



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE EPOPULAIRE  
MINISTERE DE  
L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
UNIVERSITÉ KASDIMERBAHOUGLA

Faculté des sciences appliquées Département de Génie des procédés



Mémoire

## MASTER ACADEMIQUE

**Domaine :** Sciences et Technologies

**Filière :** Industries Pétrochimiques

**Spécialité :** Génie du Raffinage

**Présenté Par :**

- ❖ HAMOUM Mabrouk
- ❖ HAMDI Sidal Mohamed Amine

### Thème:

**Valorisation du résidu atmosphérique par la simulation  
d'une nouvelle unité de distillation sous vide  
Au niveau de la raffinerie de RHM2**

Soutenu publiquement le :

Devant le jury composé de :

M <sup>r</sup> AKRICHE AHMED	MCA (UKM Ouargla)	Président
M <sup>r</sup> MENOUCHE DJAMEL	MCA (UKM Ouargla)	Examineur
M <sub>me</sub> HIDAYA IZZA	MCA (UKM Ouargla)	Encadreur

**Année Universitaire : 2021/2022**

---

### 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.

### ملخص

في هذا العمل، أجرينا محاكاة لوحدة التقطير الفراغي لبقايا الغلاف الجوي لمصفاة RHM2 ، من أجل تجميع بقايا الغلاف الجوي التي تمتزج مع الخام المغذي في قسم التقطير الجوي (U200) دون تخزينها في المصفاة. تتكون الوحدة من نواتج التقطير، (LVGO، HVGO: 23950Kg / h) والتي سيتم استخدامها كمواد خام لعمليات التحويل مثل: وحدة التكسير الهيدروجيني ، وحدة التكسير التحفيزي وأيضاً لزيادة إنتاج الوقود. تم إجراء المحاكاة باستخدام برنامج Aspen Hysys V11، والذي بفضل حصولنا على نتائج مرضية.

## *Remerciement*

---

*Nous tenons à remercier tout d'abord, Dieu qui nous a donné la santé et courage et la patience pour élaborer et finir ce travail à temps. Nous remercions en particulier nos respectueuses familles pour leurs attentions et encouragements tout au long de ces années, pour leur soutien et leur confiance indéfectible pour nos choix. Ainsi que notre aimable promotrice madame **IZZA HIDAYA** Pour sa patience, sa disponibilité et ses judicieux conseils qui ont amélioré notre projet.*

*Nous tenons à remercier les membres de jury d'avoir accepté d'examiner notre travail et de soulever les critiques nécessaires afin d'enrichir nos connaissances et d'apporter plus à notre projet.*

*Je remercie profondément tous mes enseignants dont j'ai appris beaucoup de chose avec eux durant mon cycle de formation ainsi que tout le personnel du département de génie des procédés.*

*Je remercie tout le personnel de la raffinerie RHM2 de Hassi-Messaoud notamment **Mr. Djamel Miribai***

**HAMOUM Mabrouk**

---

## *Dédicace*

---

*Je dédie ce travail.*

*A mes regrettés père et mère que dieu aient leurs âmes.*

*A mon cher frère Achour parti trop tôt qui m'a toujours soutenu tout au long de mon cursus d'étude, j'aimerais tant qu'il soit au près de moi pour partager ma joie son corps est absent mais son âme est omniprésente dans ma vie.*

*Mes frères et sœurs à qui je dois tout l'amour du monde, avec tous mes vœux de réussite dans leurs vies.*

*a la petit princesse **Nedil Sana***

*Sans oublier ma famille*

*et mes amis où qu'ils soient pour l'amitié qui nous a toujours uni.*

***Oussama, Chakib, Rafik, Lamine, Maroune, Belkhir***

*et mes amis d'université ceux avec qui j'ai passé des bon moments*

***Riyad, Sidali, Oussama, Anouar, Abdelkader***

***HAMOUM Mabrouk***

## *Remerciement*

---

*Tout d'abord je remercie Dieu tout puissant de m' avoir donnée le courage, la force, la santé et patience démener et d'accomplir ce modeste travail. Je voudrai adresser l'expression de ma gratitude, ma profonde sympathie ainsi que vos vifs remerciements à : Notre encadreur **Mme IZZA HIDAYA** d' avoir dirigé ce travail, d' avoir usé de toute sa bonne volonté Je remercie vont également aux membres du jury pour l'honneur qu' ils nous ont fait d' avoir accepté d' examiner ce travail. Merci à tous mes camarades pour leur soutien moral, pour les expériences que nous avons vécu tous ensemble et qui resteront gravés à jamais dans nos tété, Je remercie tout le personnel de la raffinerie RHM2 de Hassi-Messaoud notamment*

***Mr. Djamel Miribai***

*Enfin, je souhaite remercier tous les personnes qui d' une manière ou d' une autre, ont contribué à la réalisation de notre travail.*

***HAMDI Sidali MOHAMED Amine***

---

*Dédicace*

---

*Je dédie ce travail aux personnes les plus précieuses de ma vie*

*Ma mère*

*Mon père*

*Mes frères*

*Tout de ma famille*

*Mes amis proches*

*Merci pour tout le soutien que vous m'ont donné depuis que je suis enfant.*

*et mes amis d'université ceux avec qui j'ai passé des bon moments*

*Riyad, Mabrouk, Oussama, Anouar, Abdelkader,*

*Ramzi, Yahia, Syphax*

**HAMDI Sidali MOHAMED Amine**

## *Sommaire*

---

### **Sommaire :**

<b>INTRODUCTION GENERALE.....</b>	<b>1</b>
<b>I. LES COMPOSITIONS ET CARACTERISATIONS DES PETROLES BRUTS ET LES COUPES PETROLIERES .....</b>	<b>.....</b>
I.1 CONSTITUANTS PURS .....	2
I.1.1 Hydrocarbures .....	2
I.2 CARACTERISATION DES PETROLES BRUTS SELON LE CARACTERE DOMINANT A PARTIR DES PROPRIETES PHYSIQUES GLOBALE.....	2
I.2.1 Caractérisation d'un pétrole brut par les valeurs des densités respectives d'une fraction légère et d'une fraction lourde.....	3
I.2.2 Facteur de caractérisation $k_{uop}$ ou facteur de Watson KW .....	3
I.3 CARACTERISATION DES PETROLES BRUT ET COUPES PETROLIERS A PARTIR DES ANALYSES STRUCTURALES.....	5
I.4 EVALUATION DES PETROLES BRUTS .....	6
I.5 PROPRIETES PHYSICO-CHIMIQUES GLOBALES DES PETROLES BRUTS .....	6
I.5.1 Densité (spécifique gravité) des pétroles bruts.....	6
I.5.2 Tension de vapeur et point d'éclair des pétroles bruts .....	7
I.6 DISTILLATION TBP DES PETROLES BRUTS .....	8
I.7 CARACTERISTIQUE DES PRODUITS PETROLIER UTILISES A DES FINS ENERGETIQUES .....	10
I.7.1 Propriétés physique des essences.....	11
I.7.2 Propriétés chimiques des essences. Indices d'octane .....	11
I.7.3 Caractéristiques du gazole imposées par son mode de combustion .....	12
I.8 CARACTERISTIQUES DES PRODUITS PETROLIERES NO-ENERGETIQUES.....	13
I.8.1 Propriétés recherchées pour les lubrifiants, huiles industrielles et produits connexes ....	13
<b>II. LES PROCEDES DE SEPARATION .....</b>	<b>.....</b>
II.1 DISTILLATION ATMOSPHERIQUE DU PETROLE BRUT.....	15
II.1.1 Description de procédés .....	16
II.2 DISTILLATION SOUS VIDE DU RESIDU ATMOSPHERIQUE .....	17
II.2.1 Fractionnement .....	20
II.2.2 Exemples de spécifications pour un distillat destiné au craquage catalytique.....	20
II.2.3 Description du procédé de distillation sous vide du résidu atmosphérique .....	21
II.2.4 Description de la colonne de distillation sous vide .....	23
II.2.5 Choix du type de distillation sous vide .....	24
II.2.6 Technologie des colonnes de distillation sous vide.....	25
<b>III. PRESENTATION DE LA RAFFINERIE DE HASSI MESSAOUD RHM2 .....</b>	<b>.....</b>
III.1 PRESENTATION DE LA RAFFINERIE DE HASSI MESSAOUD RHM2 .....	26
III.1.1 La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2 .....	26
III.1.2 Description de section TOPPING (Distillation atmosphérique) Unité 200 .....	27
III.1.3 Description de L'unité de Topping .....	29
III.1.4 Section Prétraitement du Naphta Unité 300 .....	34

---

## *Sommaire*

---

III.1.5	Reforming catalytique Unité 800 .....	36
III.1.6	Section Stockage Unité 900, Utilités et pomperiez d'expédition (9) .....	38
III.1.7	Bilan général de la raffinerie .....	39
<b>IV.</b>	<b>PARTIE SIMULATION.....</b>	
IV.1	PROBLEMATIQUE.....	40
IV.2	DEFINITION L'LOGICIELLE HYSYS .....	40
IV.2.1	Choix de modèle thermodynamique : .....	41
IV.2.2	Préparations des données : .....	41
IV.3	LES ETAPES DE SIMULATION : .....	47
IV.4	CARACTERISATION DE RESIDU ATMOSPHERIQUE : .....	48
IV.4.1	Composition et caractéristiques : .....	48
IV.5	PRESENTATION DU PROCEDE : .....	49
IV.5.1	Schéma de procédées : .....	50
IV.5.2	Caractérisation d'alimentation de la colonne : .....	51
IV.6	CONDITIONS OPERATOIRES : .....	51
IV.6.1	Alimentation : .....	51
IV.6.2	Produits obtenus .....	52
IV.6.3	Design de la colonne : .....	53
IV.7	BILANS MATIERES DE LA COLONNE DE DISTILLATION SOUS VIDE .....	54
IV.7.1	Les Température et pression plateaux de la colonne : .....	55
IV.8	DIMENSIONNEMENT ET CARACTERISTIQUE DES EQUIPEMENTS : .....	56
IV.8.1	Dimensionnements des échangeurs : .....	56
IV.8.2	Dimensionnements du four .....	58
IV.8.3	Dimensionnements des aéro réfrigérants : .....	59
IV.9	ETUDE ECONOMIQUE : .....	60
IV.9.1	Coté Économie d'énergie : .....	61
IV.9.2	Utilities du flux d'énergie .....	61
IV.10	CONCLUSION .....	62

