



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
République Algérienne Démocratique et Populaire  
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



جامعة وهران 2 محمد بن احمد  
Université d'Oran 2 Mohamed Ben Ahmed

معهد الصيانة والأمن الصناعي  
Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle

## Département de Sécurité Industrielle et Environnement

### MÉMOIRE

Pour l'obtention du diplôme de Master

**Filière:** Industries Pétrochimique

**Spécialité:** Pétrochimie

### Thème

**Etude de la performance de la colonne sous vide C101  
de la zone 5 à la raffinerie d'ARZEW**

**Présenté et soutenu publiquement par :**

M. BENAMAR Ahmed

M. DIOUANI Otmane

**Devant le jury composé de :**

Nom et Prénom	Grade	Etablissement	Qualité
M <sup>me</sup> MECHKEN Amel	MCA	IMSI	Président
M <sup>elle</sup> TALBI Zahira	MCA	IMSI	Examinateur
M. MESSABIH Habib	MCA	IMSI	Encadreur

**Septembre 2017**

## Résumé

La plupart des opérations de l'industrie de raffinage et de pétrochimie impliquent soit le chauffage de la matière première soit le refroidissement des produits finis ou semi-finis par des appareils de chauffage (Réchauffeurs) et des fours à chauffage direct ou par des appareils de refroidissement (Aéroréfrigérants) ou des appareils d'échange de chaleur.

Au niveau de la zone de fabrication des huiles de base (Zone 5) à la raffinerie d'Arzew, L'encrassement de faisceau tubulaire de four H101 de l'unité de distillation sous vide (U100) provoque l'augmentation de température des fumées ainsi la consommation excessive de fuel gaz qui influe directement sur la production et sur le bilan économique de la société.

L'objectif de ce sujet c'est de faire une vérification de performance de la colonne sous vide C101 par étude spécifique sur le circuit de chauffage de la charge (la batterie d'échange et le four H101) à l'entrée de la colonne.

## ملخص

تضم معظم العمليات في مصانع التكرير والبتروكيماويات إما تسخين المواد الخام أو تبريد المنتجات النهائية أو شبه المصنعة بواسطة أجهزة التسخين (سخانات) و أفران التسخين المباشرة أو أجهزة التبريد (أبراج التبريد) أو المبادلات الحرارية.

في منطقة تصنيع الزيوت الأساسية (المنطقة 5) في مصفاة أرزيو، يؤدي اتساخ حزمة الأرابيب للفورن H101 لوحدة التقطير الفراغي (U100) إلى زيادة درجة حرارة الأبخرة و كذلك زيادة لاستهلاك الوقود، مما يؤثر بشكل مباشر على الإنتاج والأداء الاقتصادي للشركة.

والهدف من هذا الموضوع هو التحقق من كفاءة عمود التقطير الفراغي من خلال إجراء دراسة محددة سلسلة تسخين الشحنة (جملة المبادلات الحرارية و الفورن H101) في مدخل العمود.

## Mots clés

Raffinage - pétrochimie - fours - échange de chaleur - huiles de base - faisceau tubulaire - distillation sous vide - performance.

## Remerciements

*En premier lieu, nous devons remercier Dieu le Créateur qui nous a donné la force et la patience pour compléter ce travail modeste que nous voulons être bénéfiques au total pour chaque travailleur dans ce domaine.*

*Avant tout développement sur cette expérience académique, il semble approprié de commencer ce rapport de stage par des remerciements, à ceux qui nous ont beaucoup appris au cours de ce stage, et même à ceux qui ont eu la gentillesse de faire de ce stage un moment très profitable.*

*Nous remercions également notre encadreur l'entraîneur qui nous formé et accompagné pendant toute la période de formation avec beaucoup de patience et de sérénité.*

*Nos meilleurs remerciements à tous les membres de nos familles, qui ont toujours été derrière nous au cours de nos études de la scène scolaire au présent; ceci pour l'obtention du diplôme de Master II en Pétrochimie.*

*Enfin, nous tenons également à remercier toute l'équipe pédagogique d'IMSI, pour assurer la partie théorique de celle-ci.*

## Dédicaces

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste de travail

À :

*Mes parents qui ont été les bougies allumant mon chemin vers la réussite;  
pour leur bonté, leur générosité et encouragement,*

*Mon père ;*

*Ma Mère ;*

*Mon frère : YOUNESS, Et toute ma famille BENAMAR ;*

*Mon Amis : FEGHOUL. ;*

*Mes encadreur.*

*Tout le groupe de l'institut IMSI et la Raffinerie d'ARZIW, je vous exprime  
ma vive reconnaissance et je vous assure mon indéfectible amitié.*

*\* AHMED \**

---

*Ce modeste travail est dédié à:*

*Ceux qui m'ont encouragé dans ma vie et qui m'ont donné tant d'amour,*

*La lumière de mes yeux, mes très chers parents :*

*Mon Père ; Ma mère ; Que DIEU me les garde et les protège.*

*A tous mes très chers frères.*

*A tous mes amis de l'enfance.*

*Aux groupes de Raffinerie d'ARZEW.*

*A toute la famille DIOUANI.*

*\* OTMAN \**

# Table des matières

<b>Résumé</b> .....	i
<b>Remerciements</b> .....	ii
<b>Dédicaces</b> .....	iii
<b>Table des matières</b> .....	iv
<b>Table des figures</b> .....	v
<b>Liste des tableaux</b> .....	vi
<b>Liste des annexes</b> .....	vii
<b>Liste des notations</b> .....	viii
<b>Liste des sigles et abréviations</b> .....	ix
<b>Introduction générale</b> .....	01

## **Chapitre I : Présentation de la Raffinerie d'Arzew RA1/Z**

Introduction sur les industries de raffinage en Algérie .....	02
I.1. Historique de la raffinerie d'Arzew (RA1/Z) .....	03
I.2. Capacité de production .....	03
I.3. Présentation générale des départements de production de la raffinerie .....	04
I.3.1 Les utilités .....	05
I.3.2 Les carburants .....	05
I.3.3 Les Bitumes .....	06
I.3.4 Les lubrifiants .....	06
I.4. Laboratoire de contrôle .....	09
I.5. Département de sécurité industrielle .....	10
Conclusion .....	10

## **Chapitre II : Description du procédé de production des huiles de base à la Raffinerie d'Arzew**

II.1. Les lubrifiants et les huiles .....	11
II.1.1 Définition d'un lubrifiant .....	11
II.1.2 Le rôle de lubrification .....	11
II.1.3 Les caractéristiques principales d'une huile de base .....	12
II.1.4 Les types d'huile de base .....	13
II.1.5 Les trois grandes tendances chimiques des huiles .....	13
II.1.6 Classification des huiles .....	14

II.1.7 Classification des huiles des moteurs .....	15
II.2. Chaîne de fabrication des huiles .....	17
II.2.1 La distillation atmosphérique de pétrole brut .....	17
II.2.2 Les unités principales de la zone (5) de fabrication des huiles de base .....	17
II.3. Les additifs.....	28
II.3.1 Le rôle des additifs .....	28
II.3.2 Les principales classes d'additifs.....	28
II.4. Paramètres qui influent sur la chaîne de fabrication de l'huile de basse .....	29
II.4.1 Influence de la température .....	29
II.4.2 Influence de la vitesse de refroidissement .....	29
II.4.3 Influence de la nature de la charge .....	30
II.4.4 Influence de la composition du solvant .....	30
II.4.5 Influence du taux de solvant et la répartition de la dilution du solvant .....	31
Conclusion .....	31

### **Chapitre III : Description du procédé de production des huiles de base à la Raffinerie d'Arzew**

Généralités sur le procédé de la distillation.....	32
III.1. La distillation atmosphérique (primaire) du pétrole brut .....	33
III.2. La distillation sous vide (secondaire) du pétrole brut .....	33
III.3. Unité de distillation sous vide (U100) .....	35
III.3.1 But de l'unité .....	35
III.3.2 Capacité de l'unité .....	35
III.3.3 Produits de l'unité .....	36
III.4. Circuits principaux du procès .....	37
III.4.1 Préchauffe de la charge .....	37
III.4.2 Chauffe de la charge.....	37
III.5. Circuits principaux du procès .....	38
III.5.1 Amélioration de fonctionnement de la colonne de distillation sous vide ...	39
III.5.2 Circuit reflux principal .....	41
III.5.3 Système de vide .....	41
III.5.4 Soutirage et refroidissement des produits .....	42
III.5.5 Circuit de génération de vapeur .....	43
III.5.6 Circuit d'eau tempérée .....	43
III.5.7 Analyseurs .....	44

III.5.8 Les effets des variables du procédé .....	44
III.6. Suivi de fonctionnement de l'unité 100 .....	45
III.6.1 Spécifications techniques de la charge .....	45
III.6.2 Caractéristiques des produits .....	45
III.6.3 Les bilans massiques de charge et des produits .....	46
Conclusion .....	46

