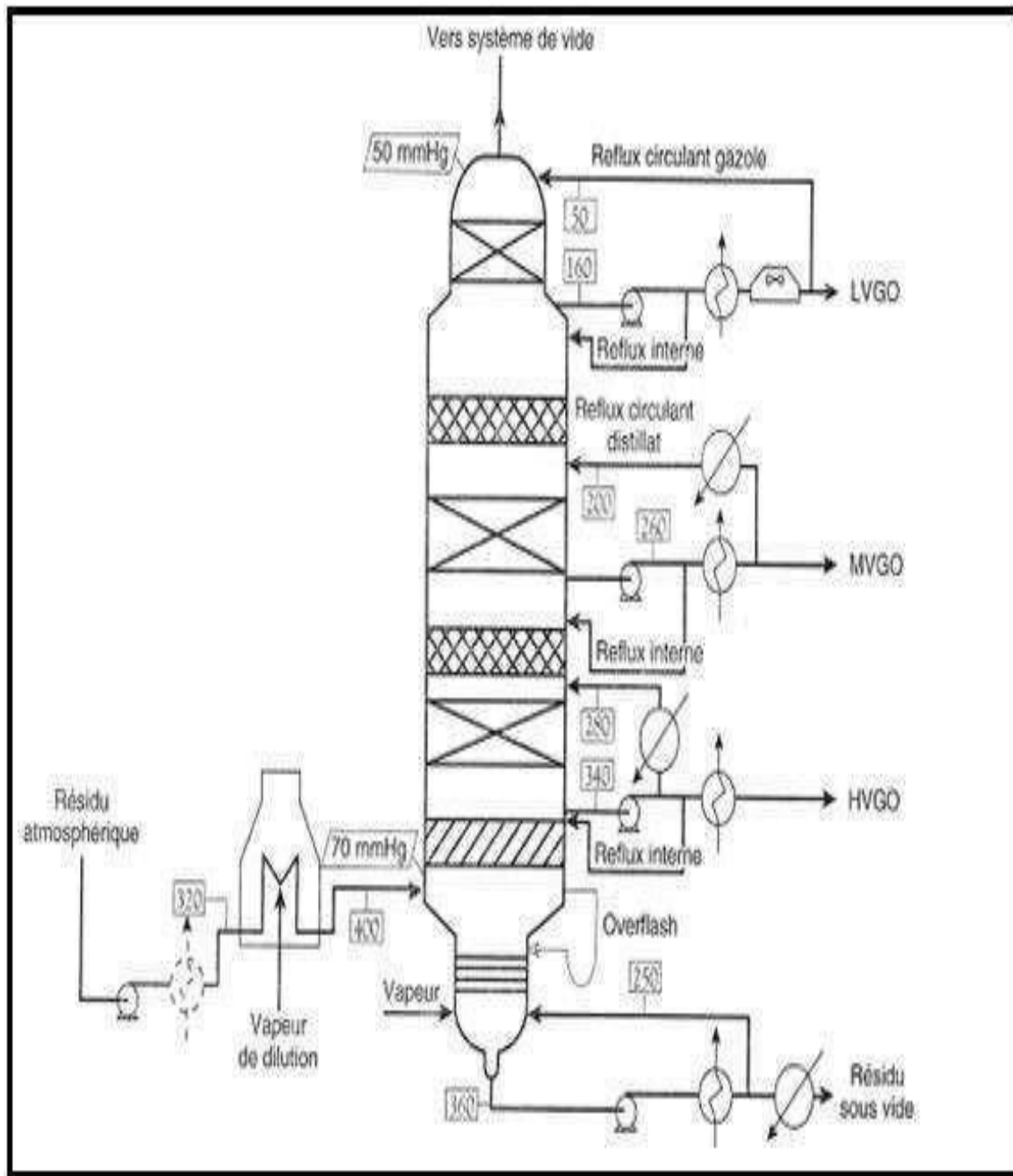


Figure II.4 Distillation sous vide humide avec indication des valeurs opératoires.

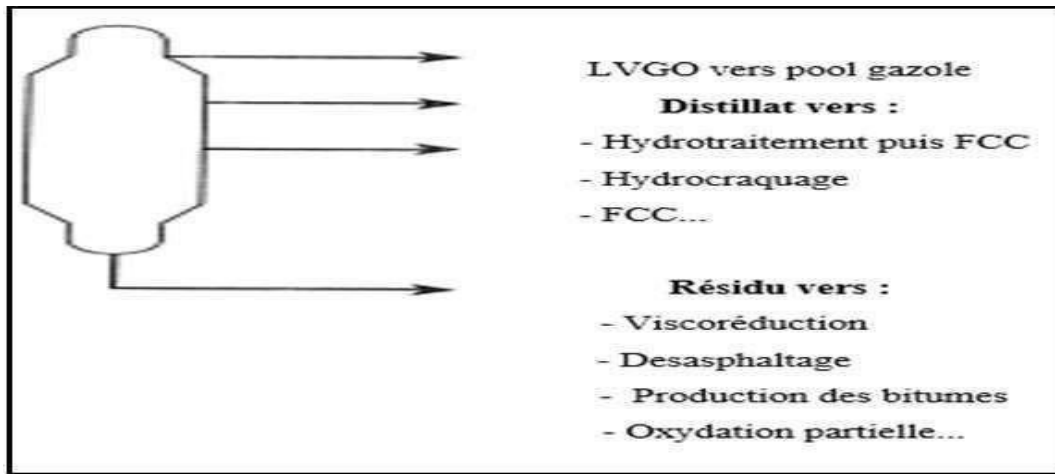


Figure II.5 Distillation sous vide de résidu atmosphérique schéma conversion.

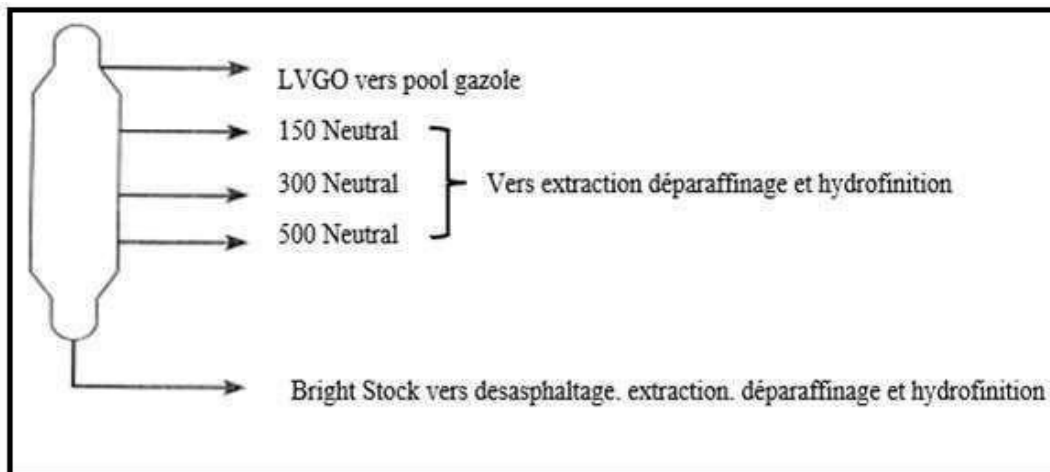


Figure II.6 Distillation sous vide de résidu atmosphérique schéma lubrifiants.

II.2.4 Description de la colonne de distillation sous vide

II.2.4.1 Préparation de charge pour unités catalytiques de type FCC ou hydrocraquage

a. Colonne sans zone de fractionnement

La colonne peut, dans des cas particuliers, ne pas comporter de zone de fractionnement, c'est-à-dire.

Qu'il n'y a pas d'imposition sur le point final ou initial du distillat sous vide.

- ❖ Une zone d'échange thermique au-dessus du soutirage HVGO.
- ❖ Une zone d'échange thermique au-dessus du soutirage LVGO.

En tête de colonne, il est prévu un matelas éliminateur, qui peut être arrosé par une fraction du reflux circulant LVGO refroidir.¹

b. Colonne avec zones de fractionnement

Lorsque l'unité aval impose des conditions sur le point final du distillat, il est nécessaire de prévoir une zone de fractionnement entre soutirage HVGO et sloop Cut. L'alimentation de cette zone est alors constituée par le reflux Interne sous HVGO. De même, si le gazole contenu dans la charge doit être valorisé ou si l'unité aval impose une teneur en légers ou un point initial du distillat sous vide, une zone de fractionnement entre les soutirages LVGO et MVGO est installée. [12]

c. Fond de la colonne

Le fond de colonne est équipé de 4 à 6 plateaux conventionnels à clapets pour une distillation sous vide humide, afin d'assurer le stripping. Le temps de séjour en fond de colonne du résidu sous vide doit être réduit dans la mesure du possible pour les distillations à 2 étages.

Dans certains cas, pour obtenir des coupes très lourdes, la solution d'une distillation sous vide en deux étages peut être envisagée. La première tour est en général sèche, la seconde humide. Le fond de la première alimente la seconde. [12]

II.2.4.2 Distillation sous vide destinée à la production de bases d'huiles

Les colonnes de distillation sous vide destinées à produire des bases lubrifiantes sont munies de stripeurs latéraux pour le soutirage des distillats. La colonne est pourvue de zones de fractionnement entre chaque Soutirage. [12]

¹ Christian Ptak, Pascal Banfils, Claude Marty. Le Raffinage du pétrole brut. [éd.] Jean Pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1998. pp. 223-279. Vol. II.

Distillation sous vide destinée à la production des bitumes.

Les colonnes de distillation assurant une production de bitumes disposent d'un stripping en fond de tour et sont donc au moins semi-humides. Elles fonctionnent sous un vide poussé. [12]

II.2.5 Choix du type de distillation sous vide

Le choix du type de distillation sous vide ressort de considérations économiques liées notamment:

- ❖ A la perte de charge de la colonne résultant du schéma de fractionnement imposé (chaque zone de fractionnement amenant une perte de charge supplémentaire) ;
- ❖ Aux utilités disponibles (température d'air et/ou d'eau de refroidissement permettant d'effectuer ou Non la condensation des vapeurs de tête). (8)

II.2.6 Technologie des colonnes de distillation sous vide

II.2.6.1 Garnissage et distributeurs

Les colonnes de distillation sous vide sont pratiquement, de nos jours, toutes équipées de garnissage pour les zones de fractionnement et d'échange thermique, afin de limiter les pertes de charge. Le garnissage Vrac. Constitue d'anneaux et de grilles métalliques, est utilisé pour les zones d'échange thermique, Le garnissage structure. Est constitué d'un empilage de grilles métalliques gaufrées, pliées et perforées. Ce garnissage, plus efficace et plus coûteux, est surtout utilisé dans les zones de fractionnement, Ces différents garnissages sont alimentés en liquide à l'aide de deux principaux types de distributeurs. [12]

+ Pulvérisateurs + Gravitaires.