Référence bibliographie

Annexe



## *Liste des Tableaux*

---

### Liste des Tableaux :

<b>TABLEAU I.1</b> ESTIMATION DE LA NATURE MOYENNE DES PETROLES BRUTS PAR LA MESURE DE DEUX DENSITE .....	4
<b>TABLEAU I.2</b> RELATION MASSE VOLUMIQUE-RAPPORT H/C D'HYDROCARBURES PURS. ....	4
<b>TABLEAU III.1</b> LES COMPOSANT DE LA SECTION TOPPING .....	28
<b>TABLEAU III.2</b> LE BILAN MATIERE DE FRACTIONNEMENT .....	30
<b>TABLEAU III.3</b> PARAMETRE DE LA SECTION PRETRAITEMENT DU NAPHTA UNITE 300 .....	35
<b>TABLEAU III.4</b> DISTILLATION ASTM DE NAPHTA (DESIGN) .....	35
<b>TABLEAU III.5</b> LES SPECIFICATIONS DE LA CHARGE NAPHTA (DESIGN) .....	35
<b>TABLEAU III.6</b> BACS DES STOCKAGES (CAPACITE ET CONTENU) .....	38
<b>TABLEAU III.7</b> BILAN GENERAL DE LA RAFFINERIE CAS DESIGN (TONNE /AN) .....	39
<b>TABLEAU IV.1</b> REPRESENTE LA DISTILLATION SOUS PRESSION REDUITE DE RESIDU 380+°C .....	42
<b>TABLEAU IV.2</b> PROPRIETE PHYSIQUE DU RESIDU ATMOSPHERIQUE .....	48
<b>TABLEAU IV.3</b> FRACTION MOLAIRES DE L'ALIMENTATION .....	51
<b>TABLEAU IV.4</b> DESIGN DE LA COLONNE.....	53
<b>TABLEAU IV.5</b> DIMENSIONS DES DIFFERENTES SECTIONS DE LA COLONNE .....	53
<b>TABLEAU IV.6</b> LES BILANS MASSIQUE DES PRODUITS .....	54
<b>TABLEAU IV.7</b> LES FRACTIONS MOLAIRES DES PRODUITS.....	55
<b>TABLEAU IV.8</b> PROFILE DE PRESSION DE LA COLONNE .....	56
<b>Tableau IV.9</b> PROFILE DE TEMPERATURE DE LA COLONNE.....	56
<b>TABLEAU IV.10</b> DIMENSIONNEMENTS DES ECHANGEURS.....	57
<b>TABLEAU IV.11</b> TEMPERATURES ENTREE/SORTIE DES ECHANGEURS.....	58
<b>TABLEAU IV.12</b> DIMENSIONNEMENTS DU FOUR .....	58
<b>TABLEAU IV.13</b> TEMPERATURES ENTRER/SORTE DE FOUR .....	59
<b>TABLEAU IV.14</b> DIMENSIONNEMENTS DES AEROS .....	59
<b>TABLEAU IV.15</b> TEMPERATURE ENTREE/SORTIE DE AEROS .....	60
<b>TABLEAU IV.16</b> LE COUT D'INSTALLATION DES EQUIPEMENTS (ECHANGEURS, LE FOUR ET LA COLONNE).....	60
<b>TABLEAU IV.17</b> LE COUT D'INSTALLATION/EQUIPEMENTS LES AEROS .....	61
<b>TABLEAU IV.18</b> ECONOMIE D'ENERGIE.....	61
<b>TABLEAU IV.19</b> FLUX D'ENERGIE .....	61

---

## Liste des figures

<b>FIGURE I.1</b> SEPARATION ET ANALYSE SUR UNE CHARGE PETROLIER COMPLETE .....	5
<b>FIGURE I.2</b> SEPARATIONS ET ANALYSE UN RESIDU SOUS-VIDE .....	6
<b>FIGURE I.3</b> PARTIE INITIALE DE LA TBP D'UN BRUT SAHARIEN (NOTER LES DISCONTINUITES DUES A LA PRESENCE D'HYDROCARBURES D'AROMATIQUE : BENZENE B, TOLUENE T, XYLENES X). .....	10
<b>FIGURE II.1</b> SCHEMA D'UNE UNITE DE DISTILLATION ATMOSPHERIQUE DE PETROLE BRUT .....	16
<b>FIGURE II.2</b> SCHEMA D'UNE DISTILLATION SOUS VIDE SECHE.....	18
<b>FIGURE II.3</b> SCHEMA D'UNE DISTILLATION SOUS VIDE HUMIDE .....	19
<b>FIGURE II.4</b> <i>DISTILLATION SOUS VIDE HUMIDE AVEC INDICATION DES VALEURS OPERATOIRES</i> .....	22
<b>FIGURE II.5</b> DISTILLATION SOUS VIDE DE RESIDU ATMOSPHERIQUE SCHEMA CONVERSION .....	23
<b>FIGURE II.6</b> DISTILLATION SOUS VIDE DE RESIDU ATMOSPHERIQUE SCHEMA LUBRIFIANTS .....	23
<b>FIGURE III.1</b> SCHEMA SYNOPTIQUE DE LA RAFFINERIE.....	26
<b>FIGURE III.2</b> SCHEMA DE PROCEDE DU TOPPING RHM2.....	34
<b>FIGURE III.3</b> SCHEMA DE PROCES REFORMING CATALYTIQUE RHM2 .....	37
<b>FIGURE IV.1</b> INSERTION L'ASTM DE RESIDU ATMOSPHERIQUE DE L'UTBS.....	47
<b>FIGURE IV.2</b> LA COMPOSITION DE RESIDU ATMOSPHERIQUE.....	47
<b>FIGURE IV.3</b> DENSITE DU RESIDU ATM.....	49
<b>FIGURE IV.4</b> COURBE DISTILLATION DU RESIDU ATM .....	49
<b>FIGURE IV.5</b> PROCEDE DE LA DISTILLATION SOUS VIDE DU RESIDU ATMOSPHERIQUE .....	50
<b>FIGURE IV.6</b> RENDEMENT MASSIQUE DES PRODUITS .....	54
<b>FIGURE IV.7</b> PROFILE DE PRESSION.....	55
<b>FIGURE IV.8</b> PROFILE DE TEMPERATURE .....	55
<b>FIGURE IV.9</b> BILAN DE FLUX D'ENERGIE .....	61

---

## *Nomenclature*

---

### **Nomenclature :**

<b>Code</b>	<b>Définitions</b>
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 ...)	Les échangeurs
BA-100	Le Four
T-100	La colonne de distillation sous vide
FRC	Débit Régulateur et Contrôle
TRC	Température Régulateur et Contrôle
PRC	Pression Régulateur et Contrôle

---

## *Indice*

---

### **Indice :**

<b>Symbole</b>	<b>Unité</b>	<b>Définitions</b>
t <sub>1</sub>	°C	Température d'entrée fluide froide
t <sub>2</sub>	°C	Température de sortie fluide froide
T <sub>1</sub>	°C	Température d'entrée fluide chaude
T <sub>2</sub>	°C	Température de sortie fluide chaude
EC	WK	Electricité
A	m <sup>2</sup>	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***

### **Introduction générale**

L'Algérie est un pays industriel dans le domaine des hydrocarbures. L'industrie pétrolière joue un rôle majeur dans l'économie nationale, et les hydrocarbures représentant plus de 75% des exportations par rapport aux pays du monde entier. Le pétrole brut occupe une troisième place importante dans le monde, est une source d'énergie indispensable dans l'économie nationale. Ils jouent un rôle important selon leur composition en différents hydrocarbures, qui permettent la production de produits énergétiques utilisés comme combustibles industriels et représentent la base du développement de la pétrochimie.

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage, où à la redistillation des produits nobles qu'un nouveau chauffage risquerait d'altérer. On trouve ainsi en raffinerie le fractionnement sous vide du brut réduit atmosphérique, pour obtenir des coupes lubrifiantes de base.

Dans ce projet, nous concevrons l'unité de Distillation sous vide pour traiter le résidu atmosphérique de la raffinerie de Hassi Messaoud(RHM2). Le logiciel ASPEN Hysys sera utilisé dans la simulation de la colonne de Distillation sous vide nous donne des informations précises sur le déroulement des processus.

Le bilan matière et énergétique se concentrera sur la quantité d'énergie requise par les unités et le flux massique de matière pendant le processus. Dans l'estimation des coûts, nous estimerons le coût total d'opération.

Le but principal de ce projet est d'essayer d'améliorer la production de cette colonne après conception de la colonne de distillation sous vide. Nous nous concentrerons sur l'amélioration de la production de gazole parce que c'est l'un des produits les plus précieux.

Ce projet vise à :

- ❖ Exploiter les résidus de distillation atmosphérique sur une distillation sous vide pour produire matière première pour les procédés de conversion.
- ❖ Conception détaillée pour la colonne de distillation sous vide.
- ❖ Améliorer la production de gasoil léger sous vide (LVGO) et de gasoil lourd (HVGO)

# ***C*** ***HAPITRE:***

---

---

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

## I.1 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 croît avec le nombre d'atomes de carbone.

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. (1)

### 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 :

- soit réunis par une simple liaison  $\begin{array}{c} | \quad | \\ -C-C- \\ | \quad | \end{array}$  (suffixe ANE)
- soit par des liaisons multiples,  
doubles,  $\begin{array}{c} \diagup \quad \diagdown \\ C=C \\ \diagdown \quad \diagup \end{array}$  (suffixe ÈNE),  
ou triples,  $-C\equiv C-$  (suffixe YNE)

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.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, naphénique et aromatique, dont les réactivités chimiques. Au point de vue moléculaire, Sont Classées de la manière suivante : (2)

Paraffiniques < naphéniques < 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)

### **I.2.2 Facteur de caractérisation $K_{uop}$ ou facteur de Watson $KW$**

Le facteur de caractérisation  $K_{uop}$  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  $K_{UOP}$  (ou  $K_W$ ) pour les Corps purs, faisant intervenir uniquement leur point d'ébullition et leur masse volumique.

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

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

Le  $K_{UOP}$  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 naphthènes 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) :

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

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

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

Où  $T_i$  représente la température pour laquelle  $i$  % du produit a distillé. (2)

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

Base de pétrole brut	Densité de la coupe essence lourde ( $d^{15}_4$ )	Densité de résidu >350°C ( $d^{15}_4$ )
<b>Paraffinique</b>	Inférieur à 0.760	Inférieur à 0.930
<b>Paraffinique intermédiaire</b>	Inférieur à 0.760	Entre 0.930 et 0.975
<b>Paraffinique Asphaltique</b>	Inférieur à 0.760	Supérieur à 0.975
<b>Intermédiaire Paraffinique</b>	Entre 0.760 et 0.780	Inférieur à 0.930
<b>Intermédiaire</b>	Entre 0.760 et 0.780	Entre 0.930 et 0.975
<b>Intermédiaire Asphaltique</b>	Entre 0.760 et 0.780	Supérieur à 0.975
<b>Naphténique Paraffinique</b>	Entre 0.780 et 0.800	Inférieur à 0.930
<b>Naphténique Intermédiaire</b>	Entre 0.780 et 0.800	Entre 0.930 et 0.975
<b>Aromatique Paraffinique</b>	Supérieur à 0.800	Inférieur à 0.930
<b>Aromatique intermédiaire</b>	Supérieur à 0.800	Entre 0.930 et 0.975
<b>Asphaltique</b>	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 ( $d^{15}_4$ )
<b>Tétradécane <math>C_{14}H_{30}</math></b>	2.10	0.763
<b>Octylcyclohexane <math>C_{14}H_{28}</math></b>	2.00	0.817
<b>Octylbenzène <math>C_{14}H_{22}</math></b>	1.57	0.858
<b>Butylnaphtalène <math>C_{14}H_{16}</math></b>	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. (2)