#### **Chapitre IV : Circuit de chauffe de la charge**

Introduction .....	47
IV.1. Les modes du transfert de la chaleur .....	47
IV.2. Les équipements de préchauffage et de la chauffe de la charge BRA .....	48
IV.2.1 Circuit de préchauffage de la charge .....	48
IV.2.2 Chauffage de la charge .....	52
Conclusion .....	62

#### **Chapitre V : Calcul de l'efficacité de la batterie d'échange de chaleur et le rendement du four H101**

Introduction .....	63
V.1. Calcul de l'efficacité de la batterie d'échange de chaleur .....	63
V.1.1 Calcul de la quantité de chaleur des échangeurs .....	63
V.1.2 Interprétation des résultats .....	67
V.2. Calcul du rendement du four .....	67
V.2.1 Condition de service du four de l'unité de distillation sous vide .....	67
V.2.2 Les compositions des fumées .....	68
V.3.3 Calcul du rendement du four H101 par la 1 <sup>ère</sup> méthode .....	70
V.2.4 Vérification du rendement du four H101 par la 2 <sup>ème</sup> méthode .....	75
V.2.5 Interprétation des résultats .....	77
<b>Conclusion et recommandations .....</b>	<b>78</b>
<b>Annexes .....</b>	<b>79</b>
<b>Références et bibliographie .....</b>	<b>88</b>

## Table des figures

<b>Figure. I.1</b>	: Location de la raffinerie d'Arzew en ALGERIE .....	02
<b>Figure. I.2</b>	: Photo générale de la Raffinerie d'Arzew_ RA1/Z .....	03
<b>Figure. I.3</b>	: Le Plan de masse de la Raffinerie d'Arzew_ RA1/Z .....	04
<b>Figure. II.1</b>	: Fabrication d'huile de lubrifiant à partir d'un mélange .....	11
<b>Figure. II.2</b>	: Schéma de Production des huiles de base .....	18
<b>Figure. II.3</b>	: Schéma simplifié de la distillation sous vide .....	19
<b>Figure. II.4</b>	: Schéma simplifié du désasphaltage au propane .....	21
<b>Figure. II.5</b>	: Schéma simplifié de l'extraction au furfural .....	22
<b>Figure. II.6</b>	: Schéma simplifié du déparaffinage au MEK/Toluène .....	24
<b>Figure. II.7</b>	: Schéma simplifié de l'hydrofinishing .....	25
<b>Figure. II.8</b>	: Schéma simplifié de la boucle d'huile chaude .....	26
<b>Figure. II.9</b>	: Schéma de mélange et fabrication des huiles finies .....	27
<b>Figure. III.1</b>	: Le principe de base d'une distillation .....	32
<b>Figure. III.2</b>	: Les principaux produits issus de distillation .....	34
<b>Figure. III.3</b>	: le four H101 de chauffage de la charge .....	38
<b>Figure. III.4</b>	: le système de vide et le reflux principal de La colonne C101 .....	41
<b>Figure. III.5</b>	: Soutirage et refroidissement des produits .....	42
<b>Figure. III.6</b>	: Circuit de génération de vapeur .....	44
<b>Figure. IV.1</b>	: Echangeur à contre courant .....	49
<b>Figure. IV.2</b>	: Echangeur à courant parallèle .....	49
<b>Figure. IV.3</b>	: Echangeur à plaques .....	50
<b>Figure. IV.4</b>	: Les échangeurs spiraux .....	50
<b>Figure. IV.5</b>	: Echangeur à double tube .....	50
<b>Figure. IV.6</b>	: Echangeur à faisceau et calandre .....	51
<b>Figure. IV.7</b>	: Régulation du four H101 .....	53
<b>Figure. IV.8</b>	: Le four H101 de l'unité 100 de la raffinerie d'Arzew .....	55
<b>Figure. IV.9</b>	: Four à cabine typique au four H101 .....	56
<b>Figure. IV.10</b>	: Bilan thermique d'un four .....	61

## Liste des Tableaux

<b>Tableau. I.1</b>	: Capacités annuelles de production de différentes unités .....	04
<b>Tableau. II.1</b>	: Caractéristiques des familles d'hydrocarbure .....	14
<b>Tableau. II.2</b>	: Comparaison des viscosités de deux l'huile de grade pour l'été .....	16
<b>Tableau. II.3</b>	: Caractéristiques du four H151 .....	26
<b>Tableau. II.4</b>	: Caractéristiques du four P151 .....	26
<b>Tableau. III.1</b>	: les produits issus de l'unité de distillation sous vide .....	36
<b>Tableau. III.2</b>	: Les soutirages latéraux de la distillation sous vide et ses paramètres .....	39
<b>Tableau. III.3</b>	: Les reflux de la colonne .....	40
<b>Tableau. III.4</b>	: Caractéristiques de la charge.....	45
<b>Tableau. III.5</b>	: Caractéristiques des produits soutirés .....	45
<b>Tableau. III.6</b>	: Rendements des produits soutirés (réel et design) .....	46
<b>Tableau. IV.1</b>	: Les principales réactions de combustion .....	59
<b>Tableau. V.1</b>	: Paramètre de l'échangeur de chaleur E101A/B .....	64
<b>Tableau. V.2</b>	: Paramètre de l'échangeur de chaleur E102 .....	64
<b>Tableau. V.3</b>	: Paramètre de l'échangeur de chaleur E103 .....	65
<b>Tableau. V.4</b>	: Paramètre de l'échangeur de chaleur E104 .....	65
<b>Tableau. V.5</b>	: Paramètre de l'échangeur de chaleur E105 .....	66
<b>Tableau. V.6</b>	: Paramètre de l'échangeur de chaleur E106 A/B .....	66
<b>Tableau. V.7</b>	: Coefficient d'échange global U pour les différent échangeurs .....	67
<b>Tableau. V.8</b>	: Conditions de marche du four H101 (Cas de design) .....	68
<b>Tableau. V.9</b>	: Tableau récapitulatif de la composition des fumées .....	68
<b>Tableau. V.10</b>	: Paramètres de fuel gaz .....	70
<b>Tableau. V.11</b>	: Analyse chromatographique de fuel gaz .....	71
<b>Tableau. V.12</b>	: Conditions de la vapeur surchauffée .....	72
<b>Tableau. V.13</b>	: Conditions de la vapeur surchauffée injectée avec la charge .....	73
<b>Tableau. V.14</b>	: Les paramètres de la charge (BRA) .....	73
<b>Tableau. V.15</b>	: Enthalpie des fumées dans le cas design .....	75
<b>Tableau. V.16</b>	: Enthalpie des fumées dans le cas réel .....	76
<b>Tableau. V.17</b>	: Bilan thermique du four H101 .....	77

## Table des annexes

<b>Annexe .II.1</b>	Débits et températures des différents échangeurs .....	79
<b>Annexe .III.1</b>	Détermination de la température d'ébullition à partir de la distillation TBP .. .....	80
<b>Annexe .V.1</b>	Pouvoir calorifique inférieur massique $PCI_m$ de composés organiques purs (À 20 °C) .....	81
<b>Annexe .V.2</b>	Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz sous pression atmosphérique .....	82
<b>Annexe .V.3</b>	Diagramme de Mollie (Enthalpie de vapeur d'eau) .....	83
<b>Annexe .V.4</b>	Variation de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide en fonction de la température .....	84
<b>Annexe .V.5</b>	Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides .....	85
<b>Annexe .V.6</b>	Abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières .....	86
<b>Annexe .V.7</b>	Description du procédé de décokage air –vapeur du four H101 .....	87

## Liste des notations

$A_s$	Surface d'échange	[m <sup>2</sup> ]
$a_0$	Surface d'échange du tube	[m <sup>2</sup> ]
$DTLM$	Différence de température logarithmique moyenne	[°C]
$U_s'$	Coefficient d'échange par choix	[kcal / h.m <sup>2</sup> °C]
$Q$	Quantité de chaleur	[Kcal/kg]
$R_s$	Résistance d'encrassement	[h.m. <sup>2</sup> °C/kcal]
$T_1$	Température d'entrée côté calandre	[°C]
$T_2$	Température de sortie côté calandre	[°C]
$T_c$	Température calorique côté calandre	[°C]
$t_c$	Température calorique côté tube	[°C]
$T_{mav}$	Température moyenne pondérée	[°R]
SpGr	Specific gravity	[60°F/60°F]
$C_p$	La chaleur spécifique	[J/ kg °C]
$H$	Enthalpie	[kcal/kg]
$H_v$	Enthalpie phase vapeur	[kcal/kg]
$H_L$	Enthalpie phase liquide	[kcal/kg]
$PCI$	Pouvoir calorifique inférieur	[kcal/Nm <sup>3</sup> ]
$C$	coût de l'échangeur	\$
$c$	coût unitaire du m <sup>2</sup> de surface de l'échangeur de référence	\$/m <sup>2</sup>
$e$	Pourcentage d'évaporation	%