II.2.6.2 Pompes à vide et éjecté-condenseurs

Les éjecteurs ré-compriment les gaz par mise en vitesse, à travers une tuyère ou le fluide moteur est de la vapeur d'eau moyenne ou basse pression. La phase vapeur à la sortie de l'éjecteur est partiellement condensée dans un échangeur contre de l'eau de refroidissement. La phase liquide rejoint alors le ballon de tête, via une jambe barométrique. La phase vapeur est reprise du condenseur par un autre étage d'éjecté-condenseurs. [12]

II.2.6.3 Unités de distillation atmosphérique et sous vide intégrées

De plus en plus souvent, les unités de distillation atmosphérique et sous vide sont Intégrées thermiquement. Une telle disposition évite de refroidir puis de réchauffer le résidu atmosphérique et dispense également de le stocker. Si, d'un point de vue théorique, les fonctionnements des unités de distillation atmosphérique et sous vide sont liés), une telle disposition entraîne une interdépendance des deux unités, qui peut constituer un handicap lorsque l'on decoker le four sous vide par exemple, alors que le four atmosphérique n'est généralement pas à decoker. Néanmoins, pour des unités de grosses capacités, ou certaines dispositions sont prises pour faciliter la maintenance en marche, des marches continues de plusieurs années sans arrêt pour cause de maintenance, peuvent être réalisées.¹ [12]

¹ Christian Ptak, Pascal banfils, Claude Marty. Le Raffinage du pétrole brut. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1998. pp. 223-279. Vol. II.

Chapitre 3

Présentation de la raffinerie de

III. Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2

III.1 Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2

III.1.1 La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2

La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud a été conçue en 1979 pour traiter **1 070 600 t/an** de pétrole brut de Hassi Messaoud afin de répondre à la demande de diesel du sud algérien et d'approvisionner les flottes d'essence et de kérosène pour l'aviation militaire ou civile de la région. (9).

La RHM2 se compose de quatre (4) sections :

- ❖ **Section 200** : Distillation atmosphérique TOPPING.
- ❖ **Section 300** : Prétraitement du Naphta (charge du reforming).
- ❖ **Section 800** : Reforming Catalytique.
- ❖ **Section 900** : Stockage (avec des pompes d'expéditions des produits finis) et utilités.

La charge d'alimentation de la raffinerie provient du centre de traitement sud sous une pression d'environ 4 bars et une température ambiante. La densité de ce pétrole brut est de l'ordre de 0.796, comme montre dans le schéma synoptique suivant. (9)

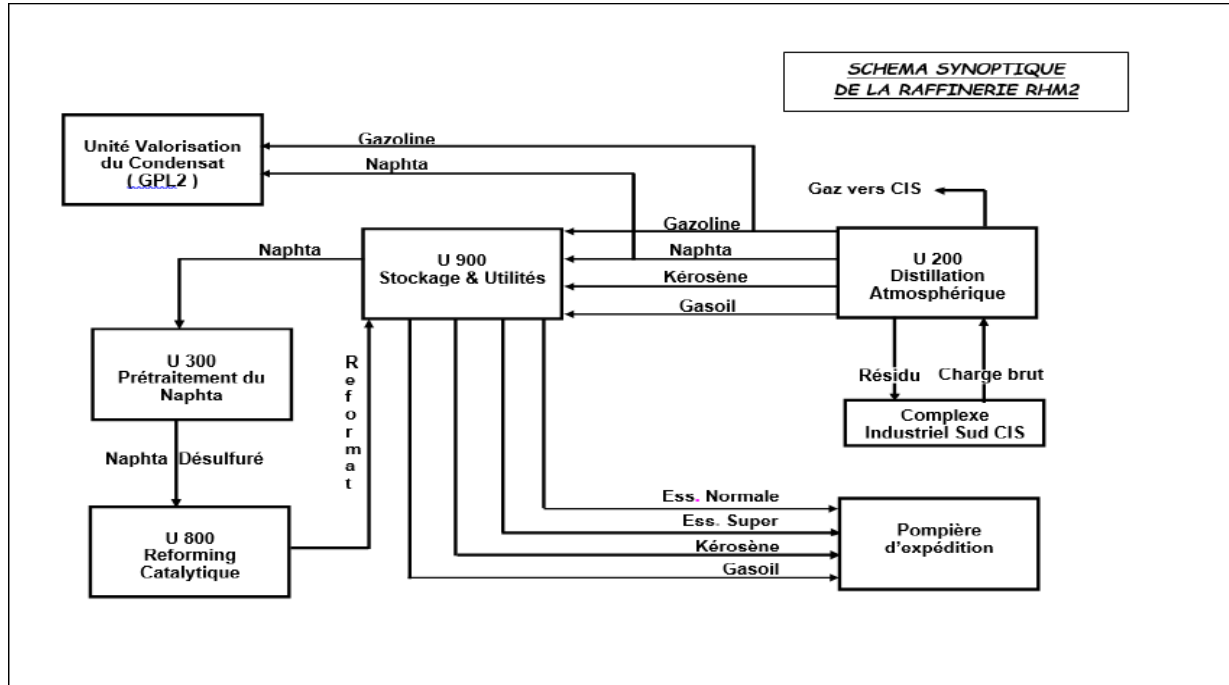


Figure III.1 Schéma synoptique de la raffinerie.

❖ Construction

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

- ✓ **ALTEC** (Société Algérienne d'Engineering). **H. E France** (Hydrocarboné Engineering).
- ✓ Le montage a été réalisé par **ENGTP** (Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers).

❖ Dates et faits marquants

La Distillation Atmosphérique (Topping) a été mise en service en Mai 1979 et le Reforming Catalytique en Octobre 1979.

❖ Capacité de traitement design

- ✓ **Reformat** : 100 000 t /an **Essence Normale** : 42 000 t /an **Jet A1** : 40 500 t /an.
- ✓ **Essence Super** : 42 000 t /an **Gas-oil** : 412 000 t /an.

II.1.2 Description de section TOPPING (Distillation atmosphérique) Unité 200

II.1.2.1 Principe de base de la colonne de distillation

Le processus de Distillation est fondamental pour le traitement du pétrole brut, qui est composé d'une série d'hydrocarbures aux propriétés différentes, et pour être utilisé correctement, il doit fonctionner dans un groupe aux propriétés bien définies et plus homogènes. La distillation est le processus de fractionnement du pétrole brut en utilisant les différences qui existent entre les points d'ébullition des différentes fractions d'hydrocarbures. Le traitement nécessaire à la distillation est obtenu à travers une série d'échangeurs de pré-chaleur, dans lesquels la chaleur du produit fractionné lui-même est utilisée avant le stockage, et passe finalement à travers un four, où la charge est partiellement évaporée, donc à l'entrée de colonne Topping de pétrole brut encore liquide Une partie s'écoule vers le bas de la colonne et la partie vaporisée monte vers le haut de la colonne et les différentes coupes qui composent les vapeurs sont refroidis, condensés et prélevés à l'état liquide à des hauteurs différentes en tant que différents produits avec des intervalles d'ébullition différents. (9)

L'unité de Topping de RHM2 comprend la colonne de distillation pour séparer immédiatement les gaz et les fractions les plus légères dans le but de limiter la charge thermique dans certains échangeurs de préchauffage et de fours, les produits légers séparés sont envoyés directement dans la colonne de stripping dans le but d'améliorer les caractéristiques du résidu de fond et de faciliter la séparation grâce à l'abaissement de la pression partielle des HC, en effectuant l'émission au fond de la colonne de vapeur à basse pression surchauffée. Tout cela s'obtient avec les reflux. À partir de la colonne atmosphérique on obtient :

1. Produit de tête (GPL, gaz incondensable, essence léger).
2. Trois coupes latérales (essence lourd, Kérosène, gasoil).
3. Un résidu du fond.

Chacun des produits latéraux a sa propre colonne de stripping où sont éliminés les plus légers, qui, si laissés dans les produits extraits, influenceraient de façon négative les caractéristiques du produit même.

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits fins (naphta, gas-oil, jet...etc.) ou pour alimenter d'autres unités situées en aval (Section prétraitement du Naphta, section de Reformage catalytique). Elle traite le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 1070600 tonne Dans la section de Topping on trouve : (9)

Tableau III.1 Les composant de la section Topping.

Les Equipements	Utilité	Produits chimiques	Principaux circuits de l'installation
<ul style="list-style-type: none"> - Dessaleur : Elimination des sels. - Colonne de distillation : Fractionnement du brut en diverses coupes. - Colonne de stripping : Elimination des produits légers. - Four de charge : Chauffage de l'alimentation - Ensemble de : Echangeurs – Ballons- Pompes 	<ul style="list-style-type: none"> - Vapeur d'eau surchauffée. - Electricité. - Eau de refroidissement. - Combustibles (gaz, fuel gaz). 	<ul style="list-style-type: none"> - Inhibiteur de corrosion. - Soude (NaOH). - Ammoniaque (NH3). 	<ul style="list-style-type: none"> - Préchauffage du brut. - Four - Colonne de distillation (DA201) - Soutirages latéraux (pumparound). - Strippers et dryers et circuit de kérosène. - Fond de la colonne. - Tête de la colonne (gaz, GPL, (iso, n : pentane), essences).

III.1.3 Description de L'unité de Topping

Cette section, dont le rôle principale est la réalisation du fractionnement du pétrole brut en produits utilisés dans notre vie quotidienne d'une façon importante, se compose principalement, comme toute unité de distillation atmosphérique, en échangeurs de chaleur pour préchauffer la charge en faisant l'échange de chaleur avec les produits soutirés, four pour chauffer à la température nécessaire pour la fractionnement du pétrole, une colonne de distillation atmosphérique marchant sous une pression d'environ 1atm, d'où son appellation, joue le rôle principale qui est le fractionnement, des aéro- réfrigérant à air humidifié ou sec pour refroidir les produits de l'unité. Ainsi, on peut citer les ballons de reflux, les strippers, la colonne de stabilisation du produit sortant ou sommet de la colonne de distillation atmosphérique. Les produits soutirés de cette dernière du bas à la tête sont : (9)



III.1.3.1 Dessalage et Préchauffage

L'unité est alimentée en pétrole brut provenant du centre de traitement sud à une pression d'environ 4 bars est une température ambiante (33 °c), par le biais des pompes de charge GA201

A/B une en service, l'autre stand-by. Elle le refoule à 17,5 bars vers les deux échangeurs EA201, EA202 en parallèle en prenant les calories respectivement du Naphta et Kérosène soutirés. Les deux lignes se réunissent en une seule sous une température de 60°C.

On note qu'actuellement, l'injection d'eau de lavage se fait en amont de la pompe de charge par une eau albienne en absence de l'unité de traitement des eaux. Le débit du brut est 170 m3/h nécessite 5% d'eau pour le dessalage.

La pompe GA 201 A/B reprend le brut dessalé du FA205 et le refoule à travers un circuit d'échangeurs avant l'entrée au four BA201. Les échangeurs sont parcourus par des produits à refroidir et se présentent dans l'ordre suivant :

- ❖ EA 204 Reflux circulant intermédiaire.
- ❖ EA 203 Gas-oil.
- ❖ EA 205 Résidu.

A la sortie de EA205, le brut est à 181°C et une pression de 10 bars. Avant l'entrée au four BA201, le courant du brut se divise en 6 passes parallèles, à l'intérieur desquelles le débit est maintenu constant et identique pour chaque par l'intermédiaire de six contrôleurs de débit HIC 201 A.B...F, avec une légère quantité en plus dans les deux passes extrêmes A et F. (9)

III.1.3.2 Four BA 201

C'est un four de type tubulaire ayant 12 brûleurs, alimentés en fuel gaz provenant du FA990, installé pour l'apport de chaleur complémentaire à la charge de la colonne de fractionnement en augmentant sa température de 212°C sortie du EA205 à 340°C qui est la température de fractionnement. (9)

III.1.3.3 Fractionnement

Ce fait au niveau de la colonne de distillation atmosphérique divisée en deux parties. Une partie inférieure où se fait l'alimentation en brut provenant du four à 340 °C, dans cette zone de trois plateaux à clapets se produit une séparation de brut entre le résidu au fond et une coupe qui s'étale des légers à PF=375°C. Cette dernière alimente la partie supérieure de la colonne de 26 plateaux où se passe un fractionnement proprement dit. (9)

Tableau III.2 le bilan matière de fractionnement.