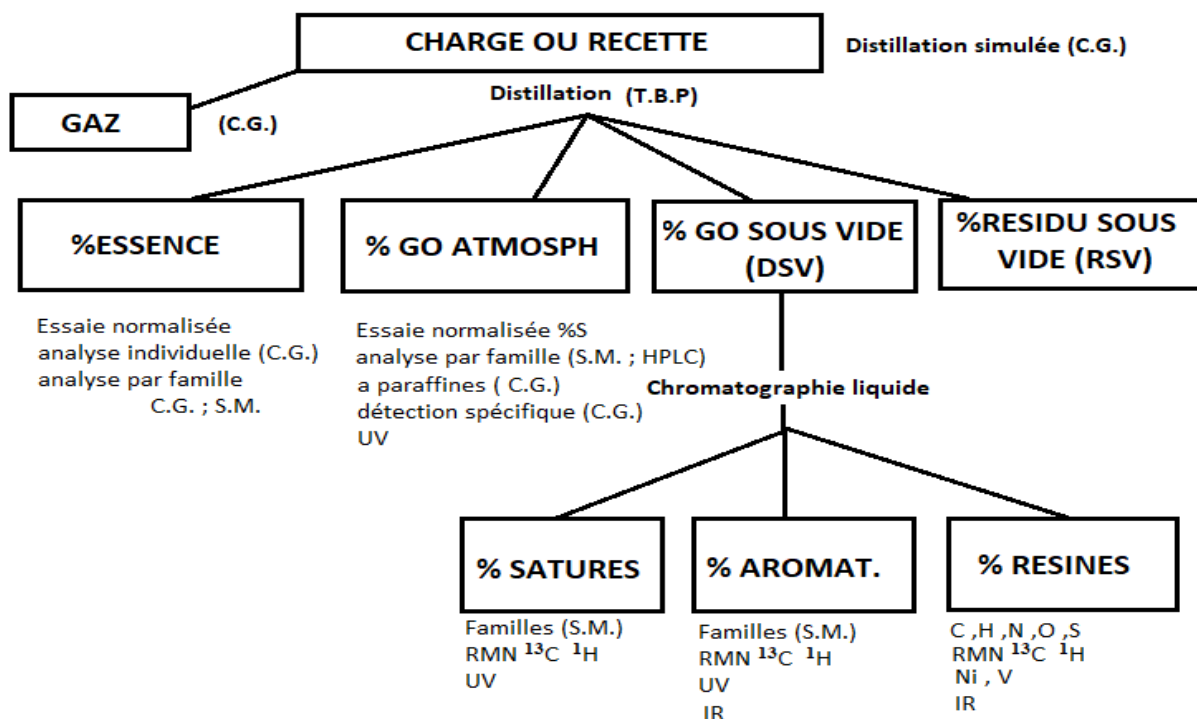


Figure I.1 séparation et analyse sur une charge pétrolier complète

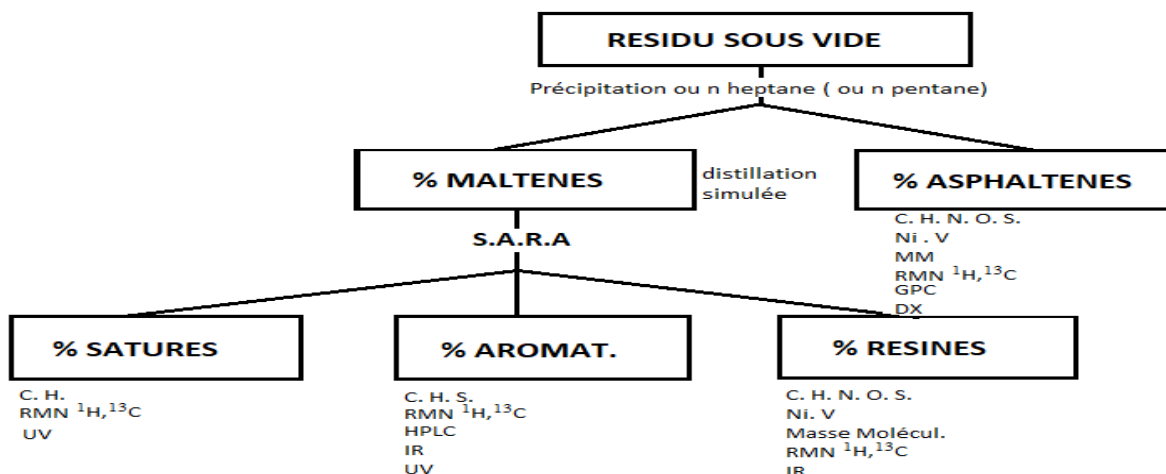


Figure I.2 Séparations et analyse un résidu sous-vide

## 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. (4)

## 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 : (4)

- Les bruts légers
- Les bruts moyens
- Les bruts lourds
- Les bruts extra lourds

$$\begin{aligned}d_4^{15} &< 0,825 \\0,825 &< d_4^{15} < 0,875 \\0,875 &< d_4^{15} < 1,000 \\d_4^{15} &> 1,000\end{aligned}$$

### **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 on a 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 :

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

Équation 4.....

La tension de vapeur Reid exprimée en psi (1psi=6.9kPa) (4)

### **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). (4)

## **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 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 :

$$\text{Équation 5..... } T_m = (T_i + T_f) / 2$$

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. (5)

Seules 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 <sub>3</sub> - C <sub>4</sub>
Essence légère débutanisée	{	C <sub>5</sub> - 70 °C
	{	C <sub>5</sub> - 80 °C
	{	C <sub>5</sub> - 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
Residu	{	T > 325 °C
	{	T > 360 °C

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 (% distillé) ou densité =f (% 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. (5)

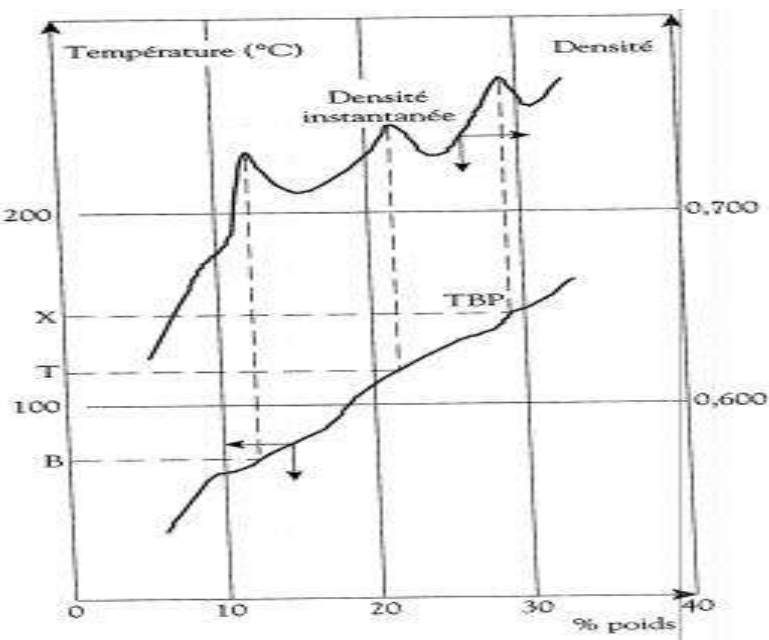


Figure I.3 Partie initiale de la TBP d'un brut saharien (noter les discontinuités dues à la présence d'hydrocarbures d'aromatique : benzène B, Toluène T, xylènes X).

## 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 avant 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 compression 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. Le 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 les performances du moteur mais agit plutôt sur l'agrément d'utilisation démarrage à froid. Le bruit et les 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. (6)



### **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 (6)

#### **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

$$\text{Équation 6.....} \quad \rho_T = \rho_{15} - k (T - 15)$$

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

k est un coefficient numérique qui, pour les essences, est proche de 0,00085. (6)

#### **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 sou- vent 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. (6)

### **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. (6)

#### **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 oléfines 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 isooctane (6)

### **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. (6)

#### **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 (6)

##### **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 % une température de 350 °C,
- Supérieure à 95 % 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. (6)

### **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 mm<sup>2</sup>/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. (6)

## **I.8 Caractéristiques des produits pétrolières 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. (7)

#### **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. (7)

##### **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. (7)

**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. (7)

**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 naphthéniques est lié à une augmentation importante de viscosité aux basses températures. Cette propriété peut être améliorée par des additifs. (7)

**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. (7)

**e. Volatilité**

Elle peut être caractérisée soit par voie 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. (7)

**g. Propriétés mécaniques**

Il existe de très nombreux tests pour caractériser les propriétés mécaniques des lubrifiants : pénétrabilité au cône des graisses, essais extrême-pression (7)

**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.

(7)

# **C *HAPITRE:***

## **II. Les Procèdes de Séparation**

## II.1 Distillation atmosphérique du pétrole brut

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 a 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 :

(8)

- 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 carburant 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.

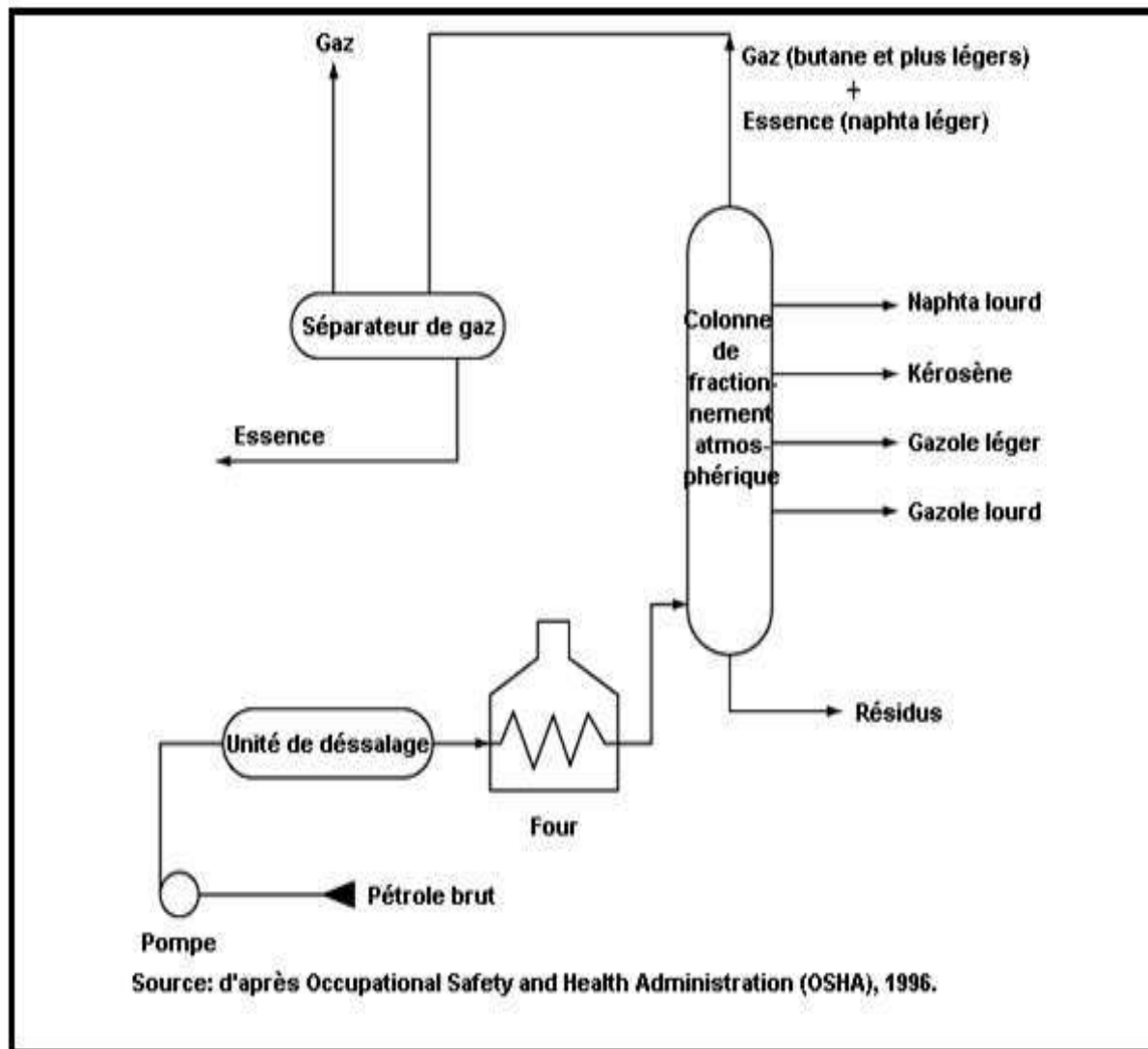
Une coupe de distillat est parfois soutirée entre le gazole lourd et la zone d'expansion ; suivant sa qualité, elle est remélangée au résidu atmosphérique ou utilisée comme fluxant de fuel lourd. En effet, ces coupes obtenues par simple distillation peuvent contenir, suivant la nature du brut, une quantité 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

L'unité, lors de sa conception, est généralement dimensionnée pour permettre le traitement de bruts de caractéristiques différentes : (8)

- 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 sa capacité nominale de manière satisfaisante. (8)

### II.1.1 Description de procédés



**Figure II.1** schéma d'une unité de distillation atmosphérique de pétrole brut

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 du même 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. (8)

## **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. (8)



➤ La distillation sous vide sèche :

C'est une distillation sous vide sans injection de vapeur d'eau. Elle doit donc fonctionner à une pression très basse (10 à 15 mm Hg en tête), et nécessite l'emploi d'un éjecteur booster avant le premier condenseur.