### Lettres grecques

$\lambda$	Conductivité thermique	[W/m. °C]
$\mu$	Viscosité dynamique du fluide	[kg/m.s]
$\pi$	3,14159	radians
$\eta$	Rendement de four	[%]
$\rho$	Masse volumique du fluide	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\varepsilon$	Efficacité	/

### Nombres adimensionnels

$Re$	Nombre de Reynolds
$NUT$	Nombre de transfert des unités
$K_{uop}$	Facteur de Watson
$N_t$	Nombre de tubes
$n_t$	Nombre de passe côté tube
$n_c$	Nombre de passe côté calandre
$R$	Rapport calorifique
$N_c$	Nombre des chicanes

### Indices

$e$	Entrée
$s$	Sortie

## Liste des sigles et abréviations

API: American petroleum institute	PEHD: polyéthylène haute densité
ASTM: American Society for Testing Materials	PAO: Poly Alpha Oléfines
BHM : Brut de Hassi Messaoud	PCI : Pouvoir Calorifique Inférieur
BP : British Pétroleum	PCS : Pouvoir Calorifique Supérieur
BP: Basse Pression	ppm : Partie Par Million
BRA : Brut Réduit Atmosphérique	RDC : Contacteur à Disque Rotatif
BRI: Brut Réduit Importé	RSV: Résidu Sous Vide
BS: Bright Stock	SAE: Society of Automotive Engineers
CO: Oxyde de Carbone	SPO: Spindle Oil
cPo: centipoises	TBP: True Boiling Point
cSt: centistokes	VGO : Gasoil lourd sous vide (Vacuum Gasoil)
DAO: De-Asphalted Oil	VI : indice de viscosité
FG: Fuel gaz	VO: visqueuse oïl
FI : Indicateur de Débit	
FRC : Contrôleur enregistreur de débit	
GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié	
HB3 : Huile de Base 3	
HB4 : Huile de Base 4	
HDO: Heavy Duty Oil	
HP: Haute Pression	
IO: indice d'octane	
LIC : Contrôleur Indicateur de Niveau	
LI : Indicateur de Niveau	
LPG: Liquefied Pétroleum Gas	
Mb/j : Millions de barils par jour	
MEC: Méthyle Ethyle Cétone	
MEK : Méthyle Ethyle Cétone	
MP: Moyen Pression	
MVO : mi-visqueuse oïl	

## ***Introduction générale***

L'industrie du raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire à partir du pétrole brut des produits commerciaux allant des gaz aux lubrifiants dont diverses industries en besoin.

A cause du prix élevé de la maintenance des équipements et l'influence de ces réparations sur la production, et avec l'accroissement du prix des machines et des appareils utilisés dans ce type d'industrie, la protection des appareils prend une grande ampleur.

Durant notre stage, nous nous sommes intéressés, plus particulièrement, à l'unité de distillation sous vide (U100), elle est destinée à séparer le brut réduit atmosphérique BRA à plusieurs fractions. Cette unité est destinée pour traiter 1356 t/j du BRA de la zone 4 et préparer les trois distillats (SPO, SAE10, SAE30) qui seront transformés en huile de base en plus du gasoil, slop-cut léger et lourd et un résidu sous vide RSV.

Dans cette unité, une température plus basse par rapport au design de la charge BRA à l'entrée du four (235 C° au lieu de 280 C°), causée par une perte de chauffe au niveau de la batterie d'échange.

Notre objectif consiste à faire :

- Le Calcul de l'efficacité de la batterie d'échange de chaleur de la charge à l'entrée du four ;
- Un calcul de vérification du rendement du four dont ses performances ont baissé considérablement ces dernières années.

Le contenu de ce mémoire s'articule autour des chapitres suivants :

- ✓ Le premier chapitre est consacré à la présentation de la raffinerie d'Arzew ;
- ✓ Le deuxième chapitre comprend une généralité sur la fabrication des huiles de base à la zone 5 ;
- ✓ Le troisième chapitre est consacré à la description détaillée de l'unité 100 de la distillation sous vide ;
- ✓ Le quatrième chapitre concerné le circuit de la chauffe de la charge ;
- ✓ Le cinquième chapitre représente la partie pratique, il comprend un Calcul l'efficacité de batterie d'échange de chaleur et rendement du four H101.

Pour terminer, notre étude s'achève par une conclusion générale et des recommandations.

## Introduction sur les industries de raffinage en Algérie

L'Algérie est un pays membre de l'organisation des pays exportateurs de pétrole OPEP et du forum des pays exportateurs de gaz <sup>[2]</sup>.

Les réserves prouvées de pétrole de l'Algérie étaient estimées par BP à 1,5 milliards de tonne fin 2015 (12,2 milliards de barils), soit 21 années de production au rythme de 2015 ; ces réserves classaient l'Algérie au 17<sup>e</sup> rang en Afrique <sup>[3]</sup>.

En 2015, l'Algérie a produit 68,5 Mt (millions de tonnes) de pétrole, soit 1,59 Mb/j (millions de barils par jour), en baisse de 0,4 % en 2015 et de 20,3 % depuis 2005 ; elle se classe au 18<sup>e</sup> rang mondial avec 1,6 % de la production mondiale et 3<sup>e</sup> rang en Afrique <sup>[3]</sup>.

L'entreprise Sonatrach est le groupement pétrolier algérien chargé de la production, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures ; elle a été classée la 1<sup>ère</sup> en Afrique et le 12<sup>e</sup> au monde (groupe petroleum Intelligence Weekly) (2011) ;

La division raffinage contient cinq raffineries, il s'agit de : <sup>[4]</sup>

- ✓ Raffinerie Arzew ;
- ✓ Raffinerie d'Alger ;
- ✓ Raffinerie de Skikda ;
- ✓ Raffinerie d'Adrar ;
- ✓ Raffinerie de Hassi Massaoud.

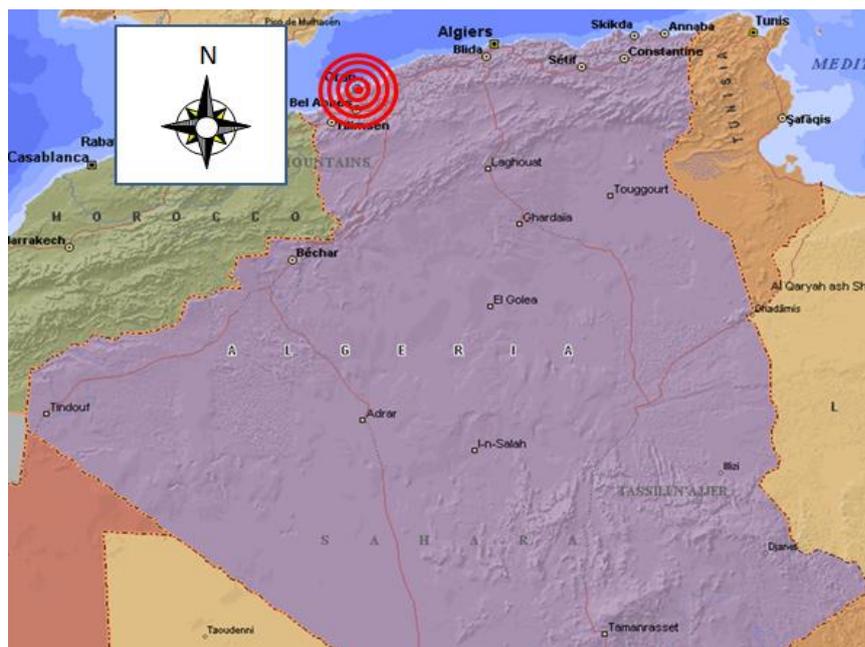


Fig. I.1 : La situation de la raffinerie d'Arzew en ALGERIE

## I.1 Historique de la raffinerie d'Arzew (RA1/Z)

La raffinerie d'Arzew est le 2<sup>ème</sup> complexe le plus important dans la Division du raffinage, il s'étale sur une superficie de 170 Ha et il est implanté sur le plateau d'ELMOHGUEN à Arzew et plus loin de 40 Km à Oran.

La capacité de production annuelle de cette raffinerie est de 3,75 million de tonne, elle alimente l'Ouest du pays avec l'exportation des produits excédentaires via le terminal pétrolier d'Arzew <sup>[6]</sup>.



**Fig. I.2 :** Vue générale de la Raffinerie d'Arzew RA1/Z

## I.2 Capacité de production

Le complexe RA1/Z traite 3,75 millions Tonnes/an de pétrole brut acheminé du Sahara par pipeline et plus de 280.000 Tonnes/an de brut réduit importé (BRI) à partir des pays du Golfe pour la production des bitumes.

La production annuelle en produits différents est récapitulée dans le tableau (I.1) ci-dessous.