Coupes	% poids	Tonnes/ an	Densité
Légères	3.79	40600	
Gazoline (C5/80)	9.01	96500	0.6680
Naphta (80/160)	19.28	206400	0.7440
Kérosène (160/250)	20.71	221700	0.8020
Gas-oil (250/375)	21.56	230800	0.8700
Résidu (375+)	25.65	274600	
TOTAL	100%	1070600	

❖ Résidu

Le Résidu est soutiré à ~325°C du fond de la colonne DA 201 à l'aide de la pompe GA207; est envoyé vers slop sous contrôle du LRC 201 après avoir cédé ses calories au préchauffage du kérosène dans l'échangeur EA208 et au brut charge dans l'échangeur EA205 ; puis refroidi dans une batterie d'aéro réfrigérants à air humidifié (EC218A-B) pour être mélangé avec le brut au service traitement. (9)

❖ Gas-oil

Le gas-oil est soutiré à ~325°C du fond de la colonne de fractionnement DA201 à l'aide de la pompe GA 206 ; une partie est réchauffée à ~350°C dans le four BA202 sous contrôle du TRC204 pour élimination des fractions légères et maintien du gradient de température dans la

colonne de fractionnement et l'autre partie est envoyée au stockage sous contrôle du LRC 204 après avoir cédé ses calories au brut charge dans l'échangeur EA203 ; puis refroidi dans une batterie d'aéro réfrigérants à air sec (EA 217A-B). Afin d'être commercialisé sous l'appellation Mélange, une quantité de Kérosène est ajoutée au gas-oil avant qu'il soit stocké pour corriger ses caractéristiques physico-chimiques. (9)

❖ **Reflux circulant intermédiaire**

Le reflux circulant intermédiaire joue les rôles suivants : Cède sa chaleur pour chauffer le pétrole brut et le rebouillage au Stripper de la Gazoline et Stripper du Naphta. Diminue la quantité de vapeur en tête de colonne et par conséquent le diamètre de Cette dernière, au même temps, augmente la capacité de la colonne. (9)

❖ **Kérosène**

Le kérosène est soutiré à $\sim 200^{\circ}\text{C}$ du 12^{ème} plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du LIC 207 dans une petite colonne (Stripper DA 202A) de 06 plateaux.

Le rebouillage du fond de la colonne DA202A se fait dans le rebouilleur EA208 à $\sim 240^{\circ}\text{C}$ par le résidu sous contrôle du TRC207 pour élimination des fractions légères (réglage du point d'éclair), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 11^{ème} plateau de la colonne de fractionnement DA201.

Le kérosène, sortie stripper, est repris par la pompe GA 205 puis refroidi dans un aéro-réfrigérant humidifié (EC216) après avoir cédé ses calories au brut charge dans l'échangeur EA202 ; une partie est reprise par la pompe GA 219 sous contrôle du FRC227 pour être envoyée vers le précipitateur électrostatique (FA 214) pour élimination des traces d'eau et subir un traitement à la soude pour le réglage de l'acidité ; avant d'être envoyée au stockage, on lui injecte un produit antistatique (STADIS 450) à l'aide de pompe doseuse GA218 pour le réglage de la conductivité électrique et l'autre partie est mélangée au gas-oil . (9)

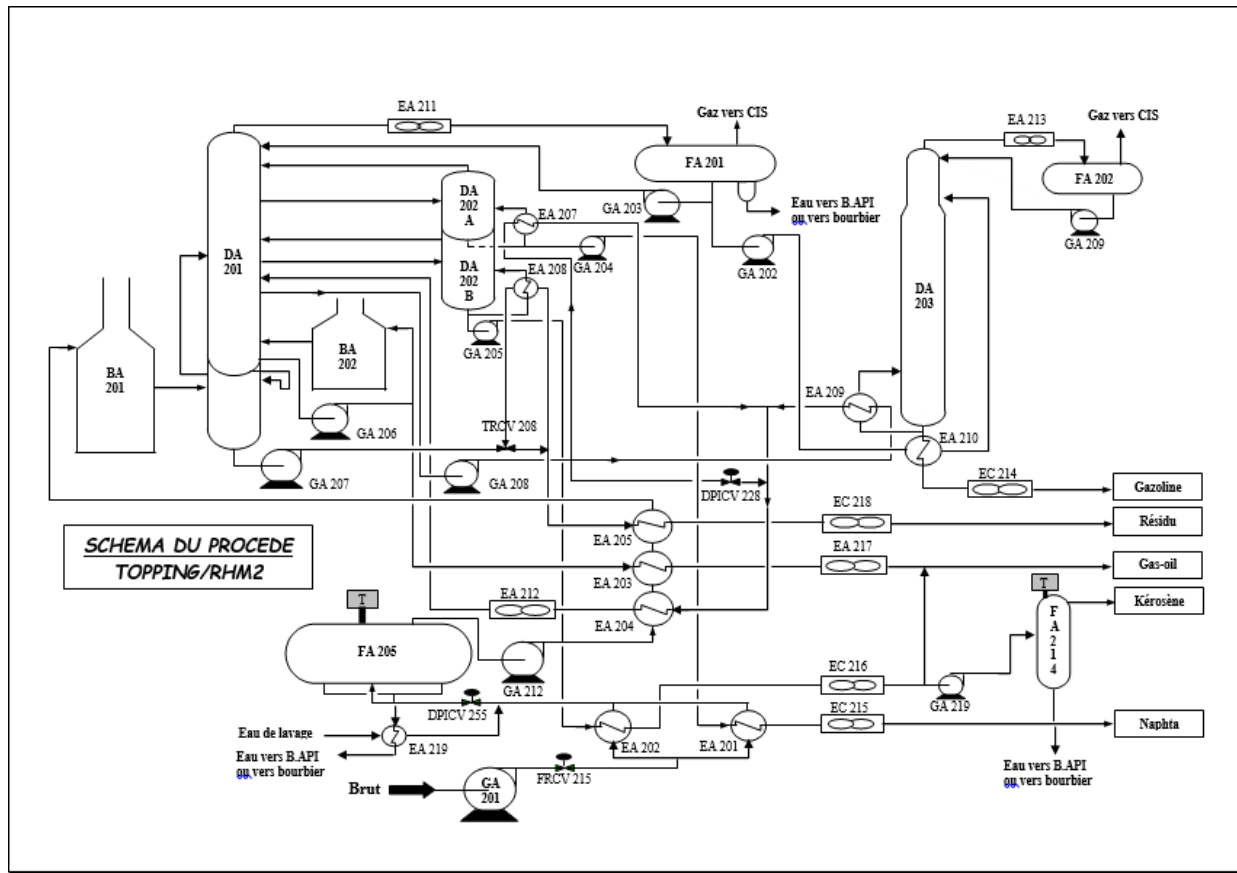


Figure III.2 Schéma de procédé du Topping RHM2.

III.1.4 Section Prétraitement du Naphta Unité 300

Le prétraitement du Naphta qui doit assurer la charge du reforming catalytique, est un procédé d'hydroraffinage dont l'objectif est de réduire au maximum du naphta les impuretés susceptibles de nuire à la transformation catalytique durant le reforming catalytique, ou de créer lors de l'utilisation des produits finis, des problèmes de corrosion ou d'encrassement des équipements utilisés. C'est un procédé d'hydrogénation catalytique réalisée dans un réacteur portant comme catalyseur Co-Mo/AIO ; pour éliminer : le soufre, l'azote, l'oxygène, les métaux, La capacité annuelle de la section prétraitement de naphta est de : 100022 tonnes. Les principales réactions sont :

- ❖ Désulfuration.
- ❖ Dénitrification.
- ❖ Désoxygénation.
- ❖ De métallisation.

Le catalyseur choisi pour cette unité est le catalyseur **PROCATALYSE HR 306**. Il représente sous forme d'extrude d'alumine de très haute pureté de 1,2 mm de diamètre, imprègnés d'oxydes de Cobalt et de Molybdène. (9)

III.1.4.1 Réactions fondamentales qui se produisent dans le réacteur du prétraitement

- ❖ Réaction de désulfuration + Réaction de désoxygénation.
- ❖ Réaction de dénitrification + Réactions diverses.

Tableau III.3 Paramètre de la Section Prétraitement du Naphta Unité 300.

Température	Pression	Vitesse spéciale(vvh)	Taux de recyclage du gaz riche en H ₂	Nature de la charge
300 à 380 C, sinon le taux de désulfuration à obtenir.	D'hydrogène H, dépend de la qualité de la charge : PF/-PH ₂ / varie de 20 à 50 bars. Cette pression peut être augmentée afin d'avoir un prétraitement efficace.	De 4 à 10 h" pour essence et gas-oil. De 1 à 3 h" pour gas-oil lourd. Cette vitesse peut être diminuée pour avoir un prétraitement très efficace	Souvent 300 m ³ /m ³ de charge. Le gaz utilisé est celui du reforming. Son rôle est la diminution de la formation du coke.	Naphta produit par l'unité 200 dont les caractéristiques suivantes : Distillation ASTM : Densité : 0,7412

Tableau III.4 Distillation ASTM de naphta (design).

PI	5%	10%	20%	30%	50%	70%	80%	90%	95%	PF
80	98	102	107	111	121	132	139	148	155	162

Tableau III.5 Les spécifications de la charge naphta (design).

Caractéristiques	Composition de la charge (PONA)	Impuretés contenues dans la Charge
-Densité à 15 °C : 0,7437. -ASTM : PI 98 °C.-50%. -Distille 119 °C.-PF : 160 °C.	-Paraffines : 60,7% vol. -Naphtènes : 32,6% vol. -Aromatiques : 6,7% vol.	-Soufre 12.2 mg/kg. -Azote 0.3 mg/kg. -Arsenic 2.0 mg/kg. -Plomb 2.0 mg/kg.

III.1.5 Reforming catalytique Unité 800

La section 800 – Reforming – est alimentée en Naphta venant de la section 300 (Prétraitement) par le biais de la pompe GA 801 A/B et une température de 128°C. Au refoulement de cette pompe, avant de traverser une série des échangeurs EA 803 B, EA 803A, EA 801. Le Naphta est mélangé avec le gaz riche en hydrogène provenant du compresseur GB 801 A/B produit par l’unité même ayant une pression d’environ 27 bars. Du dernier échangeur EA 801, le mélange sort à 373°C passe vers le four BA 801 pour porter sa température à 512°C, puis il entre du haut du premier réacteur K801 avec une pression de 26,3 bars. A cause de l’endothermique des réactions, la température de l’effluent à sa sortie chute d’environ 30°C d’où la nécessité de passer par un deuxième four BA 802 pour garder la température du procédé qui est à peu près 512°C est qui dépend d’une manière directe à l’état du catalyseur et à la nature de la réformât qu’on veut produire du point de vue „sévérité“ c’est à-dire – nombre d’octane. Donc, après qu’il est réchauffé à 512°C par BA 802, il entre au deuxième réacteur K 802 d’où il sort à 504°C, la pression à ce cas-là est d’environ 25 bars. Puis un dernier four BA 803 est effectivement un dernier réacteur K 803 où la pression est 23 bars et la température de sortie est 505°C.