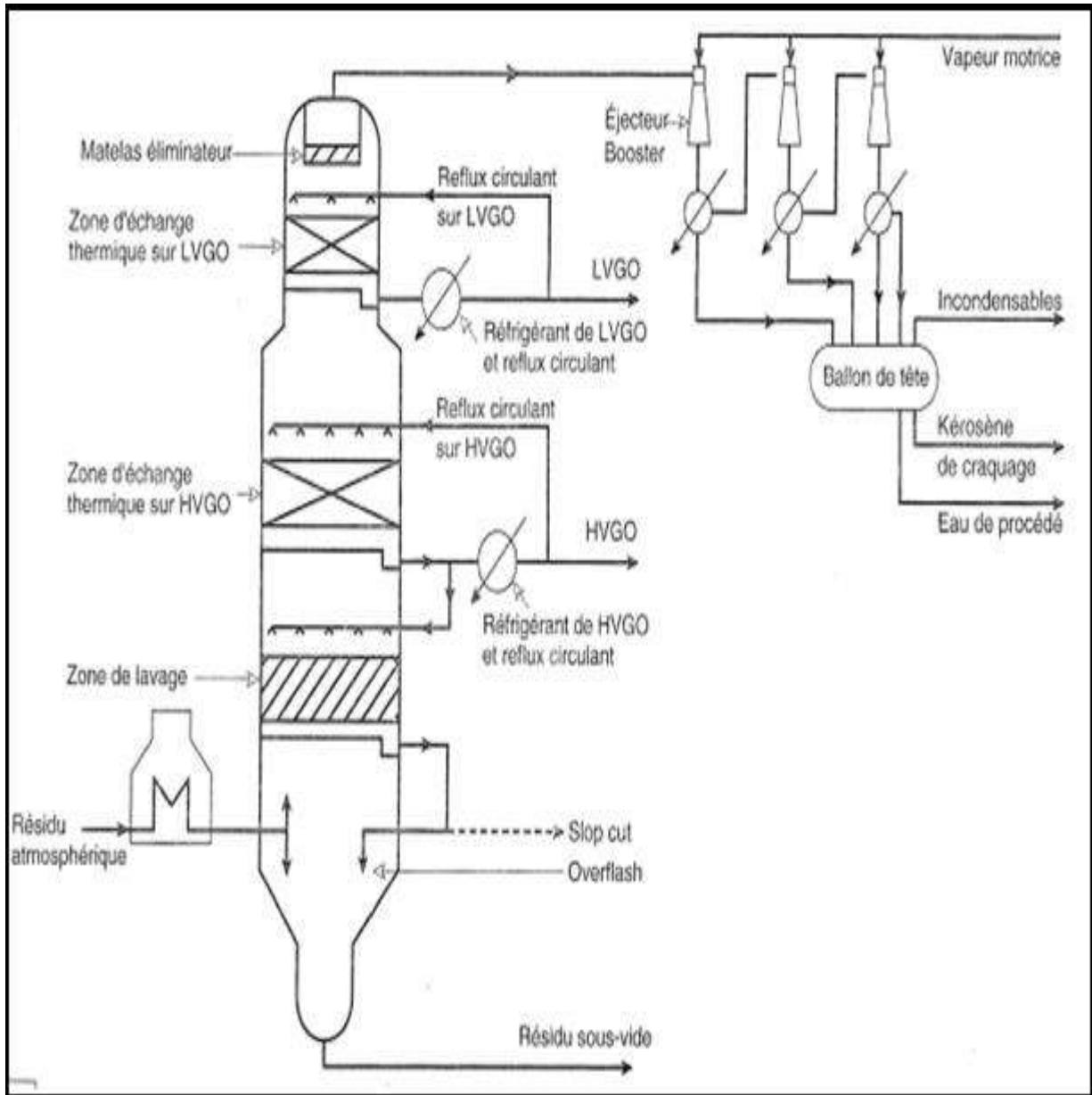


Figure II.2 Schéma d'une distillation sous vide sèche

➤ **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.

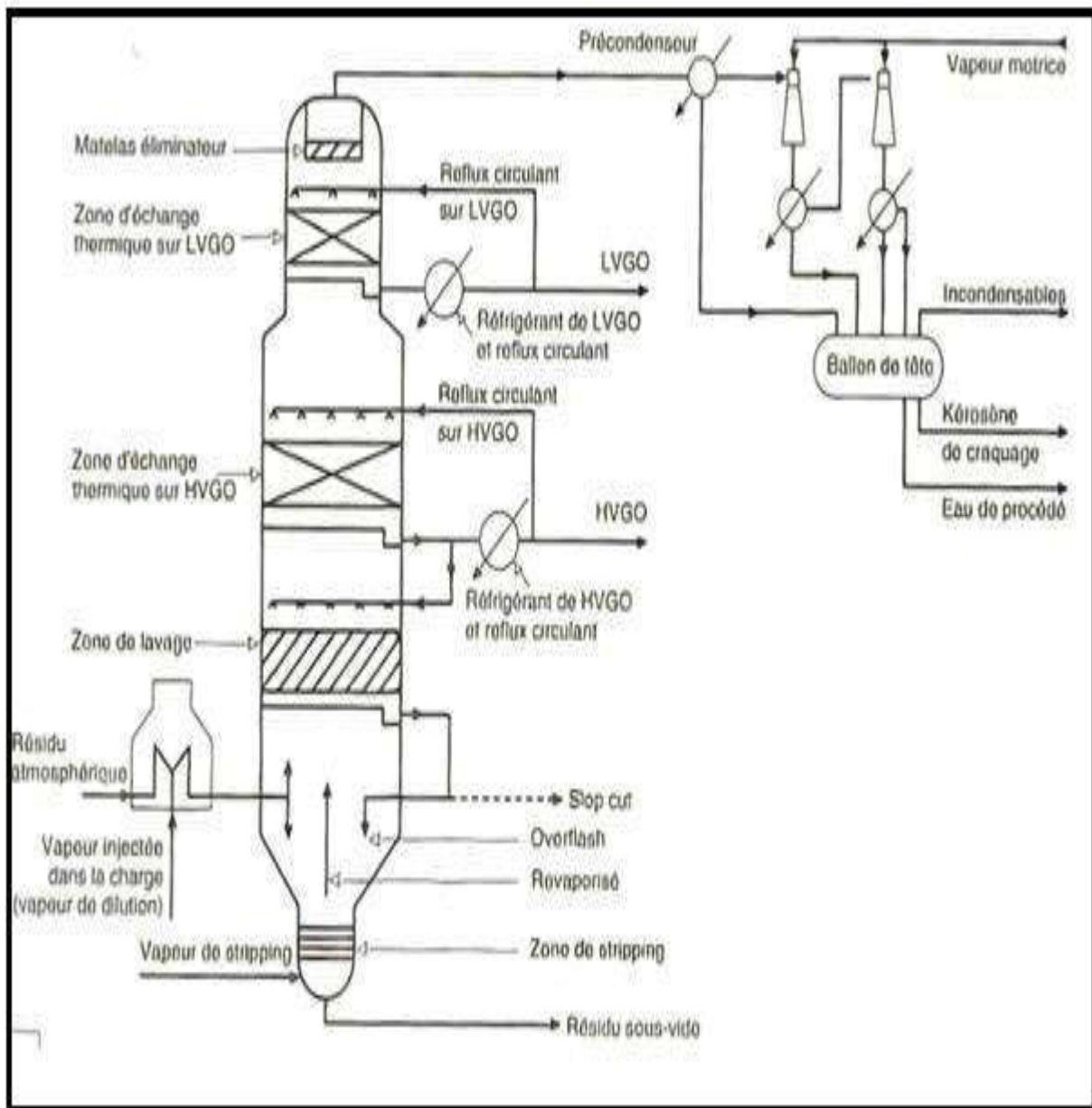


Figure II.3 Schéma d'une distillation sous vide humide

### 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. (8)

### 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. (8)

#### II.2.2.2 Carbone Conradson

La teneur en carbone Conradson des distillats destinés au craquage est liée 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. (8)

### 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.

Le distillat est généralement soutire en deux coupes, MVGO et HVGO, afin de récupérer la chaleur a 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 commercial
- 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. (8)

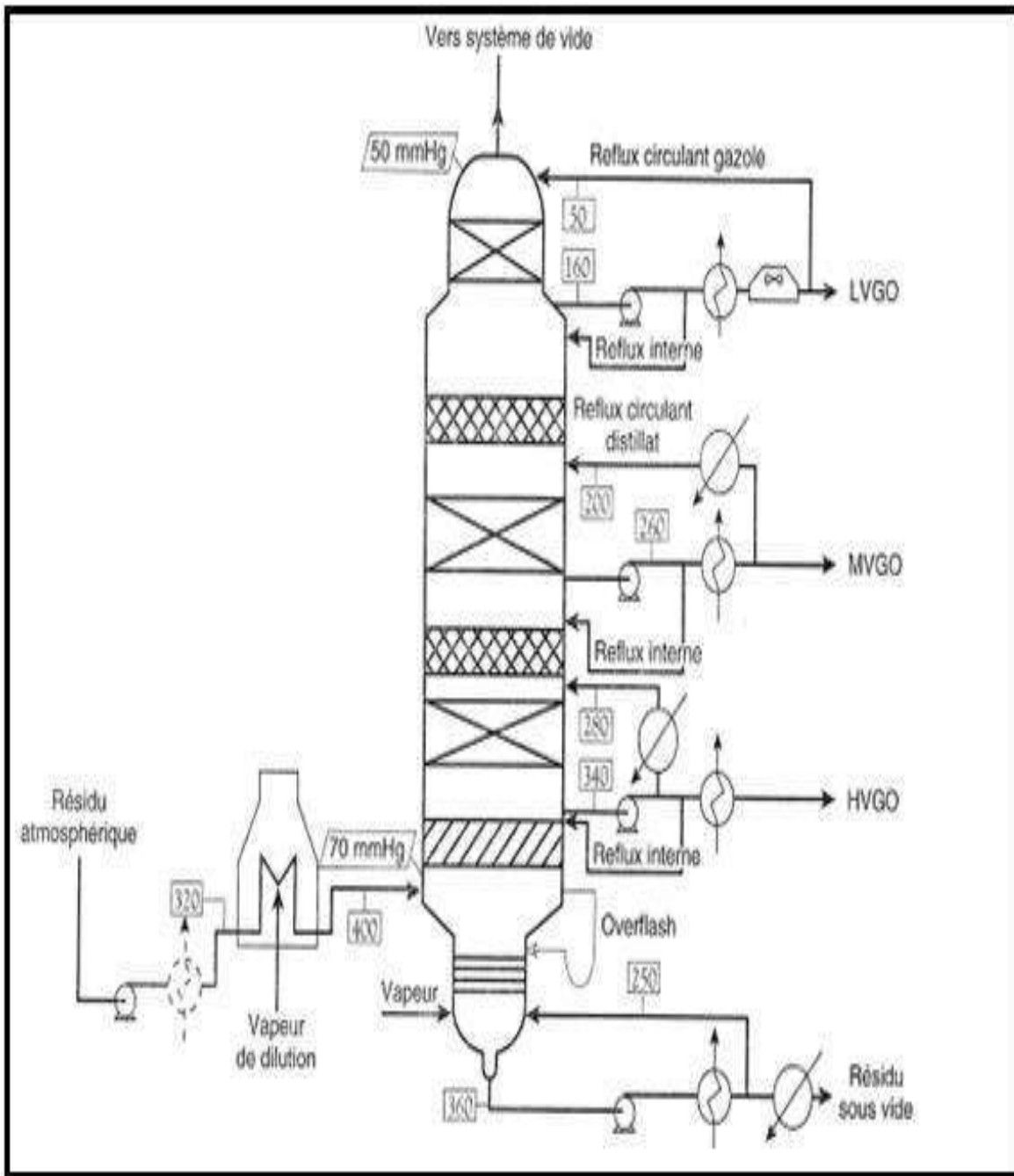


Figure II.4 Distillation sous vide humide avec indication des valeurs opératoires