Tableau. I.1 : Capacités annuelles de production des différents produits à la raffinerie d'Arzew<sup>[5]</sup>

Produit	Quantité (Tonnes/An)		
	Cas Design	Après Revamping	Quantité Additionnelle
Butane	70.000	12.784	-57.216
Propane	30.000	77.422	47.422
Naphta	200.000	460.747	260.747
Essence normale	490.000	700.000	130.000
Essence super	80.000		
Kérosène	150.000	321.374	171.374
Gas oil	980.000	1.516.174	536.174
Fuel BTS	550.000	800.942	250.942
<b>Total</b>	<b>2.550.000</b>	<b>3.889.443</b>	<b>1.339.443</b>

### I.3 Présentation générale des départements de production de la raffinerie

La raffinerie d'Arzew est compartimentée en 30 zones dont les quasi-totalités se sont les unités de production et de stockage comme l'indique le plan de masse ci-dessous (fig I.3).

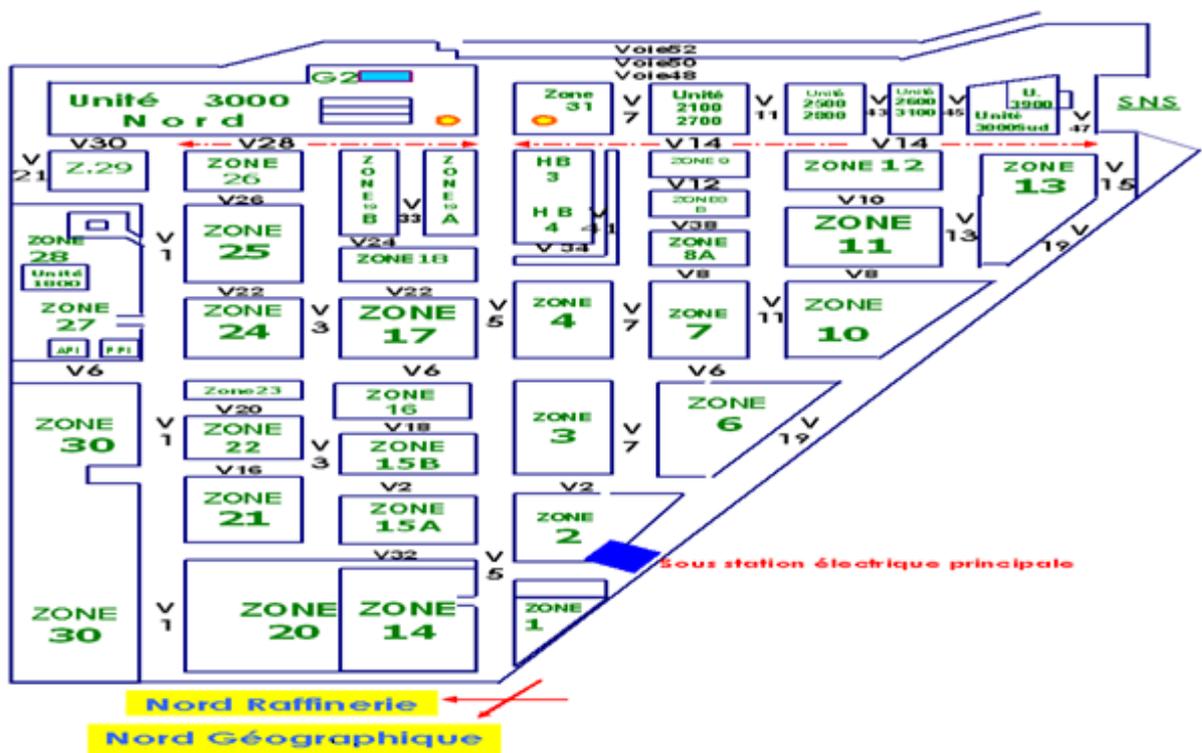


Fig. I.3 : le plan de masse de la Raffinerie d'Arzew RA1/Z

La raffinerie d'Arzew a été conçue pour :

- ✓ Valoriser le pétrole brut de Hassi-Messaoud par son traitement local ;
- ✓ Satisfaire les besoins de consommation en carburants pour la région Ouest, et les lubrifiants et les bitumes pour le marché national.

Le démarrage des unités a été lancé, par la mise en exploitation de l'unité des utilités, partir du mois de juillet 1972. L'ensemble des unités de la Raffinerie est entré en service en mars 1973. Depuis, plusieurs travaux d'extension ont été menés.

La raffinerie est constituée de plusieurs unités complémentaires et successives qui déterminent le cheminement du flux produit <sup>[6]</sup>.

### **I.3.1 Les utilités**

Deux unités d'utilités (zone 3 et zone 19) produisent et assurent la distribution, pour les besoins de fonctionnement des différentes installations en :

- ✓ Eau distillée;
- ✓ Electricité;
- ✓ Air service et instrument;
- ✓ Eau de refroidissement traitée;
- ✓ Fuel gaz (FG);
- ✓ Vapeur.

### **I.3.2 Les carburants**

#### **I.3.2.1 L'unité de distillation atmosphérique (U11)**

Est l'unité principale du complexe qui traite le pétrole brut algérien. Les produits obtenus au niveau de cette unité sont: Gaz de pétrole liquéfié GPL, Naphta lourd, Naphta léger, Kérosène, Gasoil et le brut réduit atmosphérique BRA, qui constitue la charge principale pour les unités de distillation sous-vide pour la production des huiles de base.

#### **1.3.2.2 L'unité de reforming catalytique (U12)**

Le Naphta lourd de l'unité de distillation atmosphérique est traité dans cette unité dont le but est de produire une base à indice d'octane (IO) élevé (réformat), des GPL et un gaz riche en hydrogène.

### **I.3.2.3 L'unité de traitement de gaz (U13)**

Les gaz de pétrole liquéfiés obtenus dans les unités de distillation atmosphérique et de reforming catalytique sont traités dans cette unité et séparés en Propane et Butane.

## **I.3.3 Les Bitumes**

### **I.3.3.1 L'unité de flash sous-vide (U14)**

Le brut réduit importé BRI et fractionné en gasoil sous vide et en produit visqueux obtenu en fond de colonne lequel est traité dans la section de soufflage à l'air pour obtenir du bitume pur (direct) communément appelé bitume routier. Les asphaltes provenant des unités de désasphaltage au propane sont mélangés au bitume direct pour obtenir les bitumes routiers. L'expédition des bitumes purs se fait par camion ou par bateau. Une ligne chauffée électriquement relie la raffinerie au port à cet effet.

### **I.3.3.2 L'unité de bitume oxydé (U15)**

Le bitume direct mélangé avec du gazole sous vide constitue la charge de cette unité ou blown stock. Le bitume oxydé est obtenu par oxydation poussée avec de l'air. Ce bitume est conditionné dans des sacs plastiques de 25 Kg .où il est utilisé généralement pour l'étanchéité.

## **I.3.4 Les lubrifiants**

La raffinerie d'Arzew dispose de :

- ✓ Deux chaînes de production d'huile de base de capacités annuelles respectives de 48.000 T/A et 120.000 T/A ;
- ✓ Deux unités de fabrication, de mélange et de conditionnement des huiles finies ;
- ✓ Deux unités de production et de conditionnement des graisses.
- ✓ Une unité de traitement et de deux unités de moulage de la paraffine ;

### **I.3.4.1 Les deux chaînes de production d'huiles de base**

Elles disposent respectivement des unités suivantes:

- Distillation sous vide ;
- Désasphaltage au propane ;
- Extraction des aromatiques au furfural ;
- Déparaffinage à la méthyle-éthyle-cétone et au toluène ;
- Hydrofinishing des huiles.

**I.3.4.1.1 L'unités de distillation sous vide (U21 et 100)**

Le brut réduit de l'unité de distillation atmosphérique est fractionné dans les unités de distillation sous-vide pour obtenir les produits intermédiaires suivants:

- ✓ Gasoil sous vide ;
- ✓ Les distillats: spindle, mi-visqueuse ou SAE 10, visqueuse ou SAE 30 ;
- ✓ Un résidu court.

**I.3.4.1.2 Les unités de désasphaltage au propane (U22 et 220)**

Le résidu court de l'unité de distillation sous-vide y est traité avec un solvant sélectif, pour séparer l'huile lourde de l'asphalte ; le produit obtenu s'appelle l'huile désasphaltée (DAO) ; l'asphalte est envoyé vers l'unité de bitume routier.

**I.3.4.1.3 Les unités d'extraction au furfural (U23 et 300)**

Le furfural est utilisé comme solvant sélectif pour l'élimination des aromatiques et des naphènes et permet d'améliorer l'indice de viscosité des trois distillats obtenus dans l'unité de distillation sous vide et de l'huile désasphaltée obtenue dans l'unité désasphaltage au propane.

Quatre raffinats sont ainsi obtenus: Spindle, Mi- visqueuse ou SAE 10, Visqueuse ou SAE 30 et le Bright stock.