Les trois fours, en l'occurrence BA 801, BA 802, BA 803 ont le même rôle, c'est d'avoir la nullité de la différence des températures d'entrée aux réacteurs K801, K802, K803. L'effluent du dernier réacteur est refroidi en traversant l'échangeur EA801 jusqu'à 401°C faisant l'échange de chaleur avec la charge d'alimentation. A sa sortie de cet échangeur, une partie sert pour le rebouillage du fond de la colonne de stabilisation du reformat DA801, puis rejoindre la ligne de départ et passe à travers les échangeurs EA803 A, EA803 B. Finalement à 178°C, l'effluent est condensé par EC804 avant d'entrer au ballon séparateur FA801 où la température est 45°C, la pression est 20 bars. Ce séparateur assure la séparation en le reformat et le gaz riche en hydrogène, appelé „gaz de recyclage“. (9)

III.1.5.1 Gaz de recyclage

Ce gaz sort de la tête du ballon séparateur FA801 aspiré par le compresseur GB801 A/B à 19,5 bars et refoulé à 27 bars vers l'entrée du Naphta à EA301 pour la section 300 et l'entrée du Naphta désulfuré à EA803 B. Le compresseur GB 801 A/B est du type alternatif à piston avec 2 cylindres, ayant une bouteille d'aspiration assure l'alimentation permanente en gaz. (9)

III.1.5.2 Stabilisation du réformât

Les gaz de tête de la colonne de stabilisation DA801 sont condensés par EC806 qui assure le refroidissement de 68°C à 52°C, puis ils passent sous forme de condensât et une fraction incondensable vers le ballon de reflux FA802d'une pression de 15 bars. Les incondensables sont utilisés comme fuel gaz en passant vers FA990, ou torchés lors d'une surpression. Les condensât sont repris par la pompe GA802 A/B à 50°C, refoulés vers la tête de colonne, avec un débit de 3,6 m³/h contrôlé par le FRC813 travaillant avec le régulateur de niveau LRC809 du ballon FA802. Le reformat stabilisé au fond, une partie sort à 211°C sert pour le rebouillage en passant par EA802 pour être à 216°C. La deuxième partie, reformat stabilisé produit est refroidi 85°C par les deux échangeurs de chauffage de la charge EA805 A-B puis à 41°C par le réfrigérant EC807 avant d'être stocké avec un débit horaire de 11,8 m³ contrôlé par FRC812 (9)

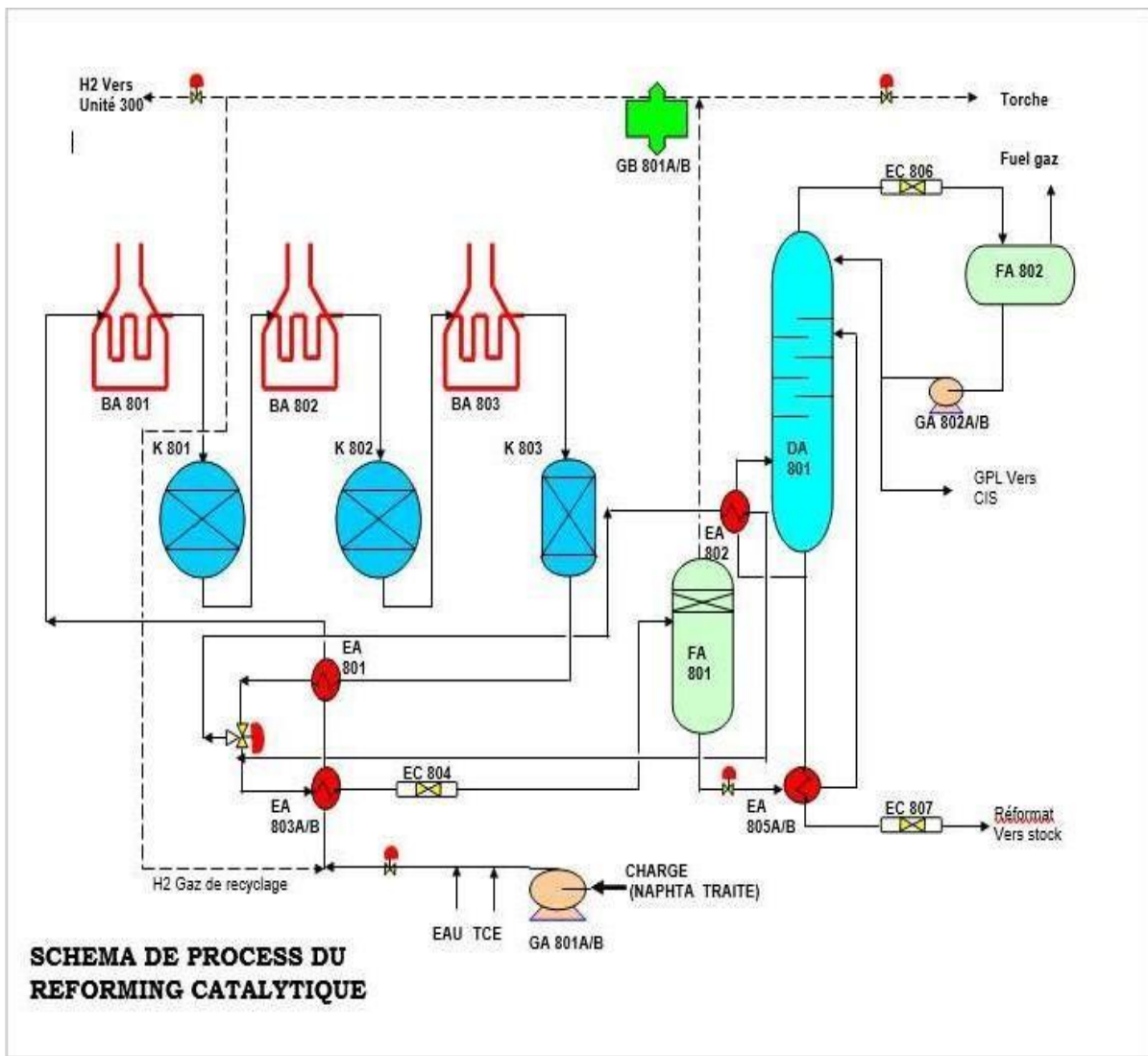


Figure III.3 Schéma de procès reforming catalytique RHM.

III.1.6 Section Stockage Unité 900, Utilités et pomperiez d'expédition (9)

III.1.6.1 Stockage

Dix-huit, est le nombre des réservoirs installés pour satisfaire à cette opération. Il s'agit uniquement du stockage des produits de la raffinerie, la charge brute d'alimentation provient directement du centre (CIS) sans être stockée. Le tableau suivant nous identifie chaque bac :

Tableau III.6 Bacs des Stockages (Capacité et contenu).

Bac	Capacité (m3)	Toit Contenu	Contenu	Bac	Capacité (m3)	Toit Contenu	Contenu
RS 903	2520	Flottant	Reformat	911	2520	Flottant Flottant	Reformat Essence
904	2520	Flottant	Gazoline	912	2520	Flottant Flottant	Kérosène Kérosène
905	2520	Flottant	Naphta	913	2520	Fixe Fixe Fixe	Gas-oil Gas-oil Gas-oil
906	2520	Flottant	Reformat	914	2520	Flottant	Kerosene
907	2520	Flottant	Reformat	915	16620		
908	2520	Flottant	Reformat	916	16620		
909	2520	Flottant	Essence N	917	16620		
910	2520	Flottant	Essence N	918	2520		

Chaque bac est équipé par des conduites d'entrées et de sorties des produits finis à sa partie basse, un système d'eau et de mousses d'incendie sur son périmètre supérieur, ainsi, un compteur au pied des bacs indique le niveau du liquide de stockage. Ces bacs sont conçus pour le stockage des produits de la Raffinerie, avant leurs expéditions à travers des pompes d'expédition vers la rampe de chargement de NAFTAL.

Les bacs de stockages fonctionnent en trois positions comme suit :

- ❖ **Jet** : Réception des produits des unités.
- ❖ **Réserve** : (Restitution) contient des produits prêts à l'utilisation.
- ❖ **Livraison** : Vers la rampe de chargement. Ces positions sont réalisées par le biais des pompes suivantes :
 - ✓ GA901 A/B : Reformat vers rampe de chargement
 - ✓ GA905 A/B : Kérosène vers rampe de chargement
 - ✓ GA 904 A/B/C : Essences normale et super vers rampe de chargement.
 - ✓ GA 906 A.B.C : gas-oil vers rampe de chargement.

- ✓ GA907 : produit vers sloop, ou pour le nettoyage des fonds des bacs, ou pour envoyer ou réceptionner des produits du CIS. (9)

III.1.6.2 Utilités

Normalement, les besoins de la raffinerie en utilités sont produits par elle-même afin d'assurer le bon fonctionnement des unités. Ces utilités sont : Air service et Instrument, Fuel, Eau traitée et la Vapeur d'eau. (9)

III.1.7 Bilan général de la raffinerie

Tableau III.7 Bilan général de la raffinerie Cas design (Tonne /an).

Produits	Production	Produits Commerciaux	Gaz Combustible	GPL	Slop
Gaz + légères	40000	/	57500	5000	
Gazoline	96500	/	/	/	81000
Naphta	206400	/	/	/	84500
Reformat	100000	31500	/	/	/
Essence normal	/	42000	/	/	/
Essence super	/	42000	/	/	/
Kérosène	221700	40500	/	/	/
Gas-oil	230800	412000	/	/	/
Résidu	274600	/	/	/	274600
Total	1070000	568000	57500	5000	40100

Partie stimulation

IV. Problématique

Le brut de l'expédition UTBS est classé dans la catégorie des hydrocarbures mixtes avec une propension à la paraffine. Il est moins sulfureux et a une teneur pondérale de 0,11 %. La raffinerie

Hassi Messaoud RHM2 reçoit 1,07 million de tonnes de brut par an, produisant 0,27 million de tonnes de résidus. Cet excès de résidus met à rude épreuve la raffinerie en raison de sa capacité de stockage limitée. En conséquence, le résidu est recyclé dans la tour de distillation avec le brut.

En concevant une unité de distillation sous vide, le résidu atmosphérique peut être transformé en précieux distillats sous vide. Ces distillats constituent une excellente matière première pour les procédés de conversion tels que l'hydrocraquage et le craquage catalytique, qui permettent la production de fractions plus légères telles que les carburéacteurs, l'essence et les gazoles légers. Cette conversion des charges lourdes difficilement valorisables en fractions légères permettra au raffineur d'ajuster sa production à la structure de la demande, augmentant ainsi les cadences de production et réduisant les importations de carburant.

IV.1.1 Définition l'logicielle Hysys

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'évènements (Event driven) : C'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet. Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS.

Hysys présente plusieurs modèles thermodynamiques avec leur domaine d'application, à savoir:

- ❖ Modèles spéciaux pour les amines.
- ❖ Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (astm stream, nbs stream).

- ❖ Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'antoiné, nk10 et table esso).
- ❖ Modèles semi-empiriques (chao-seader cs, grayson-streed gs).
- ❖ Modèles hybrides : pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes.
- ❖ Modèles basés sur les équations d'état : tels que Peng Robinson (PR), Soave-Redlick Kwong (SRK) pour les hydrocarbures, car elles utilisent des coefficients d'interactions bina.

IV.2.1 Choix de modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont nécessaires pour le calcul des propriétés physique des fluides dont l'hydrocarbures sur un éventail de conditions de fonctionnement.

Modèle thermodynamique choisi

L'équation de Peng-Robinson offre une simplicité algébrique et une généralité car elle nécessite un minimum de données. Seuls la température et la pression critiques et le facteur acentrique sont nécessaires pour déterminer les propriétés d'un fluide pur. Des paramètres d'interaction binaires sont nécessaires en plus pour déterminer les propriétés d'un mélange non idéal. L'équation d'état de Peng-Robinson est censée fournir des estimations raisonnablement précises des densités de phase liquide / vapeur.