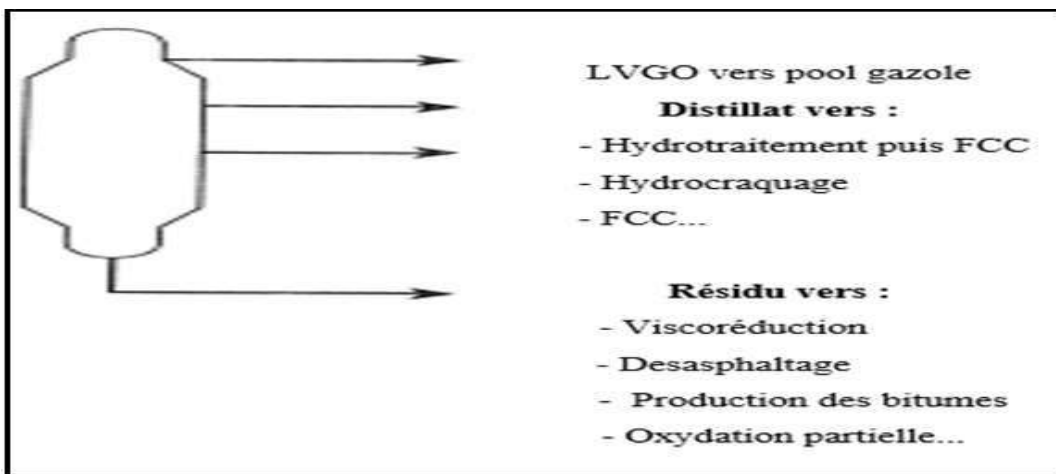


Figure II.5 Distillation sous vide de résidu atmosphérique schéma conversion

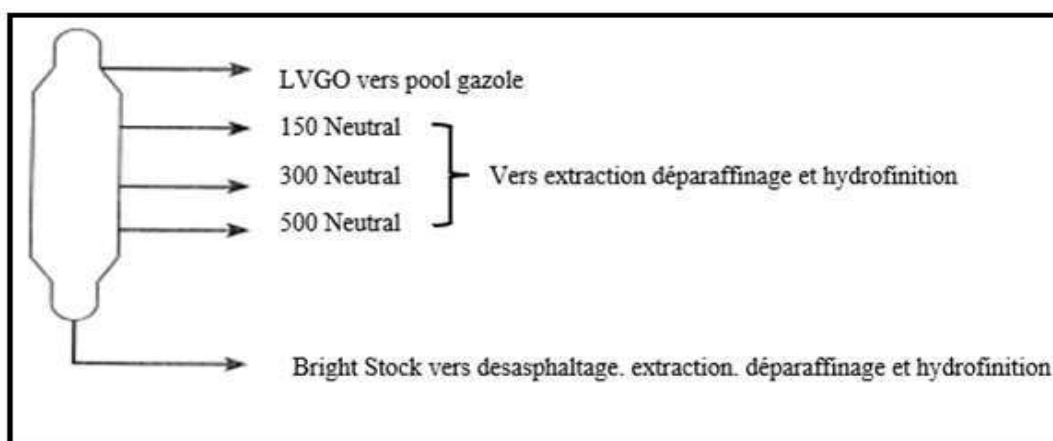


Figure II.6 Distillation sous vide de résidu atmosphérique schéma lubrifiants

## 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. (8)

#### **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. (8)

#### **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, afin d'éviter le cokage.

#### **d. Cas particuliers distillation à 2 étage**

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. (8)

### **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. (8)

### **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. (8)

### **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 refroidiraient 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 l'échange thermique, Le garnissage structure. Est constitué d'un empilage de grilles métalliques gaufrées, pliées et perforées. Ce garnissage, plus efficace et plus couteux, est surtout utilise dans les zones de fractionnement, Ces différents garnissages sont alimentés en liquide à l'aide de deux principaux types de distributeurs (8)

**+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 a 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 (8)

### **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 entraine 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 grosse 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. (8)



# **CHAPITRE:**

## **III. Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2**

---

### III.1 Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2

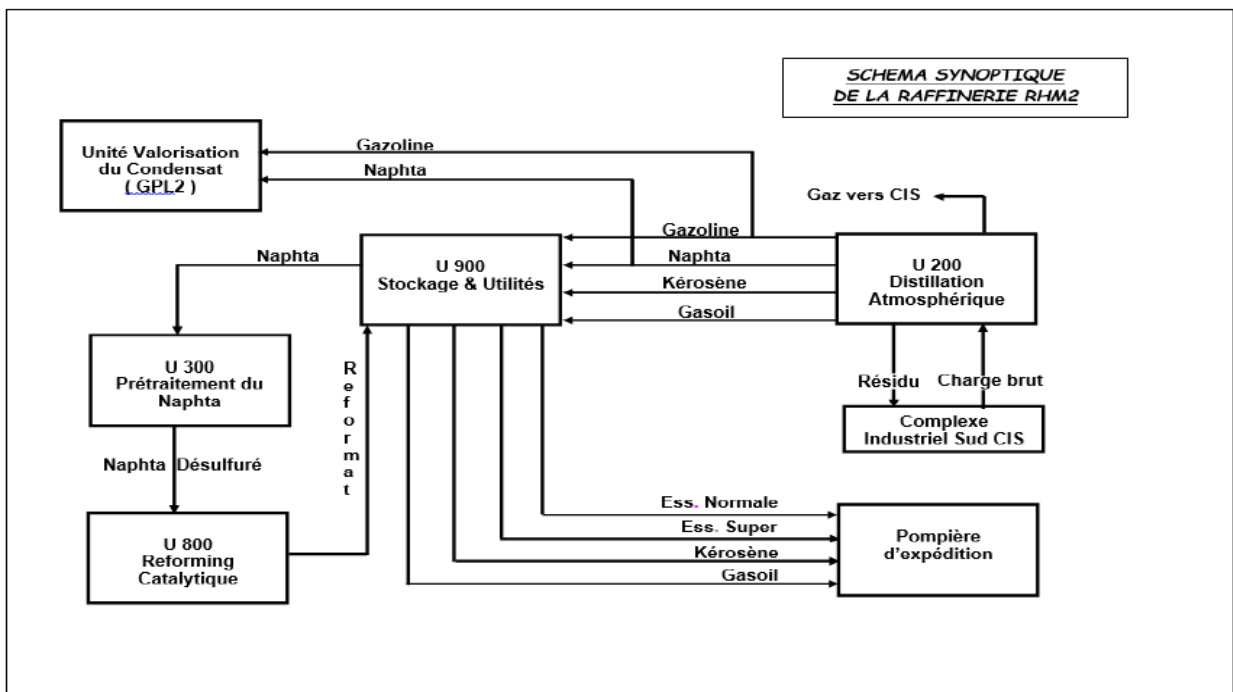
#### III.1.1 La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2

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'expédition 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). (9)

**❖ 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

**III.1.2 Description de section TOPPING (Distillation atmosphérique) Unité 200****III.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
- 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	- Vapeur d’eau surchauffée. - Electricité. - Eau de refroidissement. - Combustibles (gaz, fuel gaz).	- Inhibiteur de corrosion. - Soude (NaOH). - Ammoniaque (NH3).	- 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)

- Résidu      - Kérosène      - Naphta      - Gazoline      - Gaz oil

#### 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 amant 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

<i>Coupes</i>	<i>% poids</i>	<i>Tonnes/ an</i>	<i>Densité</i>
<b>Légères</b>	3.79	40600	
<b>Gazoline (C5/80)</b>	9.01	96500	0.6680
<b>Naphta (80/160)</b>	19.28	206400	0.7440
<b>Kérosène (160/250)</b>	20.71	221700	0.8020
<b>Gas-oil (250/375)</b>	21.56	230800	0.8700
<b>Résidu (375+)</b>	25.65	274600	
<b>TOTAL</b>	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  $\sim 325^{\circ}\text{C}$  du fond de la colonne de fractionnement DA201 à l'aide de la pompe GA 206 ; une partie est réchauffée à  $\sim 350^{\circ}\text{C}$  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<sup>ème</sup> 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<sup>ème</sup> 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)

### III.1.3.4 Traitement de Kérosène

A la sortie du réfrigérant EC216, 8 m<sup>3</sup>/h du kérosène contrôlé par le FRC227 sont repris par la pompe GA219 A/B pour être traités dans la précipitation FA214 qui marche avec une tension électrique de 16 000 volts, une tension qui permet d'éliminer toutes traces d'eau, par conséquent, le point de congélation du kérosène qui doit être de -60°C°. La température de la charge est d'environ 63°C, la pression dans le FA214 est de l'ordre de 4.2 bars. A la sortie de la précipitation, on injecte l'additif antistatique STADIS 450 afin d'améliorer la conductibilité du kérosène. (9)

#### ✓ Naphta

Le Naphta est soutiré à ~160°C du 6<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du LIC209 dans une petite colonne (Stripper) DA 202B de 06 plateaux à clapets.

Le rebouillage fond DA 202B se fait par le reflux circulant dans le rebouilleur EA207 à ≈170°C sous contrôle du TRC208 pour élimination des fractions légères (réglage du point initial), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 5<sup>ème</sup> plateau de la colonne de fractionnement.

Le naphta, sortie stripper, est repris par la pompe GA204, puis refroidi dans un aéro-réfrigérant à air humidifié (EC215) après avoir cédé ses calories au brut charge dans l'échangeur EA201 puis ; envoyé au stockage sous contrôle du FRC217 pour servir de charge à la section prétraitement du naphta et reforming. (9)

#### ✓ Vapeurs de tête

Elles sortent du sommet de la colonne de fractionnement DA201 à une température d'environ 110°C réglée par le TRC205 agissant sur la vanne du FRC209, débit de retour du reflux de tête, traversent parallèlement les condenseurs EA211 ABC avant d'arriver au ballon de reflux FA201 où se produira une séparation tri phasiques.

- eau huileuse qui s'accumule dans l'appendice du ballon, est évacuée vers égouts.

- hydrocarbures légers incondensables sortent du haut de ballon vers torches ou vers le circuit du fuel gaz. La pression est réglée par le PRC224 agit sur une vanne qui se trouve à la sortie de ces gaz.



- hydrocarbures liquides, leur niveau règle par le LRC211 agissant sur la vanne qui se trouve à leur entrée à l'échangeur EA210. Ces hydrocarbures sont repris par deux pompes GA203 A/B et GA202 A/B la première (GA203 A/B) les refoule à 1.9 bars vers la tête de DA201 sur le plateau N°1 dans un débit de 117 m<sup>3</sup>/h contrôlé par le FRC209. La deuxième (GA202 A/B) les refoule à 9 bars avec un débit donné par FR211 de 40 vers l'échangeur EA210 pour être à 80°C, température d'alimentation de DA203, colonne de stabilisation de la gazoline. (9)

✓ **Stabilisation de la gazoline**

Cette opération se fait au niveau de la colonne de stabilisation DA203 équipée de 26 plateaux, l'alimentation qui est les hydrocarbures liquides du ballon de reflux de DA201, en l'occurrence FA201, se fait à 95°C au 9eme plateau. La fraction vaporisée se condense au condenseur EA213 avant de passer au ballon de reflux FA202 où la pression est contrôlée par le PRC227 qui est 5.9 bars. Les gaz de ce ballon sont utilisés comme fuel gaz ou torchés s'il s'agit d'une sur pression, par contre, la fraction hydrocarbure liquide sert comme reflux de tête de DA203 par GA209 A/B à 56°C et 9 bars, en reflux total. Une conduite fait évacuer les hydrocarbures liquides s'accumulant au fond de la colonne DA203 se divise sur deux directions :

- Vers le rebouilleur EA209 pour porter la température du produit de fond à 131°C.
- Vers l'échangeur EA210 pour se refroidir en cédant les calories à la charge, un autre refroidissement assuré par le réfrigérant EC214 avant d'être stocké à 56°C. (9)