**I.3.4.1.4 Les unités de déparaffinage des huiles (U24 et 400)**

Le mélange méthyle-éthyle-cétone (MEC) et le toluène est utilisé comme solvant sélectif pour:

- ✓ Extraire la paraffine ayant le point d'écoulement élevé des quatre raffinats et obtenir quatre huiles déparaffinées : Spindle, Mi- visqueuse ou SAE 10, Visqueuse ou SAE 30 et le Bright stock ;
- ✓ Extraire l'huile contenue dans la paraffine pour améliorer la consistance et le point de fusion de ce dernier.

#### **I.3.4.1.5 Les unités de traitement des huiles à l'hydrogène (U25 et 500)**

Les quatre huiles déparaffinées y sont traitées alternativement avec de l'hydrogène dans un réacteur contenant un catalyseur à base de fer, de cobalt et de molybdène.

Pour les quatre huiles de base finies obtenues, ce traitement améliore: la couleur, la stabilité thermique et la résistance à l'oxydation.

#### **I.3.4.2 Les unités de fabrication et de remplissage des huiles finies (U51et U3100)**

Les quatre huiles de base obtenues après l'unité de traitement à l'hydrogène sont mélangées à des additifs selon une formulation pour chaque qualité d'huile des moteurs et industrielle à fabriquer : 14 grades d'huiles moteurs, 39 grades d'huiles industrielles.

Le conditionnement est fait en fûts de 180 Kg pour les 2 types, en bidons de 2L et 5L pour les huiles moteurs.

#### **I.3.4.3 L'unités de production et de conditionnement des graisses (U52 et 3200)**

Cinq qualités de graisses sont produites, selon une formulation, en mélangeant les huiles de base avec des additifs et des produits chimiques. Deux unités de production de graisse, existent:

- ✓ La première est une unité de fabrication par batch discontinu.
- ✓ La seconde est une unité de fabrication en continu suivant le "Procédé Texaco"

Le conditionnement se fait dans des fûts de 180 Kg, des sceaux de 16 Kg et des boîtes de 1 Kg ; le conditionnement et l'emballage est une production qui est faite en discontinu. L'unité 3100 doit pouvoir coordonner ces deux types de production, en gérant leurs différentes contraintes internes telle que les conditions fonctionnelles : qualité de l'huile dans les bacs, capacité des bacs... et des contraintes externes, principalement la demande des clients.

Le contrôle de production dans cette unité implique la satisfaction simultanée de ces contraintes ce qui rend le problème difficile, sans oublier la soumission de l'unité à des perturbations liés aux pannes et aux arrêts de maintenance.

#### **I.3.4.4 L'unités de traitement de la paraffine (U53 et 600)**

La raffinerie dispose de deux unités de traitement de la paraffine :

- ✓ La première qui utilise le "procédé" de la percolation par la bauxite est abandonnée pour des raisons d'environnement.
- ✓ La seconde utilise le traitement à l'hydrogène à travers un catalyseur ; la stabilité et la couleur de la paraffine y sont améliorées.

#### **I.3.4.5 L'unités de moulage de la paraffine (U54 et 3300)**

La raffinerie dispose de deux unités de moulage de la paraffine: Pour la première, le refroidissement est assuré avec de l'eau. Pour la seconde, un système de réfrigération à l'ammoniac est utilisé.

La paraffine, à l'état liquide après son passage dans l'unité de traitement à l'hydrogène, est refroidie et moulée sous forme de pains de 5 Kg.

#### **I.3.4.6 L'unité d'emballage divisionnaire (U3900)**

Cette unité permet de fabriquer des bidons de 2L et 5L, destinés au conditionnement des huiles moteur, à partir du polyéthylène haute densité (PEHD) ; ainsi que fabrique également des boîtes de 1 kg pour le conditionnement des graisses. Les opérations de remplissage, de capsulage et de fardage sont complètement automatisées.

### **I.4 Laboratoire de contrôle**

Durant toutes les étapes de raffinage au niveau des différentes unités, les produits semi finis et finis sont soumis selon un programme bien défini à un contrôle de qualité rigoureux au niveau du laboratoire.

Le laboratoire contrôle aussi la qualité des eaux, les rejets et procédé aux analyses des différents échantillons spéciaux.

## I.5 Département de sécurité industrielle

Etant donné les dangers, et les risques continus qui peuvent se présenter dans une raffinerie de pétrole tel qu'explosions, incendies, intoxications, et électrocution.

Le rôle du département de sécurité dans ce contexte est primordial pour la préservation du patrimoine humain et matériel ; il comporte 3 services :

- Service Protection de l'environnement;
- Service prévention;
- Service intervention.

## Conclusion

Une raffinerie de pétrole est l'usine où l'on procède au fractionnement du pétrole, ce qui permet d'obtenir une très grande variété de produits gazeux (propane et butane), liquides (essences, gazoil et fuel) et même solide (bitume).

La raffinerie d'Arzew est le deuxième important complexe pétrochimique dans cette région. Elle répond aux impératifs suivants:

- ✓ Traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud;
- ✓ Traiter le brut réduit importé (BRI) pour la production des bitumes.

## II.1 Les lubrifiants et les huiles

### II.1.1 Définition d'un lubrifiant

Un lubrifiant est une matière onctueuse, d'une couleur claire, soit liquide, semi plastique ou solide, elle est fabriquée à partir d'un mélange d'huiles de base (**80%-90%**) et d'additifs (**10%-20%**) qui confère aux produits finis des propriétés physico-chimiques selon le domaine d'application ; c'est tout corps utilisé pour éviter tout contact de deux corps qui déplacent l'un par rapport à l'autre afin d'atténuer le frottement et l'usure entre ces deux pièces et autres intérêt, le Figure (II.1) schématisé des compositions pour fabrication d'huile de lubrifiant à partir des additifs et l'huile de basse.



Fig. II.1 : Fabrication d'huile de lubrifiant à partir d'un mélange

### II.1.2 Le rôle de lubrification

Les rôles essentiels de la lubrification peuvent se résumer ainsi :

- ✓ Assurer la sécurité de fonctionnement en évitant les contacts métal-métal qui entraîneraient le grippage ;
- ✓ Protection des surfaces métalliques ;
- ✓ Protection contre la corrosion ;
- ✓ Diminution des bruits de moteurs ;
- ✓ Transmettre de la chaleur et de l'énergie ;
- ✓ Protection de l'usure et de frottement ;
- ✓ Elimination des résidus et les impuretés.

Comme elle joue d'autres rôles tels que le refroidissement, la dispersion et la neutralisation des produits de combustion des fuels.

## II.1.3 Les caractéristiques principales d'une huile de base

### II.1.3.1 Caractéristiques physiques

Ces huiles de base doivent avoir des propriétés précises, déterminées au niveau de l'laboratoire par la norme ASTM 11, qui sont :

✓ **Viscosité (Norme ASTM D445)**

La viscosité est la propriété la plus connue de l'huile lubrifiante, est une grandeur physique qui mesure la résistance interne d'un fluide à l'écoulement ; c'est une résistance due au frottement des molécules qui glissent les unes sur les autres. Elle décroît quand la température s'élève et se mesure dans l'industrie en centipoises <sup>[7]</sup> ;

✓ **Point d'écoulement (Norme ASTM D97)**

C'est la température minimale à laquelle l'huile peut encore couler après avoir été refroidie jusqu'au point de figeage (point de congélation) sans agitation dans des conditions normalisées <sup>[7]</sup> ;

✓ **Point d'éclair (Norme ASTM D92)**

C'est la température minimale à laquelle l'huile doit être portée pour que les vapeurs émises s'enflamment et s'éteignent instantanément à l'approche d'une flamme. Il permet de juger la présence des légers dans l'huile <sup>[8]</sup> ;

✓ **Densité (Norme ASTM D1298)**

Si deux huiles ont une même viscosité à une température déterminée, mais des densités différentes, alors l'huile d'une plus faible densité contient des hydrocarbures présentant plus de valeur, au point de vue propriétés physiques, que l'huile qui a une densité plus élevée <sup>[8]</sup> ;

✓ **Résistance à l'oxydation et stabilité thermique**

C'est dégradation des caractéristiques des huiles sous l'influence de l'oxygène et de la température <sup>[8]</sup>.

### II.1.3.2 Caractéristiques chimiques

La plus importante est la tenue à l'oxydation, elle sert à éviter la formation des acides naphthéniques, des gommages, des asphaltènes qui provoquent la formation de dépôts entraînant la corrosion des pièces.

### II.1.4 Les types d'huile de base

La composition d'huile de bases différent est reste jusqu'à présent une science très empirique et controversée ; il existe deux types :

✓ **Les bases minérales**

Elles sont fabriquées à partir du pétrole après diverses séparations du complexe de raffinage ; elles sont bien utilisées dans l'application automobile qu'industrielle ;

✓ **Les bases synthétiques**

Les bases de synthèse sont obtenues par réaction chimique de deux grandes familles de produits qui sont utilisées pour la formulation des lubrifiants : les esters d'origine végétale, en particulier les **PAO (Poly-Alpha –Oléfines)** préparés à partir d'Ethylène.