IV.2.2 Préparations des données

IV.2.2.1 Caractérisation de Résidu atmosphérique de UTBS

- ❖ Masse moléculaire : 397.
- ❖ Kuop : 11.90.

Tableau IV.1 représente la Distillation sous pression réduite de résidu 380+°C.

Coupe	380+°
Rendement sur brut	
%Pds	20.80
%Vol	17.76
Position sur brut	
%Pds	79.20-100.00
0% Vol	82.24-100.00
Points initial, °C	384.0
5 %Vol	393.6
10 //	402.3
15 //	410.4
20 //	414.8
25 //	420.1
30 //	426.6
35 //	433.7
40 //	443.9
45 //	454.5
50 //	465.5
55 //	474.6
60 //	487.6
65 //	503.7
70 //	520.0
75 //	537.8
80 //	556.1
Points Final, °C	560
Distillat, % Vol	80.9
Résidu //	19.1
Pertes //	0.0

b. Les étapes de simulation :

On a inséré les données de base de résidu atmosphérique UTBS qui représenté aux tableau précédent dans le simulateur, les figure suivant expliquent comment on a obtenu la composition de résidu atmosphérique par hysys.

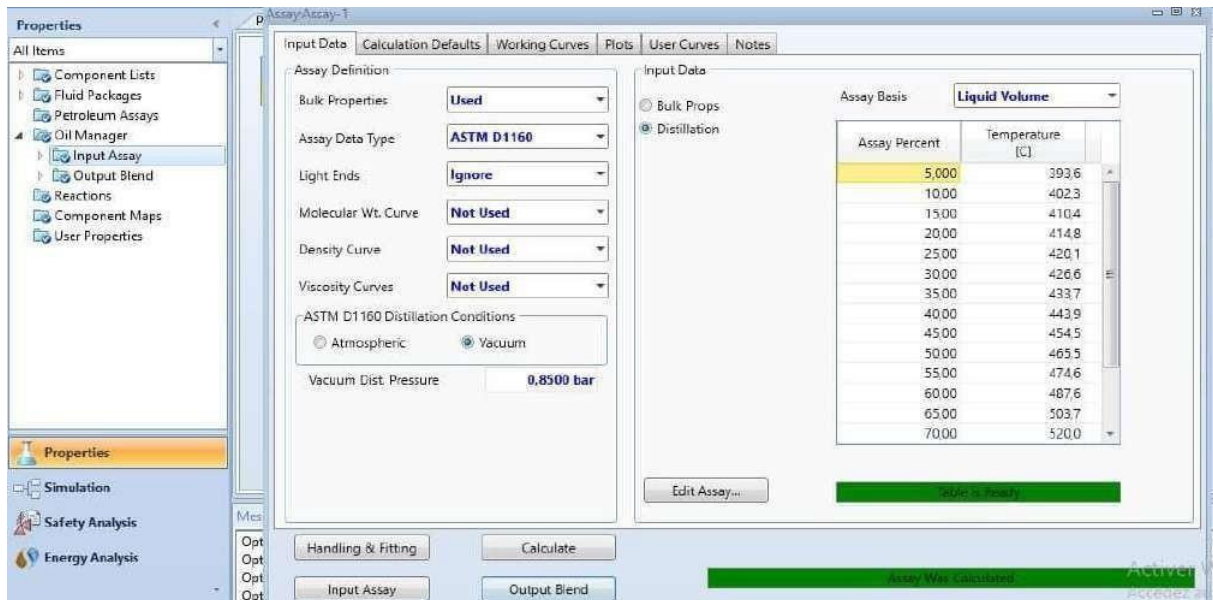


Figure IV.1 insertion l'ASTM de résidu atmosphérique de l'UTBS.

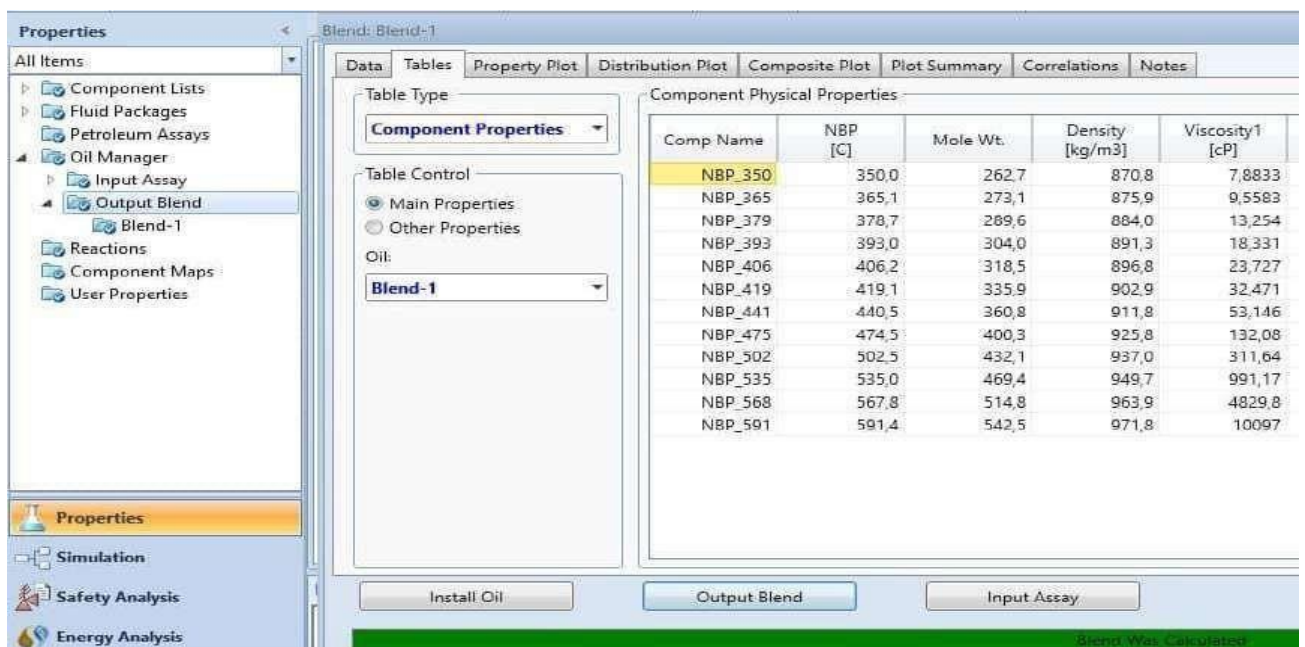


Figure IV.2 La composition de résidu atmosphérique.

c. Caractérisation de résidu atmosphérique

Le résidu atmosphérique doit être la charge de procédé. On a injecté la vapeur d'eau dans la

conduite de Résidu ATM pour accélérer la vitesse de fluide et pour éviter la formation de coke.

IV.4.1 Composition et caractéristiques

IV.4.1.1 Résidu Atmosphérique

La coupe à traiter est composée de 12 constituants, le Tableau IV.2 représente la composition du résidu ATM :

Tableau IV.2 Propriété physique du résidu atmosphérique.

Composition	NBP (°C)	Masse molaire	Densité (kg/m ³)
NBP_350	350	262.7	870.8
NBP_365	365.1	273.1	875.9
NBP_379	378.8	289.6	884.0
NBP_393	393	304	891.3
NBP_406	406.2	318.5	896.8
NBP_419	419.1	335.9	902.9
NBP_441	440.5	360.8	911.8
NBP_475	474.5	400.3	925.8
NBP_502	502.5	432.1	937.0
NBP_535	535	469.4	949.7
NBP_568	567.8	514.8	963.9
NBP_591	591.4	542.5	971.8

Les Figures IV.3 et IV.4 respectivement représentent les courbes du densité et distillation du résidu ATM.

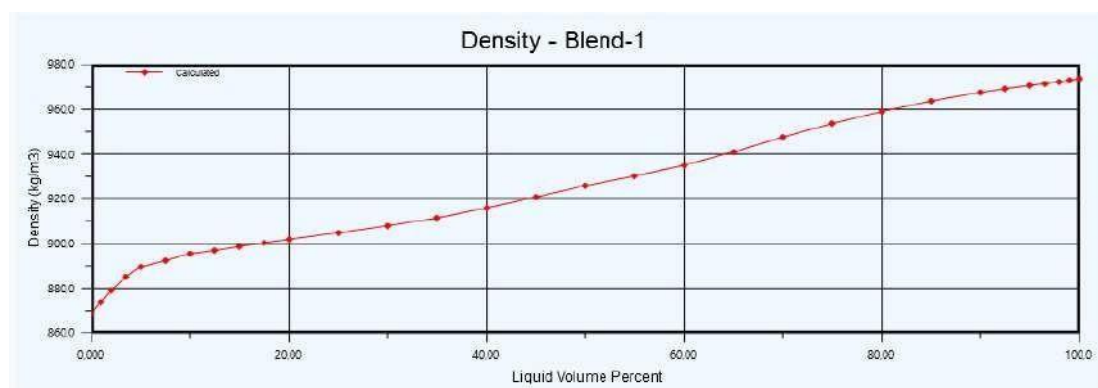


Figure IV.3 Densité du Résidu ATM.

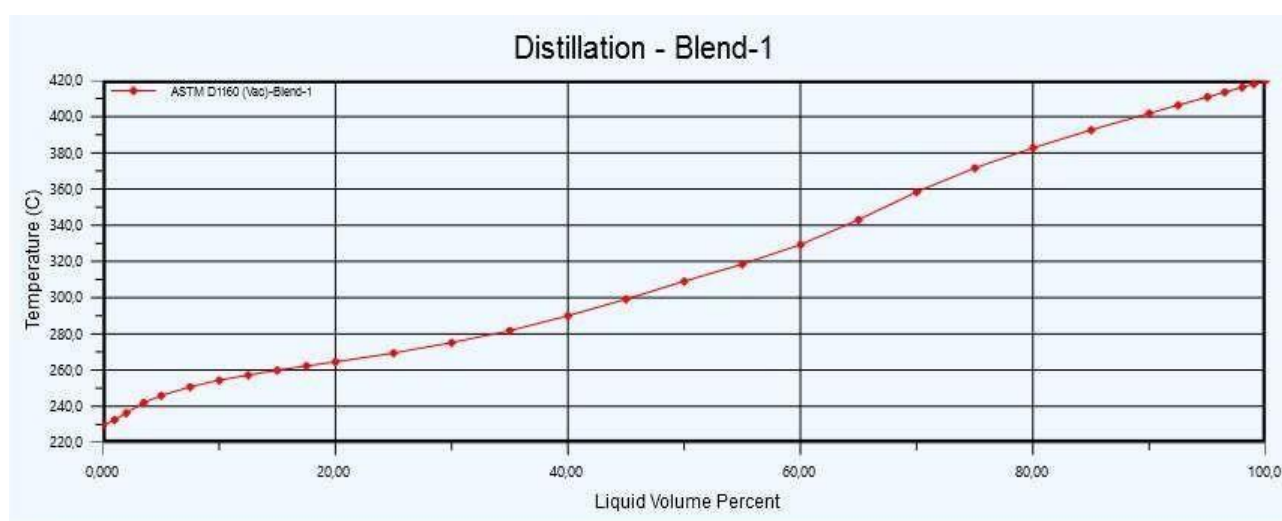


Figure IV.4 Courbe distillation du Résidu ATM

d. Présentation du procédé

Le système de distillation sous vide est utilisé pour séparer les coupes pétrolières lourdes. La dilution de la vapeur d'eau (pression 4.5Bar, Température 260°C, débit massique 1260.83kg/h) avec le résidu atmosphérique (pression 8Bar, température 200°C, débit massique 34583.33 kg/h) permettra d'accélérer la vitesse de fluide et abaisser la pression partielle des hydrocarbures et par conséquent éviter la formation de coke.