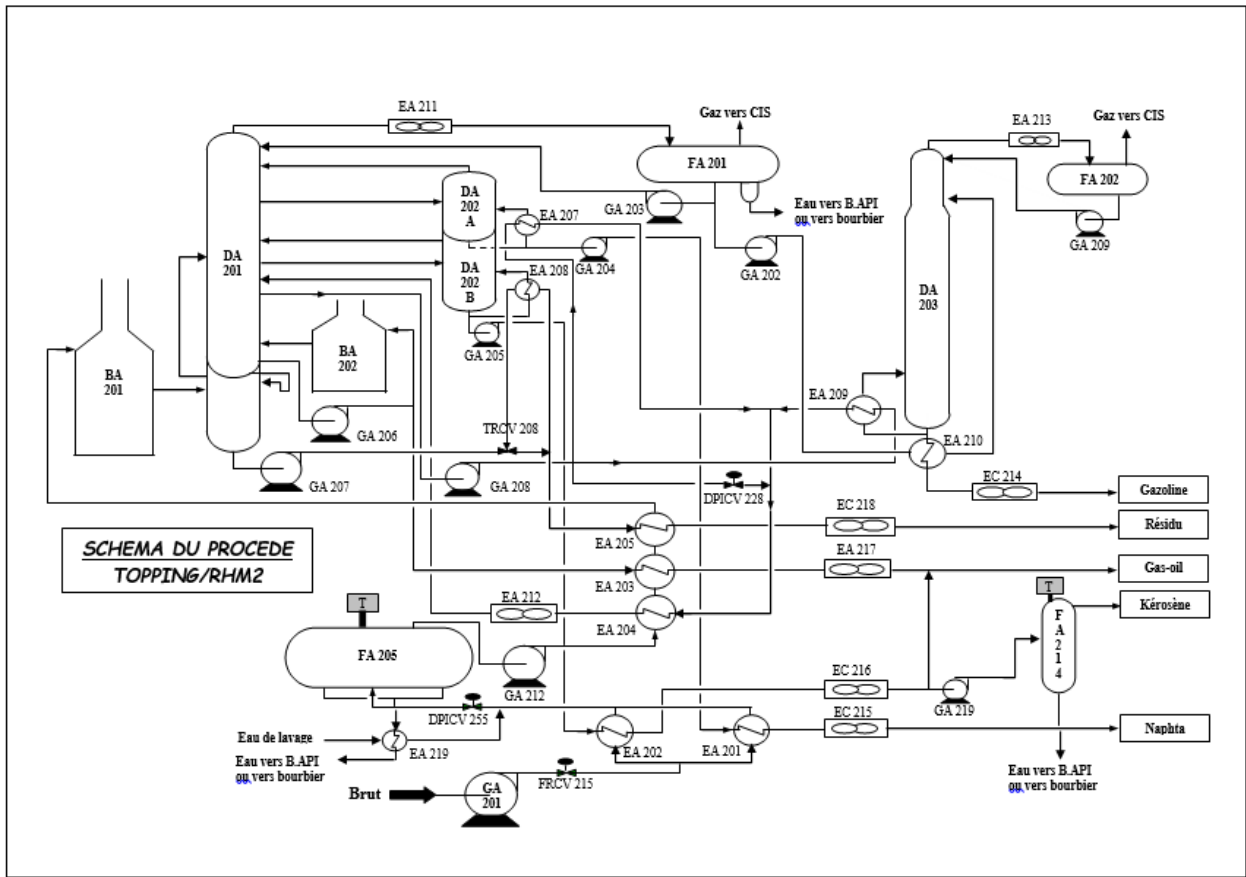


Figure III.2 schéma de procédé du Topping RHM2

### 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'hydrosulfuration 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, imprégnés 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 denitriflection +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 enH2	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/-PH2 / varie de 20 à 50 bars. Cette pression peut être augmente 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'/ m'de charge. Le gaz utilise 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)

P <sub>I</sub>	5%	10%	20%	30%	50%	70%	80%	90%	95%	P <sub>F</sub>
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 : P <sub>I</sub> 98 °C.-50% distille 119 °C.-P <sub>F</sub> : 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 condensats sont repris par la pompe GA802 A/B à 50°C, refoulés vers la tête de colonne, avec un débit de 3,6 m<sup>3</sup>/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 m<sup>3</sup> contrôlé par FRC812 (9)

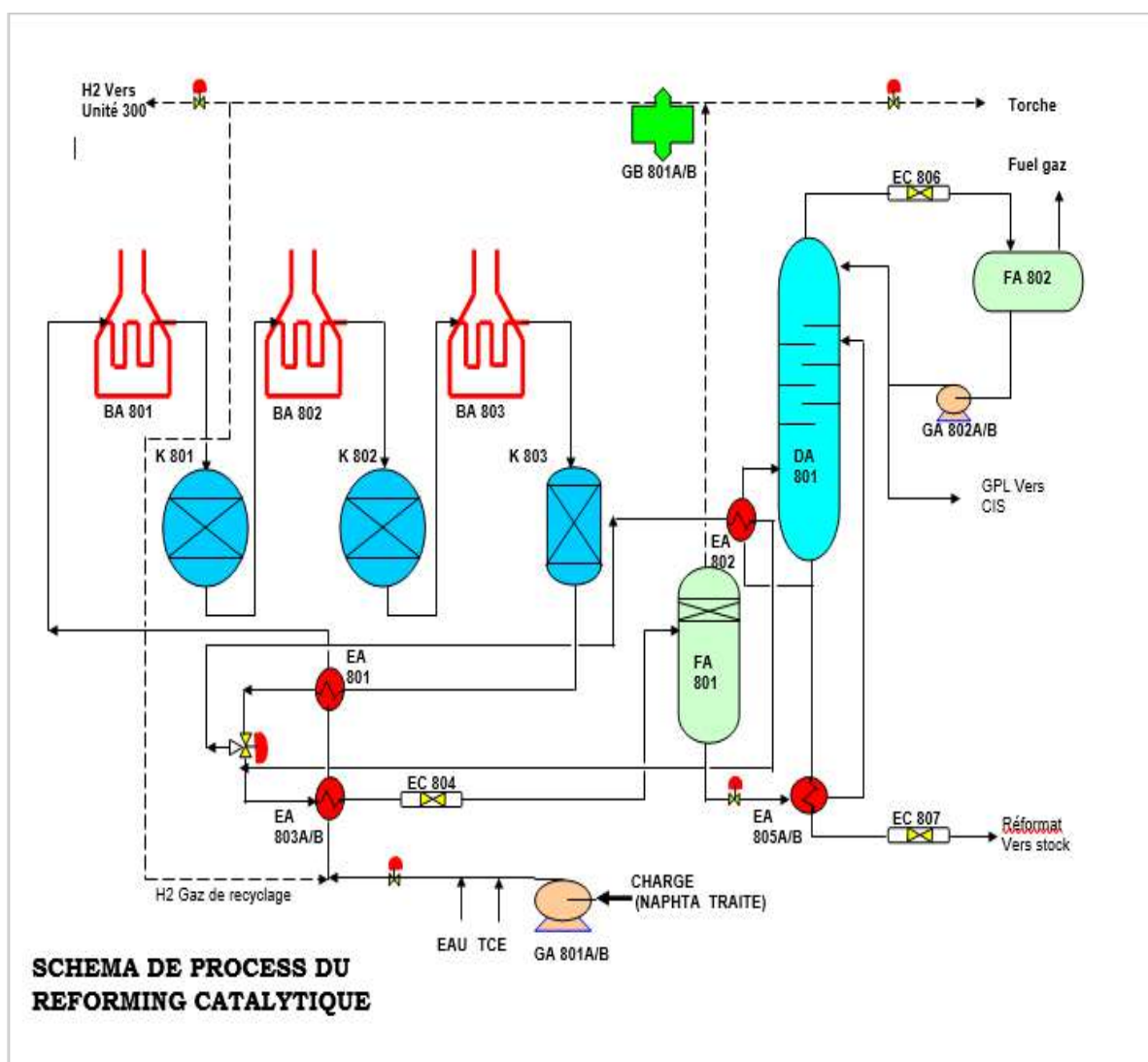


Figure III.3 Schéma de procès reforming catalytique RHM2

### 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 : (9)

**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	Reformat
904	2520	Flottant	Gazoline	912	2520	Flottant	Essence
905	2520	Flottant	Naphta	913	2520	Flottant	Kérosène
906	2520	Flottant	Reformat	914	2520	Flottant	Kérosène
907	2520	Flottant	Reformat	915	16620	Fixe	Gas-oil
908	2520	Flottant	Reformat	916	16620	Fixe	Gas-oil
909	2520	Flottant	Essence N	917	16620	Fixe	Gas-oil
910	2520	Flottant	Essence N	918	2520	Flottant	Kerosene

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
<b>Total</b>	<b>1070000</b>	<b>568000</b>	<b>57500</b>	<b>5000</b>	<b>40100</b>

# **IV. Partie Simulation**

---



## **IV.1 Problématique**

Le brut expédition UTBS est léger et moins sulfureux dont la teneur est de 0.11% pds. Il se classe dans la catégorie des hydrocarbures mixtes à tendance paraffinique. La raffinerie de Hassi Messaoud RHM2 traite 1.07million de tonne de brut par an, dont elle produit 0.27million de tonne en résidu par an qui constitue une charge excédentaire sur la raffinerie. La capacité de cette dernière en moyen de stockage est limitée et il est recyclé avec le brut dans la tour de distillation.

La conception d'une unité de distillation sous vide permettra de valoriser le résidu atmosphérique afin de produire des distillats sous vide qui serviront comme charges pour les procédés de conversion tel que le craquage catalytique ; l'hydrocraquage. Ces procédés permettent de produire, à partir de charges lourdes excédentaires et peu valorisables, les fractions plus légères telles qu'essences, carburateurs et gazoles légers que recherche le raffineur pour adapter sa production à la structure de la demande. La conversion de ce résidu en fractions légère permettra d'augmenter le taux de production et par conséquent l'abaissement des importations en carburants.

## **IV.2 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'Antoine, 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**

**Partie Simulation**

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

<b>Coupe</b>	<b>380+°</b>
Rendement sur brut	
%Pds	20.80
%Vol	17.76
Position sur brut	
%Pds	79.20-100.00
%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