Ces produits présentent d'excellentes propriétés physique telles que :

- Un indice de viscosité élevé ;
- Un point d'écoulement très bas ;
- Une volatilité faible ;
- Une stabilité thermique <sup>[7]</sup>.

### II.1.5 Les trois grandes tendances chimiques des huiles

Selon que le pétrole brut appartient aux familles paraffinages ou naphthéniques, les huiles de base sont classées par leurs tendances chimiques <sup>[9]</sup>:

✓ **Tendance paraffinique**

Les paraffines ramifiées qui sont les plus intéressants doivent être en quantité appréciable dans les fractions lubrifiantes des bruts paraffiniques. Par contre les paraffines à chaîne droite de poids moléculaire élevé augmentent la température de congélation des huiles et doivent être retirées par déparaffinage ;

✓ **Tendance naphthénique**

Ce sont des hydrocarbures saturés cycliques ou polycycliques, ils sont moins stables à l'oxydation que les paraffines ; Les naphthènes ayant seulement quelques cycles par molécule et possèdent de longues chaînes paraffiniques sont les composés désirés dans les huiles dégraissage ;

### ✓ Tendances aromatique

Ce sont des hydrocarbures non saturés cycliques avec une ou plusieurs chaînes latérales. Ces composés forment de produits résineux et asphaltés par oxydation du fait de leurs défauts, les produits à tendances aromatiques doivent être éliminés.

Ces familles d'huiles sont caractérisées par le tableau suivant :

**Tableau. II.1:** Caractéristiques des familles d'hydrocarbure

Les familles d'hydrocarbure	Indice de Viscosité	Point d'écoulement	Bon pour les huiles de bases
Normo-paraffinique	Haut	Haut	Non
Iso-paraffinique	Haut	Haut	Non
Iso-paraffinique très substituées	Haut	Moyen	Oui
Hydrocarbure monocyclique avec longue chaîne latérale	Haut	Bas	Oui
Hydrocarbures polycycliques condensés	Bas	Bas	Non

## II.1.6 Classification des huiles

Les types d'huiles lubrifiantes utilisées dans l'industrie couvrent un large éventail de produits ; d'après leur destination on les classe suivant <sup>[14]</sup>:

### II.1.6.1 Les huiles industrielles

Sont divisées à leur tour en trois groupes :

- Légères : viscosité cinématique = 4-10 cst ;
- Moyennes : viscosité cinématique = 12-50 cst ;
- Lourdes : viscosité cinématique = 9-36 cst.

### II.1.6.2 Les huiles cylindres

Elles sont utilisées pour lubrifier les cylindres des machines à vapeur et leurs pistons ; elles doivent posséder une bonne stabilité à l'oxydation.

### **II.1.6.3 Les huiles de turbine**

Ces huiles sont utilisées pour la lubrification et le refroidissement des paliers des turbines à vapeur et hydraulique, des alternateurs et des génératrices.

### **II.1.6.4 Les huiles pour moteurs et machines**

Des huiles à faible variation de viscosité avec la température (huile à haut indice de viscosité) sont nécessaires pour les moteurs d'avions et les automobiles fonctionnant dans des conditions difficiles, ainsi que pour des machines soumises à de larges variations de température.

Pour les huiles d'avion, elles sont divisées selon la saison. En hiver, elles doivent avoir une viscosité très faible et une température de congélation plus basse.

### **II.1.6.5 Les huiles isolantes**

Elles sont utilisées pour les transformateurs et condenseurs.

### **II.1.6.6 Les huiles noires**

Ce sont des huiles de qualité inférieure obtenues par mélange de résidus lourds et de poix. Utilisées pour des usages grossiers (essieux de wagons par exemple).

### **II.1.6.7 Les huiles de vaseline ou huiles blanches (spéciales)**

Ces huiles sont utilisées en pharmacie.

### **II.1.6.8 Les huiles de coupes**

Elles sont utilisées pour le travail des métaux.

## **II.1.7 Classification des huiles des moteurs**

Il existe deux types de classification :

- Classification d'après leur viscosité;
- Classification selon le mode de fonctionnement de moteur (classification de service).

### II.1.7.1 Classification SAE

Toutes les huiles sont généralement classifiées suivant les standards **SAE** (Society of Automotive Engineers) ; Il existe 11 grades <sup>[9]</sup> :

- ✓ Il y a 6 grades pour l'hiver W (Winter) et 5 grades pour l'été ; 0W, 5W, 10W, 15W, 20W, 25W ; ces grades sont caractérisés par deux viscosités à basse température pour :
  - L'aptitude de l'huile à favoriser le démarrage à froid ;
  - La Pompabilité à froid.
- ✓ Et 5 grades pour l'été : SAE20, SAE30, SAE40, SAE50, SAE60. Ils sont caractérisés par deux viscosités à chaud, ces viscosités sont prises à 100°C :
  - Sous faible taux de cisaillement (viscosité cinématique) ;
  - Taux de cisaillement élevé (viscosité dynamique).

Au dessous un tableau pour comparaison des viscosités de deux l'huile de grade pour l'été.

**Tableau. II.2** : Comparaison des viscosités de deux l'huile de grade pour l'été

	Viscosité cinématique à 100°C (cSt)	Viscosité dynamique à 150°C (cPo)
SAE20	5,6 - 9,3	2,6
SAE30	9,3 - 12,5	2,9

Ces huiles sont recommandées :

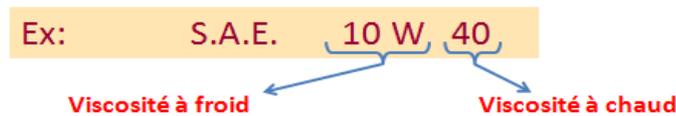
- ✓ SAE30, SAE20: Pour un climat tempéré ;
- ✓ SAE40, SAE50: Pour un climat chaud.

Ces huiles sont appelées mono-grade c'est-à-dire qui sont utilisées seulement, soit en été soit en hiver.

Il existe des huiles multigrades, qui sont utilisées pendant toute année, en été et en hiver. Ce sont : 10W30, 10W40, 10W50; 15W30, 15W40, 15W50; 20W20, 20W30, 20W40, 20W50.

Ces huiles possèdent à la fois les limites de viscosité d'un grade à froid et d'un grade à chaud ; et se distinguent par leur point de congélation très bas et l'indice de viscosité très haut

Exemple :



### II.1.7.2 Classification de service (API)

Cette classification a été établie par l'API et a déterminé trois types d'huiles selon les types d'additifs ajoutés<sup>[9]</sup> :

- ✓ Huiles ordinaires (Regular Motor Oil) : Ce sont des huiles non inhibées, donc exemptes de tout additif quel que soit le type ;
- ✓ Huiles super (Premium Oil) : Ce sont des huiles contenant uniquement additif anti-oxydation ;
- ✓ Huiles pour service sévère (Heavy Duty Oil) : Ce sont des huiles inhibées d'additif anti-oxydation, additifs dispersants et détergents.

## II.2 Chaîne de fabrication des huiles

### II.2.1 La distillation atmosphérique de pétrole brut

Le pétrole brut est chauffé à une température avoisinant les 350°C ; il se vaporise partiellement et suivant la volatilité de ses constituants, il se sépare en (**coupes**) que l'on recueille sur les différents plateaux placés le long de la colonne ; on obtient en haut de la tour de distillation les gaz, les essences puis sur les plateaux inférieurs le kérosène, puis les gasoils et enfin en bas de la tour les produits lourds qui serviront à la fabrication des huiles de graissage, jusqu'aux bitumes.

### II.2.2 Les unités principales de la zone (5) de fabrication des huiles de base

Les installations de fabrication des huiles regroupent un ensemble de cinq unités disposées en chaîne, ayant chacune un procédé de traitement spécifique.

La zone de lubrifiants 2 (zone 5) assure la production des huiles de base à partir de brut réduit atmosphérique (BRA), la capacité de production est de 120 000 T/an.

Elle englobe deux compartiments <sup>[10]</sup> :

- ✓ **HB3** : composé des unités suivantes :
  - **Unité 100** : Distillation sous vide;
  - **Unité 150** : Huile caloporteur;
  - **Unité 200** : Désasphaltage au propane;
  - **Unité 300**: Extraction au furfural.
- ✓ **HB4** : comprend les unités suivantes :
  - **Unité 400** : Déparaffinage/déshuilage au MEC-Toluène;
  - **Unité 500** : Hydrofinishing;
  - **Unité 600** : Production de la paraffine.

Le schéma suivant représente la chaîne de fabrication des huiles de base.