La charge diluée avec la vapeur d'eau (pression 4.5Bar, température 201.8°C, débit massique 35841.67kg/h), entre dans une série de quatre échangeurs pour augmenter sa Température de 201.8°C jusqu'à 258.9°C. Puis envoyé au Four pour le chauffer jusqu'à 384°C (Température de service de la colonne).

L'alimentation de la colonne sera dans le 12^{ème} plateaux d'une pression 4.410Bar, Température 384°C, débit massique 35841.67kg/h. La colonne sera alimentée aussi de la vapeur d'eau aux 14^{ème} plateaux afin d'assurer le vide. Les pressions de la colonne (en haut 50mmHg, en Bas 62mmHg). La figure IV.5 représente le schéma du procédé.

IV.5.1 Schéma de procédées :

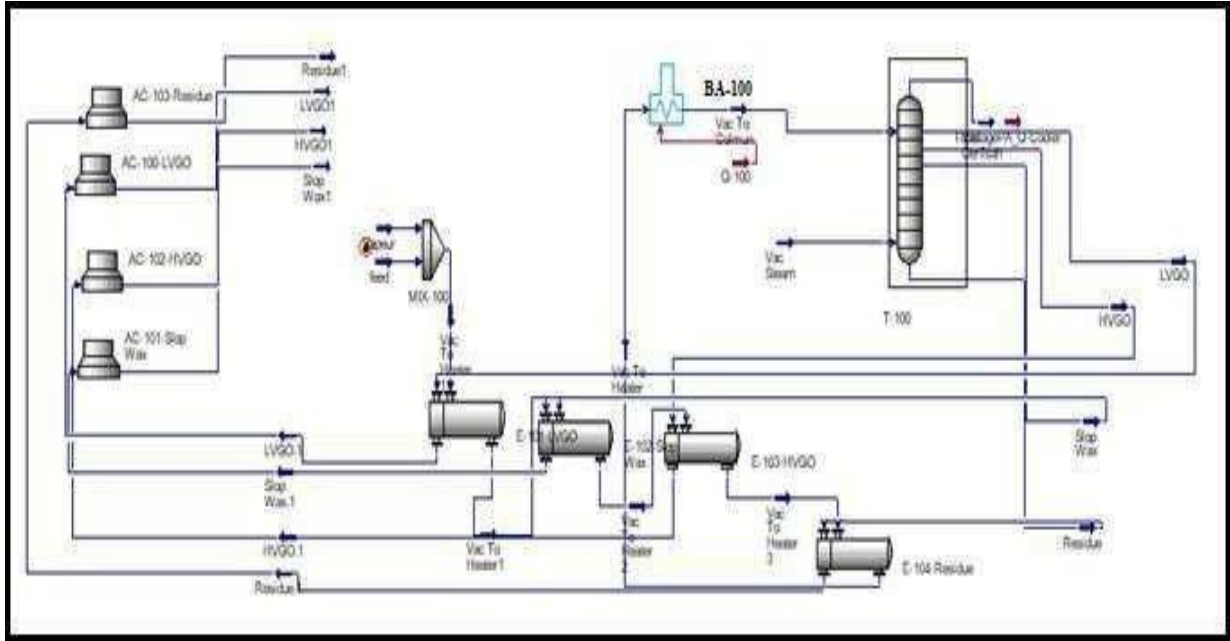


Figure IV.5 Procédé de la distillation sous vide du résidu atmosphérique..

IV.5.1.1 Les équipements de l'unité de distillation sous vide

- ❖ Quatre échangeurs.
- ❖ Un Four.
- ❖ Une colonne de distillation sous vide.
- ❖ Quatre aéro réfrigérants.

IV.5.2 Caractérisation d'alimentation de la colonne

Les fractions molaires et les phases vapeur / liquide de l'alimentation sont représentées dans le tableau IV.3 ci-dessous.

Tableau IV.3 fraction molaire de l'alimentation.

	Fractions molaire	Phase vapeur	Phase liquide
H2O	0.4455	0.9972	0.0193
NBP(0)350*	0.0062	0.0003	0.0107
NBP(0)365*	0.0090	0.0003	0.0157
NBP(0)379*	0.0145	0.0003	0.0255
NBP(0)393*	0.0318	0.0005	0.0559
NBP(0)406*	0.0501	0.0005	0.0885
NBP(0)419*	0.0739	0.0005	0.1307
NBP(0)441*	0.0937	0.0003	0.1659
NBP(0)475*	0.0727	0.0001	0.1289
NBP(0)502*	0.0547	0.0000	0.0970
NBP(0)535*	0.0421	0.0000	0.0746
NBP(0)568*	0.0825	0.0000	0.1463
NBP(0)591*	0.0232	0.0000	0.0411

e. Conditions opératoires

IV.6.1 Alimentation

L'objectif est de traiter 34583,33 kg /h de Résidu Atmosphérique (Composé de 1260.83 kg/h d'eau).

La coupe pétrolière en alimentation est à 384°C et 4.410 Bar. L'état liquide a également été imposé.

IV.6.1.1 Colonne sous vide

❖ Caractéristiques

- ✓ Colonne à distiller.
- ✓ Nombre d'étages théoriques : 14.

❖ **Alimentation**

- ✓ Résidu ATM alimenté au plateau 12.
- ✓ Vapeur d'eau alimenté aux plateau 14.

❖ **Soutirage**

- ✓ Vac overflash : Plateaux 1
- ✓ Vac Résidu : Plateaux 14
- ✓ LVGO : Plateaux 4
- ✓ HVGO : Plateaux 8
- ✓ Slop Wax : Plateaux 11

❖ **Pumparound 1 (LVGO)**

- ✓ Du plateau 6 au plateau 1
- ✓ Débit : 59.34 Kmole/h
- ✓ Puissance : -2.700066 Gcal/h

❖ **Pumparound 2 (HVGO)**

- ✓ Du Plateau 9 au Plateau 7
- ✓ Débit : 26.53 Kmole/h
- ✓ Puissance : -0.601532Gcal/h

IV.6.2 Produits obtenus

Les produits issus de la distillation sous vide sont :

- ❖ Débit de résidu sous vide liquide sec : 9.6212m³ /h (volumique standard liquide)
- Variable d'action : débit de distillat vapeur
- ❖ Débit de gazole léger sous vide sec : 12.206m³ /h (volumique standard liquide)
- Variable d'action : débit de soutirage de gazole léger sous vide
- ❖ Débit de gazole lourd sous vide sec : 11.7356m³ /h (volumique standard liquide)

➤ Variable d'action : débit de soutirage de gazole lourd sous vide

IV.6.3 Design de la colonne

La colonne sous vide comporte 14 étages, avec une hauteur totale de 14.70m et 6 sections, Le Tableau IV.4 et 5 représentent respectivement le design de la colonne et les hauteurs et diamètres de la section :

Tableau IV.4 Design de la colonne.

Nombre d'étage	14
Hauteur totale(m)	14.70
Perte de charge totale(mm)	555.6
Chute de pression totale(mbar)	40.90
Nombres des sections	6
Nombres des diamètres	1

Tableau IV.5 Dimensions des différentes sections de la colonne.

Section	Commence	Termine	Diamètre (m)	Hauteur
CS-1	1- Plateau	3- Plateau	2.75	3.5
CS-2	4- Plateau	7- Plateau	2.75	3
CS-3	8- Plateau	8- Plateau	2.75	0.95
CS-4	9- Plateau	9- Plateau	2.75	0.9
CS-5	10- Plateau	12- Plateau	2.75	3.15
CS-6	13- Plateau	14- Plateau	2.75	3.2

Bilans matières de la colonne de distillation sous vide.

Les bilans matières et les fractions molaires des produits obtenus de distillation sous vide sont représentés respectivement dans Les tableaux IV.6 et tableau 7.

Tableau IV.6 Les Bilans massique des produits.

	Vac To Colum	Vac steam	Vac overflash	LVGO	HVGO	Slop Wax	Résidu
Vapeur	0.4717	1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Température(°C)	384.0	270.0	110.0	232.7	294.9	334.5	300.7
Pression(Bar)	4.410	8.000	0.066	0.0830	0.1050	0.1214	0.1378
Débit molaire(kmole/h)	157.1	288.0	358.0	36.21	29.38	2.104	19.38
Débit massique(kg/h)	35840	5188	6467	12210	11740	1002	9621
Std ideal liquide débit volumique(m3/h)	38.52	5.199	6.483	13.50	12.65	1.051	10.03

Les rendements des différents produits obtenus sont présentés dans la figure IV.6 ci-dessus :

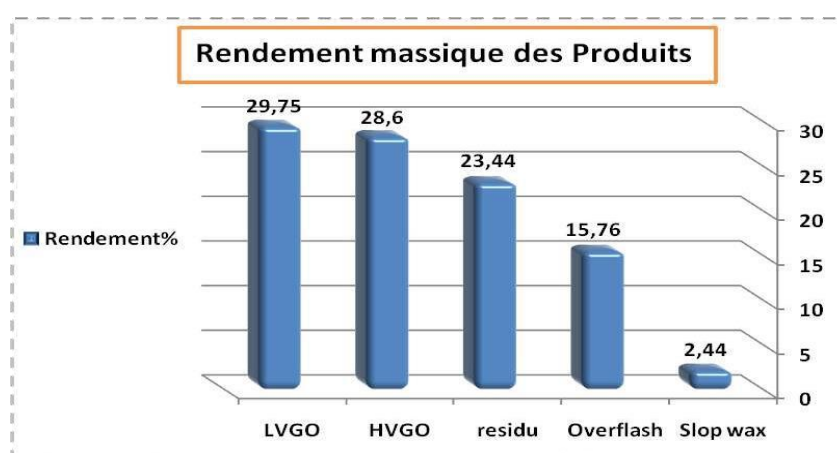


Figure IV.6 Rendement massique des produits.

La distillation sous vide du résidu atmosphérique fournit deux types de produits :

- ❖ Deux distillats sous vide (LVGO, HVGO), utilisés comme charges d'unités de transformation (craquage catalytique), dont ils représentent 58.35%.
- ❖ Résidu sous vide (RSV) avec un rendement de 23.44%, destiné à alimenter les procédés de conversion, production des bitumes et des huiles lubrifiantes après le dés asphaltage.

Tableau IV.7 Les fractions molaires des produits.

	Vac Overflash	LVGO	HVGO	Slop Wax	Résidu
Débit molaire (kmole/h)	358.0300	36.2142	29.3823	2.1037	19.3815
H2O	0.9998	0.0003	0.0004	0.0004	0.0006
NBP(0)350*	0.0001	0.0254	0.0008	0.0004	0.0000
NBP(0)365*	0.0000	0.0370	0.0019	0.0007	0.0000
NBP(0)379*	0.0000	0.0589	0.0047	0.0016	0.0000
NBP(0)393*	0.0000	0.1231	0.0173	0.0048	0.0002
NBP(0)406*	0.0000	0.1803	0.0446	0.0103	0.0006
NBP(0)419*	0.0000	0.2356	0.1029	0.0206	0.0020
NBP(0)441*	0.0000	0.2168	0.2244	0.0443	0.0095
NBP(0)475*	0.0000	0.0814	0.2541	0.0812	0.0436
NBP(0)502*	0.0000	0.0293	0.1840	0.1190	0.0970
NBP(0)535*	0.0000	0.0077	0.0915	0.1714	0.1693
NBP(0)568*	0.0000	0.0039	0.0677	0.4431	0.5109
NBP(0)591*	0.0000	0.0003	0.0066	0.1023	0.1663

IV.7.1 Les Température et pression plateaux de la colonne :

Les deux tableaux IV.8 et IV.9 d'annexe 3, Et figures IV.7 et IV.8 ci-dessous représente le profil de la température et la pression de résidu atmosphérique dans chaque plateau.