### IV.3 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

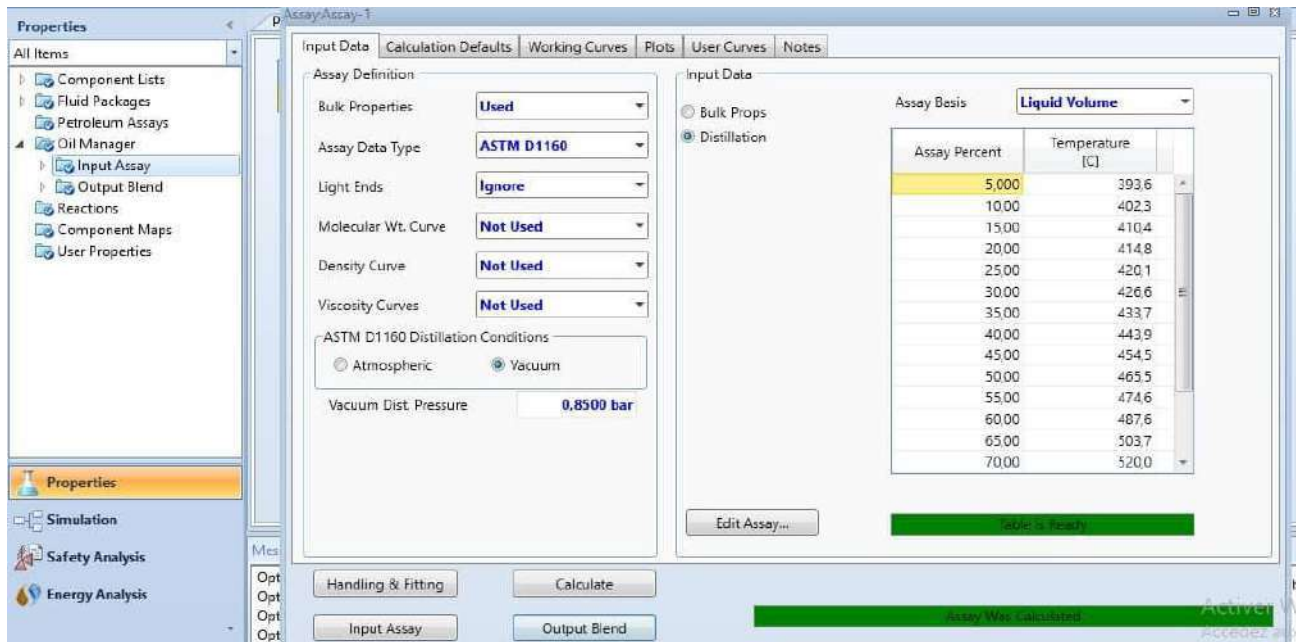


Figure IV.1 insertion l'ASTM de résidu atmosphérique de l'UTBS

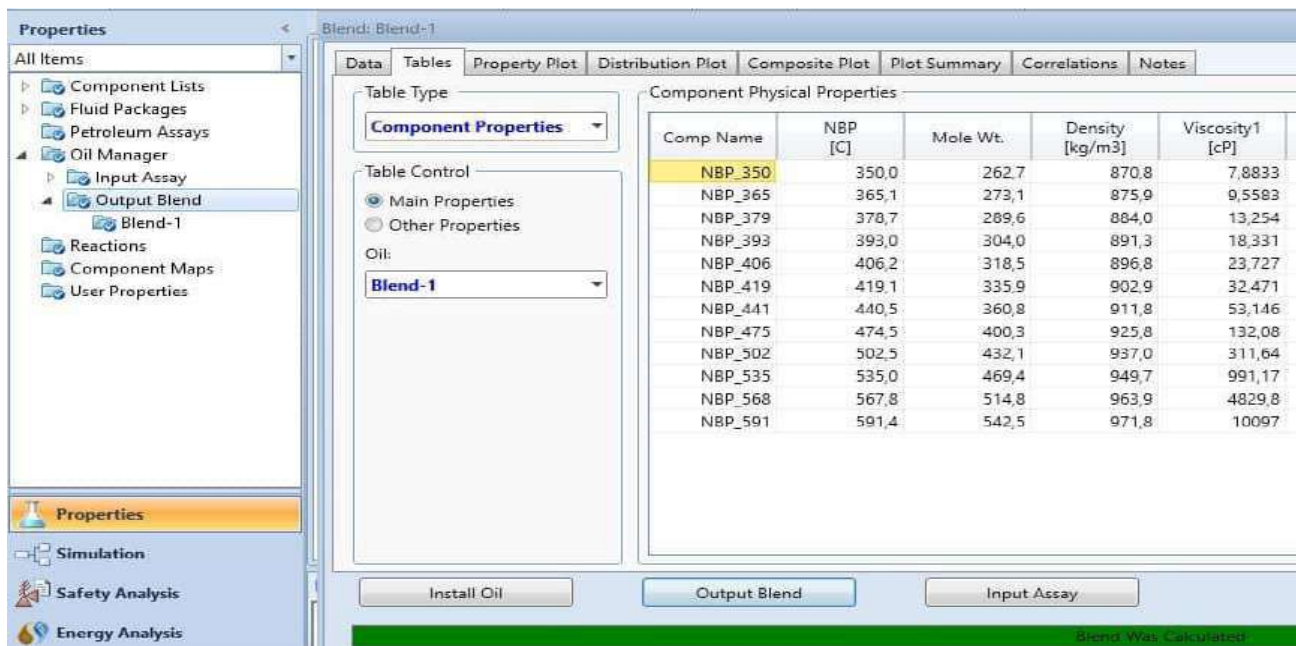


Figure IV.2 La composition de résidu atmosphérique

#### **IV.4 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 <sup>3</sup> )
NBP_350	<b>350</b>	<b>262.7</b>	<b>870.8</b>
NBP_365	<b>365.1</b>	<b>273.1</b>	<b>875.9</b>
NBP_379	<b>378.8</b>	<b>289.6</b>	<b>884.0</b>
NBP_393	<b>393</b>	<b>304</b>	<b>891.3</b>
NBP_406	<b>406.2</b>	<b>318.5</b>	<b>896.8</b>
NBP_419	<b>419.1</b>	<b>335.9</b>	<b>902.9</b>
NBP_441	<b>440.5</b>	<b>360.8</b>	<b>911.8</b>
NBP_475	<b>474.5</b>	<b>400.3</b>	<b>925.8</b>
NBP_502	<b>502.5</b>	<b>432.1</b>	<b>937.0</b>
NBP_535	<b>535</b>	<b>469.4</b>	<b>949.7</b>
NBP_568	<b>567.8</b>	<b>514.8</b>	<b>963.9</b>
NBP_591	<b>591.4</b>	<b>542.5</b>	<b>971.8</b>

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

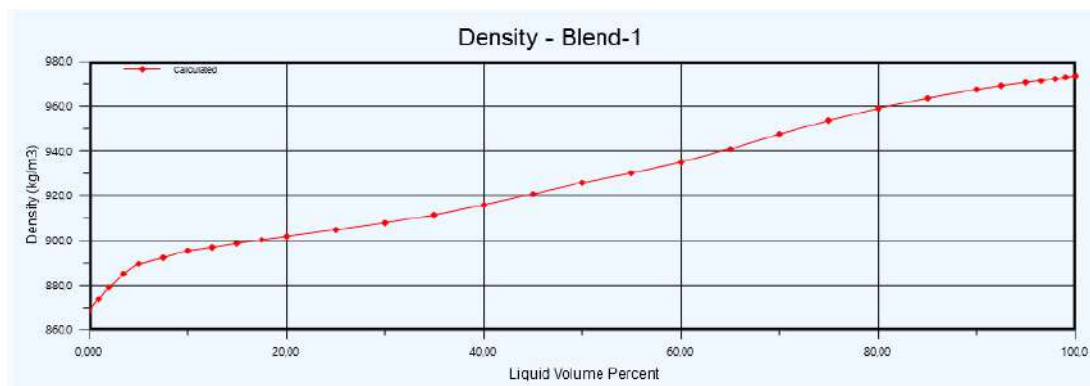


Figure IV.3 Densité du Résidu ATM

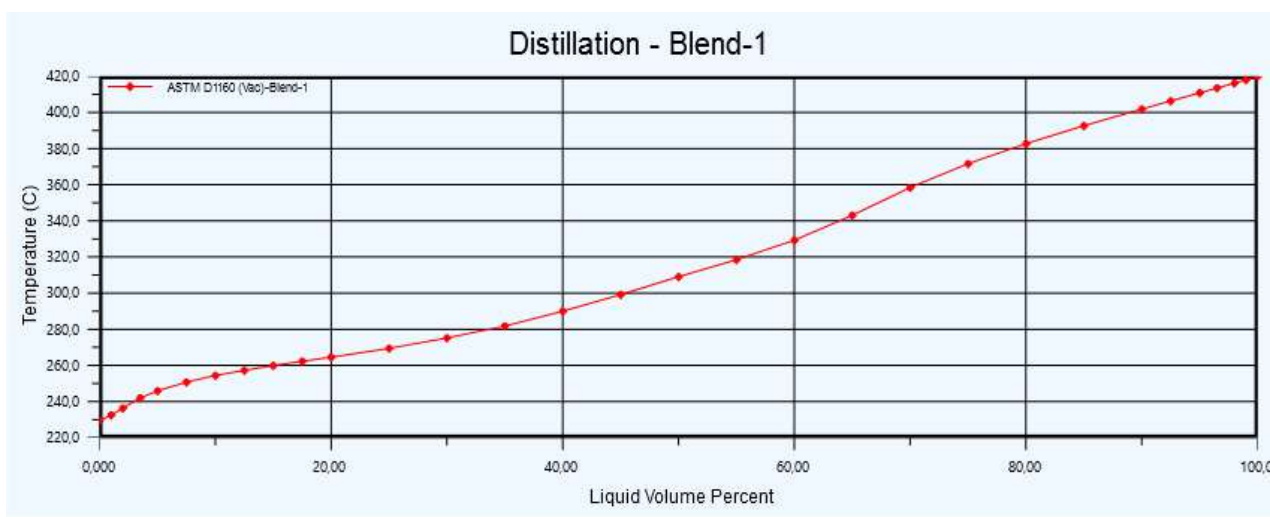


Figure IV.4 courbe distillation du Résidu ATM

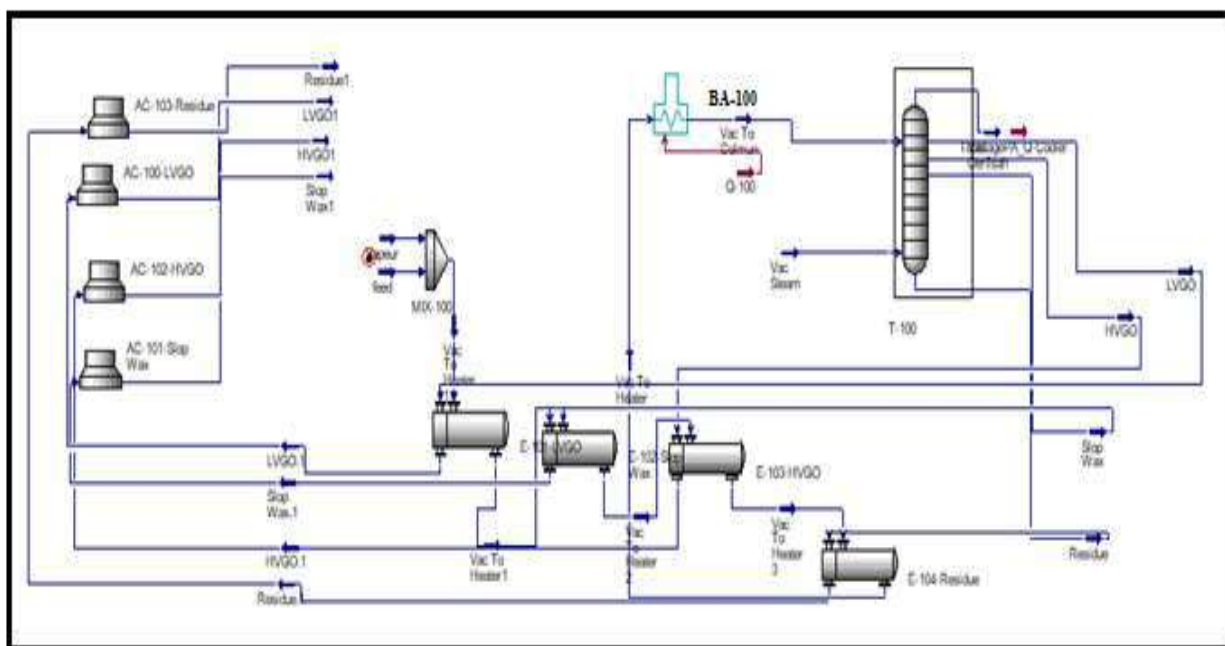
#### IV.5 Présentation du procédé :

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<sup>ème</sup> 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<sup>ème</sup> 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

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

#### IV.6 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 : 9.6212m<sup>3</sup> /h (volumique standard liquide)

Variable d'action : débit de distillat vapeur

-Débit de gazole léger sous vide sec : 12.206m<sup>3</sup> /h (volumique standard liquide)

Variable d'action : débit de soutirage de gazole léger sous vide

-Débit de gazole lourd sous vide sec : 11.7356m<sup>3</sup> /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

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

**Tableau IV.5** dimensions des différentes sections de la colonne

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

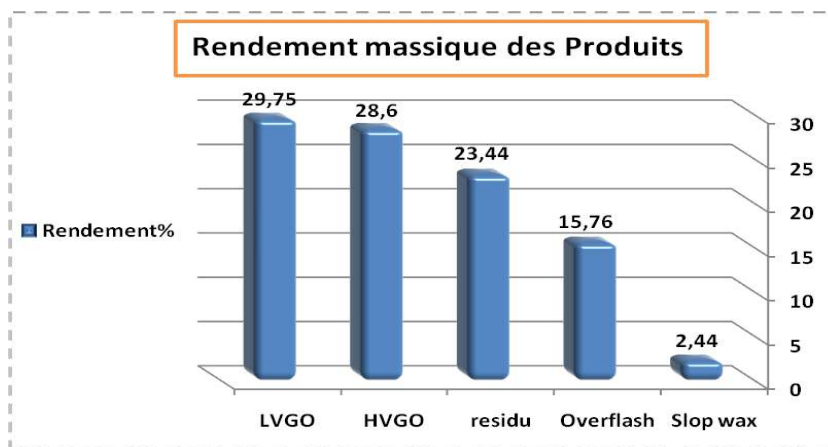
### IV.7 Bilans matières de la colonne de distillation sous vide