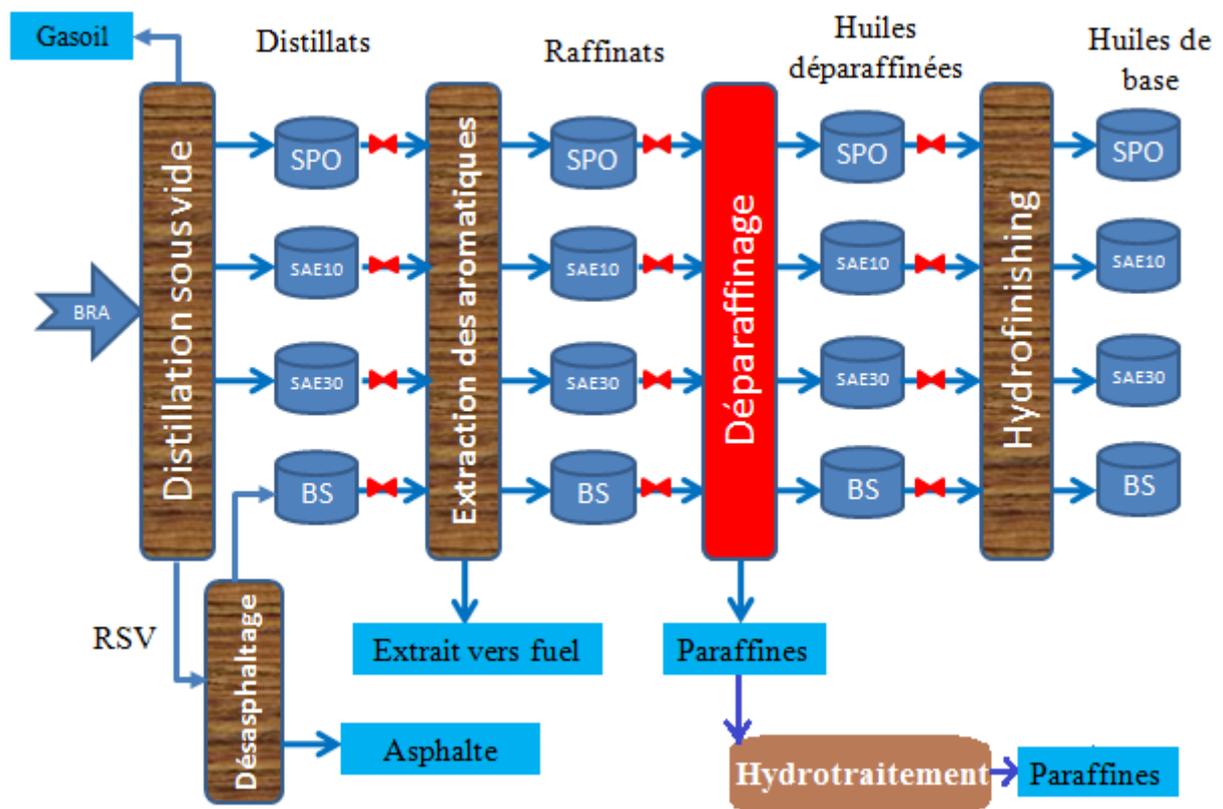


Fig. II.2 : Schéma de Production des huiles de base

## II.2.2.1 Unité 100 : La distillation sous vide

### II.2.2.1.1 But de l'unité

L'unité de distillation sous vide est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huile de base ; on va détailler bien cette unité dans le chapitre suivant ; et un petit schéma est désigné au dessous.

La charge de l'unité est du BRA (Brut Réduit Atmosphérique) venant de la zone 4.

Les coupes recherchées sont :

- ✓ Gasoil lourd sous vide (VGO) ;
- ✓ Distillat SPINDLE (SPO) ;
- ✓ Distillat SAE10 (mi-visqueuse MVO) ;
- ✓ Distillat SAE30 (visqueuse VO) ;
- ✓ Résidu sous vide (RSV)<sup>[9]</sup>.

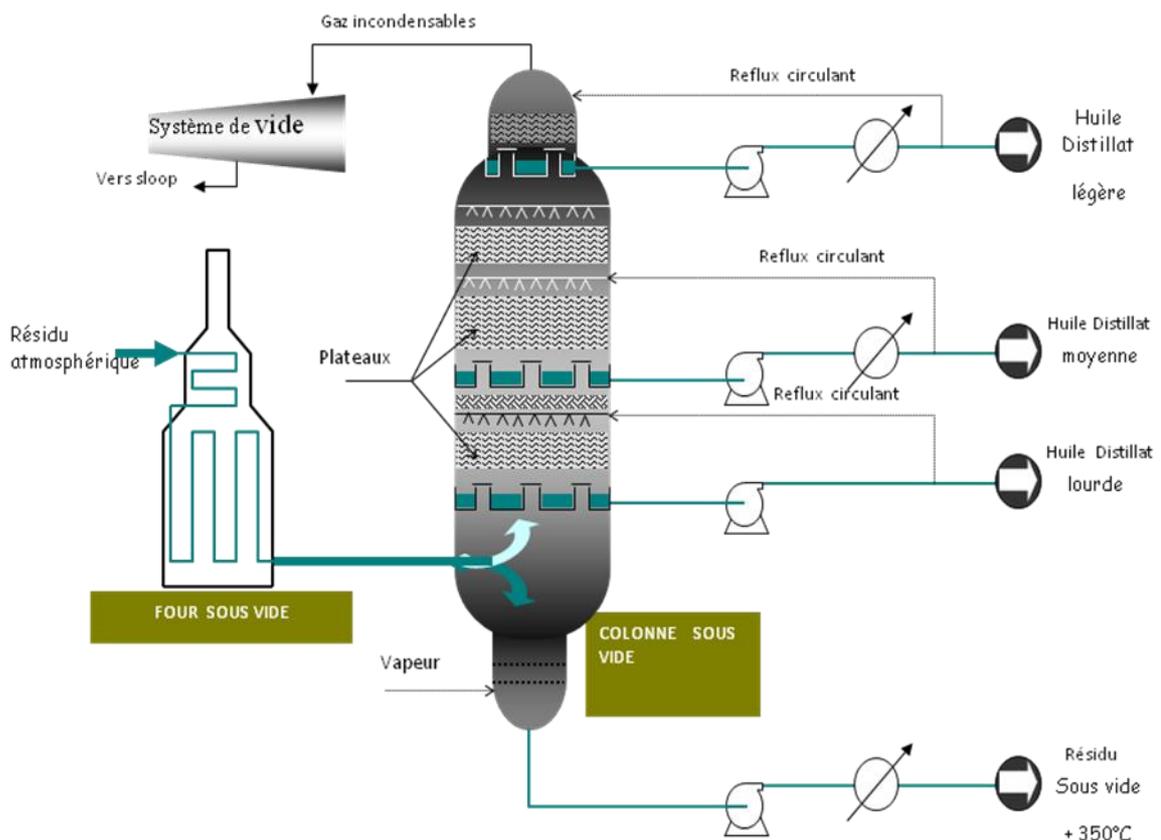


Fig. II.3 : Schéma simplifié de la distillation sous vide

## II.2.2.2 Unité 200 : Désasphaltage au propane

### II.2.2.2.1 Définition

Le désasphaltage est un procédé d'extraction par solvant d'une huile lourde à partir du résidu sous vide ; les solvants qui peuvent être utilisés sont : le propane, le butane, le pentane, l'hexane ou l'heptane ou même un mélange entre eux <sup>[10]</sup>.

### II.2.2.2.2 But de l'unité

Le désasphaltage a pour but de séparer les produits lubrifiants lourds des asphaltes qui nuisent à leur stabilité thermique ; la séparation se fait dans une colonne à disque rotatif, le solvant utilisé est le propane <sup>[10]</sup>.

### II.2.2.2.3 Capacité de l'unité

L'unité de désasphaltage au propane est destinée à traiter 382 T/J du résidu sous vide (RSV) provenant de l'unité 100 pour produire l'huile désasphalté et de l'asphalte <sup>[10]</sup>.

- ✓ L'huile désasphalté est destinée à préparer la "Bright stock";
- ✓ L'asphalte constitue la charge d'une unité de production de bitume.

### II.2.2.2.4 Description de l'unité 200

Le résidu sous vide est fractionné en deux parties mélange DAO solvant et asphalte solvant par contacte à contre courant avec du solvant propane liquide dans une tour d'extraction à disque tournant (RDC).

La séparation entre la fraction asphaltique et la fraction huileuse (DAO) est améliorée en opérant avec un gradient de température entre le sommet et le fond de l'extracteur.

Ensuite les mélanges DAO/solvant et asphalte /solvant sont dirigés vers le système de récupération ; tout ces procédé est montré sur le figure (II.4) <sup>[10]</sup>.