Figure IV.7 Profile de IV.8 Profile de Température

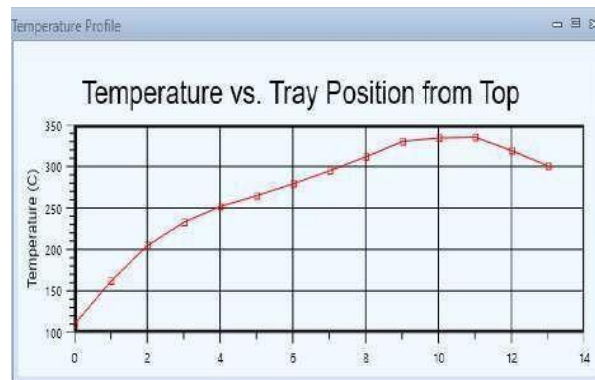
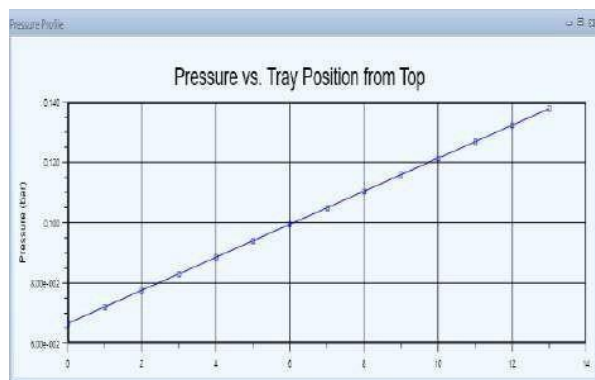


Tableau IV.8 Profile de pression de la Colone

Classement des Plateaux	Pression (bar)
1-Plateau	0.0666
2-Plateau	0.07208
3-Plateau	0.07756
4-Plateau	0.08304
5-Plateau	0.08852
6-Plateau	0.0940
7-Plateau	0.0994
8-Plateau	0.1050
9-Plateau	0.1104
10-Plateau	0.1159
11-Plateau	0.1214
12-Plateau	0.1269
13-Plateau	0.1323
14-Plateau	0.1378

Tableau IV.9 Profile de température de Colone

Classement des Plateaux	Température (°C)
1-Plateau	110.0
2-Plateau	162.0
3-Plateau	204.9
4-Plateau	232.7
5-Plateau	252.0
6-Plateau	246.9
7-Plateau	279.3
8-Plateau	294.9
9-Plateau	311.8
10-Plateau	330.4
11-Plateau	334.5
12-Plateau	335.4
13-Plateau	319.1
14-Plateau	300.7

f. Dimensionnement et caractéristique des équipements

IV.8.1 Dimensionnements des échangeurs

Afin de préchauffer la charge à la température d'entrée de four, une série d'échangeurs ont été dimensionnés.

Les caractéristiques des 4 échangeurs de chaleurs sont représentés dans le tableau IV.10

Tableau IV.10 Dimensionnements des échangeurs.

	E-103- HVGO	E-101- LVGO	E-102- Slop Wax	E-104- Residu
Nombre d'articles identiques	1	1	1	1
Zone de transfert de chaleur (m²)	164.853	102.932	9.29049	160.929
Type de TEMA à l'extrémité avant	B	B	B	B
Type de TEMA à l'extrémité arrière	M	M	M	M
Type de TEMA du calandre	E	E	E	E
Coté tube				
Température de conception du tube (°C)	322.708	260.447	362.301	311.588
Pression manométrique de conception de tube (Bar)	3.12	2.43	3.13	3.11
Température de fonctionnement des tubes (°C)	294.93	232.669	334.524	300.721
Diamètre extérieurs de tube(m)	0.0254	0.0254	0.0254	0.0254
Longueur de tube allongée (m)	6.096	6.096	6.096	6.096
Pas de tube (m)	0.03175	0.03175	0.03175	0.03175
Coté calandre				
Pression manométrique de conception de calandre (Bar)	5.19	4.15	5.20	5.18
Température de fonctionnement des calandres (°C)	242.977	212.5	216.159	258.851
Température de conception du calandre (°C)	270.755	219	243.937	286.629

IV.8.1.1 Les Température entrée/sortie des échangeurs

Le tableau IV.11 indique les températures d'entrer et de sortie du résidu atmosphérique dans la série d'échangeurs.

Tableau IV.11 Températures entrée/sortie des échangeurs.

	Coté calandre					Coté tubes			
	Résidu Atmosphérique					LVGO	SLOP WAX	HVGO	RESIDU
	E101	E102	E103	E104		E101	E102	E103	E104
Température entrée (°C) (t₁)	201.8	212.5	216.2	243	(T ₁)°C	232.7	334.5	294.9	300.7
Température sorte(°C) (T₂)	212.5	216.2	243	258.9	(t ₂)°C	202	213	216.2	243

IV.8.2 Dimensionnements du four

Les caractéristiques de Four est représenté ci-dessous dans le tableau IV.12.

Tableau IV.12 Dimensionnements du Four.

	BA-100
Nombre d'articles identiques	1
Zone de transfert de chaleur (m²)	566.835
Type de TEMA	BEM
Température de conception du tube (°C)	412.778
Pression manométrique de conception de tube (Bar)	5.21
Température de fonctionnement des tubes (°C)	384
Diamètre extérieurs (De) de tube(m)	0.0254
Longueur de tube allongée (m)	6.096
Pas de tube (m)	0.03175

IV.8.2.1 Les Températures d'entrer/sortie du four

Le tableau IV.13 indique les températures d'entrer et sortie de résidu atmosphérique dans le Four (BA-100)

Tableau IV.13 Températures entrer/sorte de Four.

	BA-100
Température entrée (t₁) (°C)	258.9
Température sorte(T₂)(°C)	384

IV.8.3 Dimensionnements des aéro réfrigérants

La conception des aéros réfrigérants permettra de refroidir les produits issus de la distillation à la température de stockage. Les caractéristiques des 4 aéros sont représentés dans tableau IV.14.

Tableau IV.14 Dimensionnements des aéros.

	AC-103- Résidu	AC-102- HVGO	AC-100- LVGO	AC-101- Slop Wax
Nombre d'articles identiques	1	1	1	1
Espace tube 1er service (m²)	101.18	134.696	359.966	333
Pression manométrique de conception 1er service (Bar)	0.02096	0.02096	0.02096	0.02096
Diamètres extérieurs de tube 1er Service (m)	0.0254	0.0254	0.0254	0.0254
Longueur de tube (m)	6.096	10.8204	15.24	12.54
Largeur de baie(m)	1.8288	1.8288	2.5908	2.1567
Nombre de baies	1	1	1	1
Pas d'aileon	11	11	11	11
Hauteur des tubes	0.015875	0.015875	0.015875	0.015875
Pas des tubes (m)	0.060325	0.060325	0.060325	0.060325
Nombre de ventilateurs par baie	3	6	6	6

IV.8.3.1 Température entrée/sortie des aéros

Tableau IV.15 représente les températures d'entrer et sortie de résidu atmosphérique dans les aéros.

Tableau IV.15 Température entrée/sortie de aéros.

	AC-100 LVGO	AC-101- SLOP WAX	AC-102- HVGO	AC- 103- RESIDU
Température entrée (T₁) (°C)	202	213	216.2	243
Température sorte (t₂) (°C)	56	64	67	70

g. Etude économique

Le cout d'implantation d'une unité dépend de sa taille, de son équipement, ils se répartissent en:

- ❖ Le cout totale d'installation de cette unité et de 6,863,340 USD.
- ❖ Le cout des utilities est de 195,358 USD/Année.

Les Tableau IV.16 représente le cout des équipements (échangeurs, la colonne et le Four), et le tableau IV.17 représente le cout d'équipement et l'installation des aéros :

Tableau IV.16 Le cout d'installation des équipements
(échangeurs, le four et la colonne).

	E-103- HVGO	E-101- LVGO	E-102 SlopWax	BA (Four)	E-104- Résidu	T-100 (colonne)
Coût de l'équipement (USD)	37.800	26.800	11.200	101.600	36.400	1,135,900
Coût de l'installations (USD)	152.800	132.100	80.200	427.000	152.700	1,856,100

Tableau IV.17 Le cout d'installation/équipements les aeros.

	AC-100- LVGO	AC-101- Slop Wax	AC-102- HVGO	AC-103- residu
Coût de l'équipement (USD)	188,300	32.900	104.800	78.000
Coût de l'installations (USD)	252,400	40.500	163.000	132.900

IV.9.1 Coté Économie d'énergie

Le tableau IV.18 fourni la quantité et le cout d'énergie/électricité et l'eau pour alimenter l'unité de distillation sous vide.

Tableau IV.18 Economie d'énergie.

	Fluide	Taux	Coût
Electricité		161.721 KW	12.5334 USD/H
Eau de refroidissement	L'eau	0.084162 MMGAL/H	10.0994 USD/H

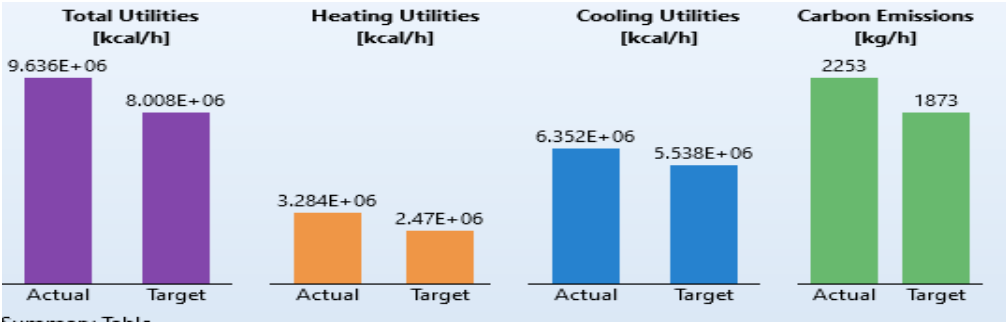
IV.9.2 Utilities du flux d'énergie

Le tableau IV.19 et la figure 9 suivants respectivement représentent le flux d'énergie totales des utilités, chauffage, refroidissement et l'émission de carbone.

Tableau IV.19 Flux d'énergie.

	Actuel	Objectif	Economies disponibles	% actuel
Utilités totales(kcal/h)	9.636E+06	8.008E+06	1.628E6	16.89
Utilités de chauffage(kcal/h)	3.284E+06	2.47E+06	8.14E5	24.78
Utilitaires de refroidissement(kcal/h)	6352000	5538000	814000	12.81
Emission de carbone(kg/h)	2253	1873	380.30	16.88

Figure IV.9 Bilan de Flux d'énergie.



C

onclusion générale

L'évolution de la demande du marché algérienne en carburant et surtout le diésel est le résultat d'une croissance de l'activité économiques du pays ainsi que celle des revenus. La consommation du carburant en Algérie évolue plus rapidement en parallèle avec la croissance démographique et l'utilisation des différentes moyennes de transports.