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 idéal 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 désasphaltage

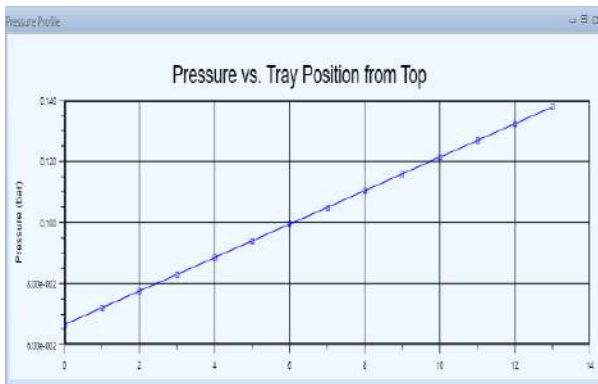
**Tableau IV.7** Les fractions molaires des produits

	Vac Overflash	LVGO	HVGO	Slop Wax	Résidu
<b>Débit molaire (kmole/h)</b>	358.030 0	36.2142	29.3823	2.1037	19.3815
<b>H2O</b>	0.9998	0.0003	0.0004	0.0004	0.0006
<b>NBP(0)350*</b>	0.0001	0.0254	0.0008	0.0004	0.0000
<b>NBP(0)365*</b>	0.0000	0.0370	0.0019	0.0007	0.0000
<b>NBP(0)379*</b>	0.0000	0.0589	0.0047	0.0016	0.0000
<b>NBP(0)393*</b>	0.0000	0.1231	0.0173	0.0048	0.0002
<b>NBP(0)406*</b>	0.0000	0.1803	0.0446	0.0103	0.0006
<b>NBP(0)419*</b>	0.0000	0.2356	0.1029	0.0206	0.0020
<b>NBP(0)441*</b>	0.0000	0.2168	0.2244	0.0443	0.0095
<b>NBP(0)475*</b>	0.0000	0.0814	0.2541	0.0812	0.0436
<b>NBP(0)502*</b>	0.0000	0.0293	0.1840	0.1190	0.0970
<b>NBP(0)535*</b>	0.0000	0.0077	0.0915	0.1714	0.1693
<b>NBP(0)568*</b>	0.0000	0.0039	0.0677	0.4431	0.5109
<b>NBP(0)591*</b>	0.0000	0.0003	0.0066	0.1023	0.1663

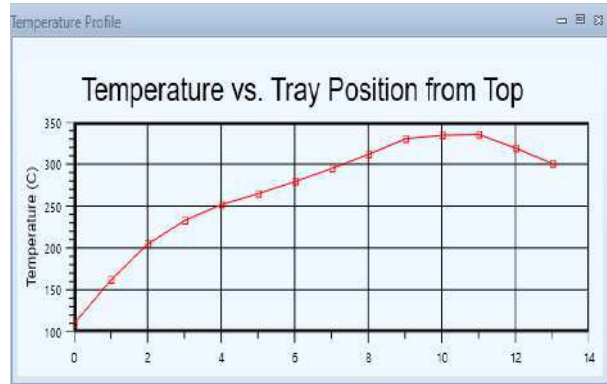
**IV.7.1 Les Température et pression plateaux de la colonne :**

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 colonne    **Tableau IV.9** Profile de température de la colonne

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

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

## IV.8 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 dimensionné

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

**Tableau IV.10** dimensionnements des échangeurs

	<b>E-103- HVGO</b>	<b>E-101- LVGO</b>	<b>E-102- Slop Wax</b>	<b>E-104- Residu</b>
<b>nombre d'articles identiques</b>	1	1	1	1
<b>Zone de transfert de chaleur (m<sup>2</sup>)</b>	164.853	102.932	9.29049	160.929
<b>Type de TEMA à l'extrémité avant</b>	B	B	B	B
<b>Type de TEMA à l'extrémité arrière</b>	M	M	M	M
<b>Type de TEMA du calandre</b>	E	E	E	E
<b>Coté tube</b>				
<b>Température de conception du tube (°C)</b>	322.708	260.447	362.301	311.588
<b>Pression manométrique de conception de tube (Bar)</b>	3.12	2.43	3.13	3.11
<b>Température de fonctionnement des tubes (°C)</b>	294.93	232.669	334.524	300.721
<b>Diamètre extérieurs de tube(m)</b>	0.0254	0.0254	0.0254	0.0254
<b>Longueur de tube allongée (m)</b>	6.096	6.096	6.096	6.096
<b>Pas de tube (m)</b>	0.03175	0.03175	0.03175	0.03175
<b>Coté calandre</b>				
<b>Pression manométrique de conception de calandre (Bar)</b>	5.19	4.15	5.20	5.18
<b>Température de fonctionnement des calandres (°C)</b>	242.977	212.5	216.159	258.851
<b>Température de conception du calandre (°C)</b>	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
<b>Température entrée (°C) (t<sub>1</sub>)</b>	201.8	212.5	216.2	243	<b>(T<sub>1</sub>)°C</b>	232.7	334.5	294.9	300.7
<b>Température sorte(°C) (T<sub>2</sub>)</b>	212.5	216.2	243	258.9	<b>(t<sub>2</sub>)°C</b>	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

	<b>BA-100</b>
<b>nombre d'articles identiques</b>	1
<b>Zone de transfert de chaleur (m<sup>2</sup>)</b>	566.835
<b>Type de TEMA</b>	BEM
<b>Température de conception du tube (°C)</b>	412.778
<b>Pression manométrique de conception de tube (Bar)</b>	5.21
<b>Température de fonctionnement des tubes (°C)</b>	384
<b>Diamètre extérieurs (De) de tube(m)</b>	0.0254
<b>Longueur de tube allongée (m)</b>	6.096
<b>Pas de tube (m)</b>	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

	<b>BA-100</b>
<b>Température entrée (t<sub>1</sub>) (°C)</b>	258.9
<b>Température sorte(T<sub>2</sub>)(°C)</b>	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

	<b>AC-103- Résidu</b>	<b>AC-102- HVGO</b>	<b>AC-100- LVGO</b>	<b>AC-101- Slop Wax</b>
<b>nombre d'articles identiques</b>	1	1	1	1
<b>Espace tube 1er service ( m<sup>2</sup>)</b>	101.18	134.696	359.966	333
<b>Pression manométrique de conception 1er service (Bar)</b>	0.02096	0.02096	0.02096	0.02096
<b>Diamètre extérieurs de tube 1er service(m)</b>	0.0254	0.0254	0.0254	0.0254
<b>Longueur de tube (m)</b>	6.096	10.8204	15.24	12.54
<b>Largeur de baie(m)</b>	1.8288	1.8288	2.5908	2.1567
<b>Nombre de baies</b>	1	1	1	1
<b>Pas d'aileron</b>	11	11	11	11
<b>Hauteur des tubes</b>	0.015875	0.015875	0.015875	0.015875
<b>Pas des tubes (m)</b>	0.060325	0.060325	0.060325	0.060325
<b>Nombre de ventilateurs par baie</b>	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

	<b>AC-100- LVGO</b>	<b>AC- 101-SLOP WAX</b>	<b>AC-102- HVGO</b>	<b>AC- 103- RESIDU</b>
<b>Température entrée (T<sub>1</sub>) (°C)</b>	202	213	216.2	243
<b>Température sorte(t<sub>2</sub>)(°C)</b>	56	64	67	70

**IV.9 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)

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

## Partie Simulation

**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** économie 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

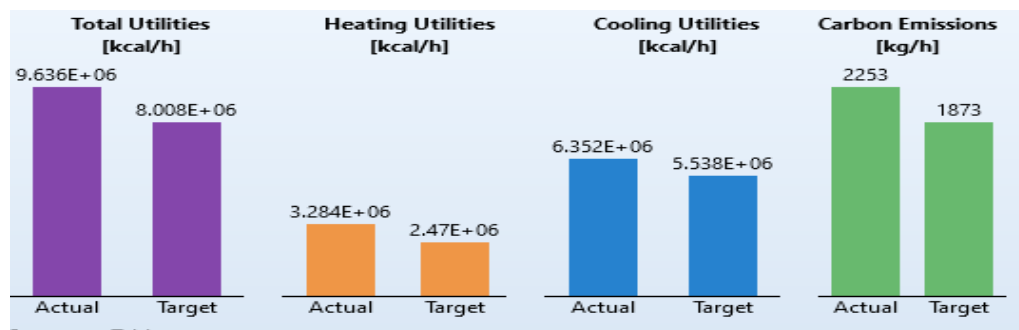
### IV.9.2 Utilities du flux d'énergie

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	économies 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
émission de carbone(kg/h)	2253	1873	380.30	16.88

**Figure IV.9** bilan de Flux d'énergie



### **IV.10 CONCLUSION**

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 et Références*

---

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.
  2. **Raymond, BOULET et Jean Claude, ROUSSEL (IFP).** *Pétrole brut et produit pétrolier.* [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 39-56. Vol. I.
  3. —. *Pétrole brut et produits pétroliers.* [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 84-85. Vol. I.
  4. **(IFP), Sami G. CHATILA.** *Pétrole brut et produits pétroliers.* [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. p. 323. Vol. I.
  5. —. *Pétrole brut et produits pétroliers.* [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 326-339. Vol. I.
  6. **(IFP), Jean-Claude GUIBET.** *Pétrole brut et produits pétroliers.* [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 179-239. Vol. I.
  7. **(BNPét), Bernard THIAULT.** *Pétrole brut et produits pétroliers.* [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1994. pp. 281-282. Vol. I.
  8. **Christian Ptak, Pascal banfils, Claude Marty.** *Le Raffinage du pétrole brut.* [éd.] jean pierre WAUQUIER. FRANCE : Technip, 1998. pp. 223-279. Vol. II.
  9. **Manuelle opératoire de la Raffinerie de Hassi Messaoud RHM2-SONATRACH. 2007.**
  10. **SONATRACH. ETUDE COMPLETE DU BRUT EXPEDITION UTBS. 2014. p. 26.**
-

# Annexe

## List 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 Oerflsh	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			110,0
2_Main Tower	7,208e-002			162,0
3_Main Tower	7,756e-002			204,9
4_Main Tower	8,304e-002			232,7
5_Main Tower	8,852e-002			252,0
6_Main Tower	9,400e-002			264,9
7_Main Tower	9,948e-002			279,3
8_Main Tower	0,1050			294,9
9_Main Tower	0,1104			311,8
10_Main Tower	0,1159			330,4
11_Main Tower	0,1214			334,5
12_Main Tower	0,1269			335,4
13_Main Tower	0,1323			319,1
14_Main Tower	0,1378			300,7

# Annexe

Annexe 4 :

COUPE		380 +		
<b>Rendement sur brut</b>				
% Pds		20.80	40	" 443.9
% Vol		17.76	45	" 454.5
<b>Position sur brut</b>				
% Pds		79.20-100.00	50	" 465.5
% Vol		82.24-100.00	55	" 474.6
<b>Point initial, °C</b>		384.0	60	" 487.6
5 % Vol		393.6	65	" 503.7
10 "		402.3	70	" 520.0
15 "		410.4	75	" 537.8
20 "		414.8	80	" 556.1
25 "		420.1		
30 "		426.6		
35 "		433.7		
				<b>Point Final, °C</b> 560.0
				<b>Distillat, % Vol</b> 80.9
				<b>Résidu, % Vol</b> 19.1
				<b>Pertes</b> 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	
Installation option				
Bare tube area 1st service [m2]	101.18	134.696	359.966	338
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	2.1567
Number of bays	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 Overfish @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	294,8	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	358,0	36,21	29,38	2,104	19,38
Mass Flow [kg/h]	3,584e+004	5188	6467	1,221e+004	1,176e+004	1002	9621
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	38,52	5,199	6,483	13,50	12,65	1,051	10,09
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]	867,1	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 Tower	12_Main Tower	2,750	3,150
CS-6	13_Main Tower	14_Main Tower	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-LVGO	188,300	753,400

## Annexe

### 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

---

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

---