Notre étude consiste à faire une conception d'une nouvelle unité de distillation sous vide en aval de l'unité de distillation atmosphérique pour exploiter et valoriser le résidu atmosphérique qui est estimé de 380 tonne par jour, dont on s'est proposé de réaliser une simulation de cette unité par logiciel de simulation ASPEN HYSYS V11. Cette unité nous permettra de produire des quantités important (58% de HVGO et LVGO) comme matières premières pour les unité d'hydrocraquage et le craquage catalytique.

Bibliographie

- [1]. (BNPét), Bernard THIAULT. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE :Technip, 1994.
- [2]. Christian Ptak, Pascal banfils, Claude Marty. Le Raffinage du pétrole brut. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1998. pp. 223-279. Vol. II.
- [3]. ENSPM formation Industrie-IFP training (2006), Eléments de Chimie-Produit, édition d'IFP, Paris.
- [4]. Éric TOCQUÉ et Christine TRAVERS. Technique de l'ingénieur « Pétrole », Editions T.I.
- [5]. G. OTMANINE et S. MUSTAFAEF « Calcul du Topping», Boumerdes 2000.
- [6]. IFP, Jean-Claude GUIBET. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE :Technip, 1994.
- [7]. IFP, Sami G. CHATILA. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE :Technip, 1994.
- [8]. Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994.
- [9]. Raymond, BOULET et Jean Claude, ROUSSEL (IFP). *Op. cit.* pp. 39-56.
- [10]. Raymond, BOULET et Jean Claude, ROUSSEL (IFP). Pétrole brut et produits pétroliers. [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994.
- [11]. SKANDER, N. Thèse de doctorat : Génie Chimique : Alger, Ecole Nationale polytechnique : 2004.
- [12]. SONATRACH. ETUDE COMPLETE DU BRUT EXPEDITION UTBS. 2014.
- [13]. Manuel opératoire de Hassi Messaoud, 2014.

Annexe

Annexe 1

Component Physical Properties			
Comp Name	NBP [C]	Mole Wt.	Density [kg/m3]
NBP_350	350,0	262,7	870,8
NBP_365	365,1	273,1	875,9
NBP_379	378,7	289,6	884,0
NBP_393	393,0	304,0	891,3
NBP_406	406,2	318,5	896,8
NBP_419	419,1	335,9	902,9
NBP_441	440,5	360,8	911,8
NBP_475	474,5	400,3	925,8
NBP_502	502,5	432,1	937,0
NBP_535	535,0	469,4	949,7
NBP_568	567,8	514,8	963,9
NBP_591	591,4	542,5	971,8

Annexe 2

	Vac Oerflisah	LVGO	HVGO	Slop Wax	Residue
Flow Rate (kgmole/h)	358,0300	36,2142	29,3823	2,1037	19,3815
H2O	0,9998	0,0003	0,0004	0,0004	0,0006
NBP[0]350*	0,0001	0,0254	0,0008	0,0004	0,0000
NBP[0]365*	0,0000	0,0370	0,0019	0,0007	0,0000
NBP[0]379*	0,0000	0,0589	0,0047	0,0016	0,0000
NBP[0]393*	0,0000	0,1231	0,0173	0,0048	0,0002
NBP[0]406*	0,0000	0,1803	0,0446	0,0103	0,0006
NBP[0]419*	0,0000	0,2356	0,1020	0,0206	0,0020
NBP[0]441*	0,0000	0,2168	0,2244	0,0443	0,0095
NBP[0]475*	0,0000	0,0814	0,2541	0,0812	0,0436
NBP[0]502*	0,0000	0,0293	0,1840	0,1190	0,0970
NBP[0]535*	0,0000	0,0077	0,0915	0,1714	0,1693
NBP[0]568*	0,0000	0,0039	0,0677	0,4431	0,5109
NBP[0]591*	0,0000	0,0003	0,0066	0,1023	0,1663

Annexe 3

	Pressure [bar]		Temperature [C]
1__Main Tower	6,660e-002	1__Main Tower	110,0
2__Main Tower	7,208e-002	2__Main Tower	162,0
3__Main Tower	7,756e-002	3__Main Tower	204,9
4__Main Tower	8,304e-002	4__Main Tower	232,7
5__Main Tower	8,852e-002	5__Main Tower	252,0
6__Main Tower	9,400e-002	6__Main Tower	264,9
7__Main Tower	9,948e-002	7__Main Tower	279,3
8__Main Tower	0,1050	8__Main Tower	294,9
9__Main Tower	0,1104	9__Main Tower	311,8
10__Main Tower	0,1159	10__Main Tower	330,4
11__Main Tower	0,1214	11__Main Tower	334,5
12__Main Tower	0,1269	12__Main Tower	335,4
13__Main Tower	0,1323	13__Main Tower	319,1
14__Main Tower	0,1378	14__Main Tower	300,7

Annexe 4

COUPE		380 +		
Rendement sur brut				
% Pds		20.80	40	#
% Vol		17.76	45	#
Position sur brut			50	#
% Pds		79.20-100.00	55	#
% Vol		82.24-100.00	60	#
Point initial, °C		384.0	65	#
5	% Vol	393.6	70	#
10	#	402.3	75	#
15	#	410.4	80	#
20	#	414.8		
25	#	420.1		
30	#	426.6		
35	#	433.7		
				Point Final, °C
				560.0
				Distillat, % Vol
				80.9
				Résidu, % Vol
				19.1
				Pertes
				0.0

Annexe 5

User tag number	AC-103-Residue	AC-102-HVGO	AC-100-LVGO	AC-100
Remarks 1	Equipment mapped	Equipment mapped	Equipment mapped	Equipment mapped
Quoted cost per item [USD]				
Currency unit for matl cost				
Number of identical items	1	1	1	1
Installation option				
Bare tube area 1st service [m2]	101.18	134.096	359.966	333
Tube material 1st service				
Design gauge pressure 1st serv. [kPag]	2.09608	2.09608	2.09608	2.09608
Inlet temperature 1st service [C]				
Tube outside diameter 1st serv. [m]	0.0254	0.0254	0.0254	0.0254
Tube length [m]	6.096	10.8204	15.24	12.64
Bay width [m]	1.8288	1.8288	2.5908	2.1667
Number of bays	1	1	1	1
Plenum type symbol				
Louver type symbol				
Fin type symbol				
Fin pitch	11	11	11	11
Tube pitch [m]	0.060325	0.060325	0.060325	0.060325
Number of fans per bay	3	6	6	6

Annexe 6

Name	Vac To Colmun @COL1	Vac steam @COL1	Vac Overflsh @COL1	LVGO @COL1	HVGO @COL1	Slop Wax @COL1	Residue @COL1
Vapour	0.4717	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	384.0	270.0	110.0	232.7	284.8	334.5	300.7
Pressure [bar]	4.410	8.000	6.660e-002	8.304e-002	0.1050	0.1214	0.1378
Molar Flow [kgmole/h]	157.1	288.0	358.8	36.21	29.38	2.104	19.38
Mass Flow [kg/h]	3.584e+004	5188	6467	1.221e+004	1.174e+004	1002	9621
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	38.52	5.199	6.483	13.50	12.65	1.051	10.03
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-8.958e+004	-5.585e+004	-5.712e+004	-1.362e+005	-1.451e+005	-1.607e+005	-1.795e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole.C]	267.1	176.8	204.9	907.8	1234	1596	1585
Heat Flow [kcal/h]	-1.407e+007	-1.608e+007	-2.045e+007	-4.931e+006	-4.263e+006	-3.381e+005	-3.478e+006

Annexe 7

Résumé interne de la colonne

Number Of Stages	14
Total Height [m]	14,70
Total Head Loss [mm]	555,6
Total Pressure Drop [mbar]	40,90
Number Of Sections	6
Number Of Diameters	1
Pressure Drop Across Sump [bar]	<empty>

Annexe 8

Diametre et Hauteur de la colonne				
Section	Start	End	Diameter [m]	Height [m]
CS-1	1__Main Tower	3__Main Tower	2,750	3,500
CS-2	4__Main Tower	7__Main Tower	2,750	3,000
CS-3	8__Main Tower	8__Main Tower	2,750	0,9500
CS-4	9__Main Tower	9__Main Tower	2,750	0,9000
CS-5	10__Main Towe	12__Main Towe	2,750	3,150
CS-6	13__Main Towe	14__Main Towe	2,750	3,200

Annexe 9

Name	Equipment Cost [USD]	Installed Cost [USD]
AC-103-Residue	78,000	132,900
E-103-HVGO	37,800	152,800
E-101-LVGO	26,800	132,100
E-102-Slop Wax	11,200	80,200
AC-101-Slop Wax	32,900	40,500
BA-100	101,600	427,000
AC-102-HVGO	104,800	163,000
E-104-Residue	36,400	152,700
T-100	1,135,900	1,856,100
MIX-100	0	0
AC-100-IVGO	188 300	253 400

Annexe 10

	Actual	Target	Available Savings	% of Actual
▶ Total Utilities [kcal/h]	9.636E+06	8.008E+06	1.628E6	16.89
▶ Heating Utilities [kcal/h]	3.284E+06	2.47E+06	8.14E5	24.78
▶ Cooling Utilities [kcal/h]	6.352E+06	5.538E+06	8.14E5	12.81
▶ Carbon Emissions [kg/h]	2253	1873	380.30	16.88

Annexe 11

Summary	Utilities	Unit operation	Equipment	TEMA HEX	Quoted equipment	Air cooler	Multi-diameter tower
Name	Fluid	Rate	Rate Units	Cost per Hour	Cost Units		
▶ Electricity		161.721	KW	12.5334	USD/H		
▶ Cooling Water	Water	0.084162	MMGAL/H	10.0994	USD/H		

Annexe 12

User tag number	E-103-HVGO	E-101-LVGO	E-102-Slop Wax	E-104-Residue
Remarks 1	Equipment mapped	Equipment mapped	Equipment mapped	Equipment mapped
Quoted cost per item [USD]				
Currency unit for matl cost				
Number of identical items	1	1	1	1
Installation option				
Heat transfer area [m2]	164.853	102.932	9.44476	160.829
Number of shells				
Front end TEMA symbol	B	B	B	B
Shell TEMA symbol	E	E	E	E
Rear end TEMA symbol	M	M	M	M
Heat exchanger design option				
Tube material				
Tube design gauge pressure [kPag]	312.254	243.421	312.921	311.588
Tube design temperature [C]	322.708	260.447	362.301	328.498
Tube operating temperature [C]	294.93	232.669	334.524	300.721
Tube outside diameter [m]	0.0254	0.0254	0.0254	0.0254
Shell material				
Shell design gauge pressure [kPag]	519.046	415.796	520.046	518.046
Shell design temperature [C]	270.755	219	243.937	286.629
Shell operating temperature [C]	242.977	212.5	216.159	258.851
Tube length extended [m]	6.096	6.096	6.096	6.096
Tube gauge				
Tube pitch [m]	0.03175	0.03175	0.03175	0.03175

Annexe 13

User tag number	BA-100
Remarks 1	Equipment mapped
Quoted cost per item [USD]	
Currency unit for matl cost	
Number of identical items	1
Installation option	
Heat transfer area [m2]	566.835
Number of shells	
Front end TEMA symbol	B
Shell TEMA symbol	E
Rear end TEMA symbol	M
Heat exchanger design option	
Tube material	
Tube design gauge pressure [kPag]	521.046
Tube design temperature [C]	412.778
Tube operating temperature [C]	384
Tube outside diameter [m]	0.0254
Tube side pipe material	
Shell side pipe material	
Number of tubes per shell	
Tube length extended [m]	6.096
Tube gauge	
Tube pitch [m]	0.03175