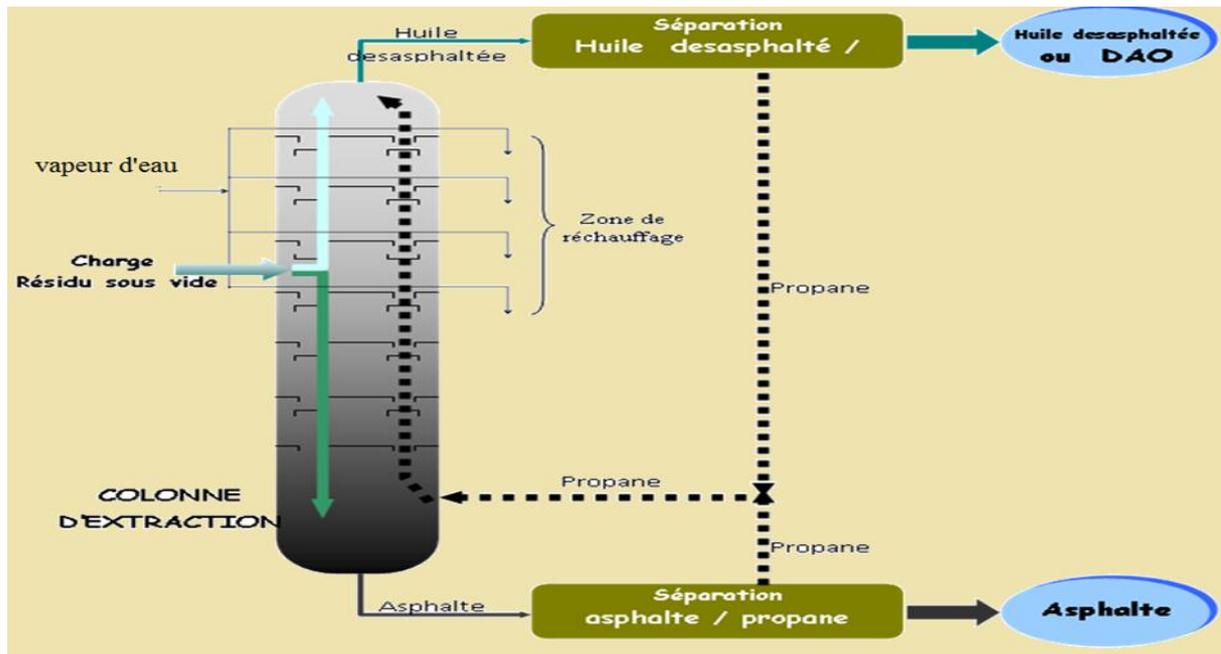


Fig. II.4 : Schéma simplifié du désasphaltage au propane

### II.2.2.3 Unité 300 : Extraction au furfural

Le rôle de l'unité 300 d'extraction au furfural est d'éliminer les hydrocarbures aromatiques qui ont un mauvais indice de viscosité et qui sont facilement oxydables <sup>[10]</sup>.

#### II.2.2.3.1 But de l'unité

Le but de l'unité est d'améliorer l'indice de viscosité des distillats sous vide et du DAO ; en traitant l'huile avec le furfural dans le RDC, il s'effectue un flux par différence de densité et de température ; deux phases se séparent :

- ✓ La phase extraite qui est plus lourde à cause de la grande quantité de furfural descend jusqu'au fond de la tour, c'est l'extrait ;
- ✓ L'autre phase, pauvre en furfural qui contient l'huile à haut indice de viscosité (VI), monte dans l'interface à cause de sa densité inférieure et est récupérée au sommet du RDC, c'est le raffinat <sup>[10]</sup>.

#### II.2.2.3.2 Description de l'unité

Le traitement avec le furfural est le plus souvent effectué à une température de 70 à 140°C et avec un taux de solvant de 150 à 400%.

L'unité comprend quatre sections principales qui sont :

- ✓ La section de traitement de la charge ;
- ✓ La section de récupération du raffinat;
- ✓ La section de récupération de l'extrait;
- ✓ La section de récupération du solvant.

Le furfural étant un produit facilement oxydable, une tour de désaéragé sous vide de la charge est prévu sous l'action de la vapeur surchauffée, pour éviter son contact avec l'air ; puis la charge est introduite dans la colonne d'extraction où est injecté le furfural, on obtient ainsi deux phases séparées l'extrait et le raffinat.

La séparation du solvant et du raffinat est effectuée, après réchauffage dans un échangeur à huile chaude, par détente puis stripping du solvant avec la vapeur d'eau.

La solution d'extrait et de furfural est soutirée par le fond du RDC (Contacteur à Disque Rotatif) vers un système de récupération du solvant à trois étages (basse pression, sous pression et sous vide).

L'ensemble de l'unité est complété par un système de tours à distillation azéotropique permettant l'enlèvement de l'eau introduite dans l'unité par la charge et la vapeur de stripping [10].

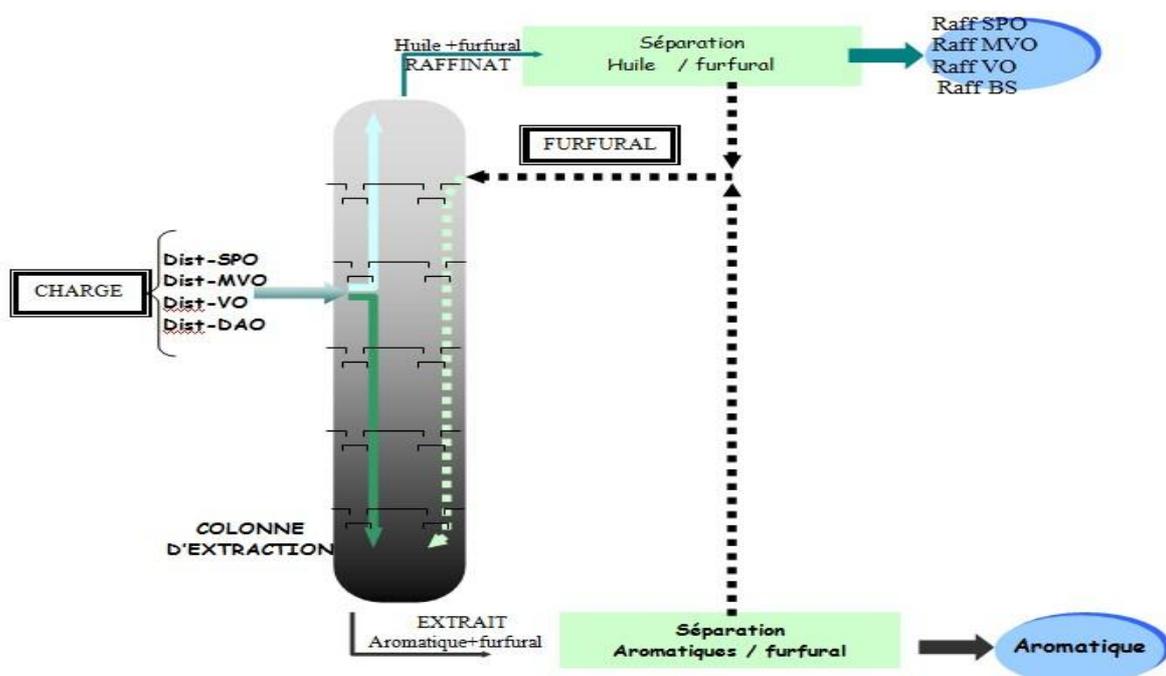


Fig. II.5 : Schéma simplifié de l'extraction au furfural

#### II.2.2.4 Unité 400 : Déparaffinage au MEC/Toluène

Les molécules paraffiniques à chaînes droites ou ramifiées ont tendance à se cristalliser lorsque la température baisse, or l'huile doit garder sa fluidité dans les moteurs à des températures très basses  $-20^{\circ}\text{C}$ . Il est donc indispensable d'éliminer ces molécules à point de congélation élevé <sup>[11]</sup>.

##### II.2.2.4.1 But de l'unité

L'objectif de l'unité est d'abaisser le point de trouble et le point d'écoulement. La méthode utilisée est le refroidissement et l'utilisation des solvants dispersant et précipitant. Le solvant est le MEC/toluène (mélange méthyle-éthyle-cétone et toluène) <sup>[11]</sup>.

##### II.2.2.4.2 Description de l'unité

Le procédé utilise la différence de solubilité des huiles et des paraffines dans un solvant composé de toluène et méthyle-éthyle-cétone.

La charge mélangée avec le solvant est refroidie dans une batterie de Schiller à une température laissant les paraffines insolubles ; celles-ci sont séparées en continu par les filtres rotatifs.

Les cristaux de paraffines sont retenus dans un filtre rotatif où il en résulte une huile pauvre en paraffine à bas point d'écoulement recherché, et une paraffine riche en huile qui une fois déshuilée sera un sous produit.

L'unité comprend trois sections principales qui sont <sup>[11]</sup>:

- ✓ La cristallisation en présence du solvant;
- ✓ La filtration de l'huile;
- ✓ La section de récupération du solvant (séparation entre le solvant et l'huile et entre le solvant et la paraffine).

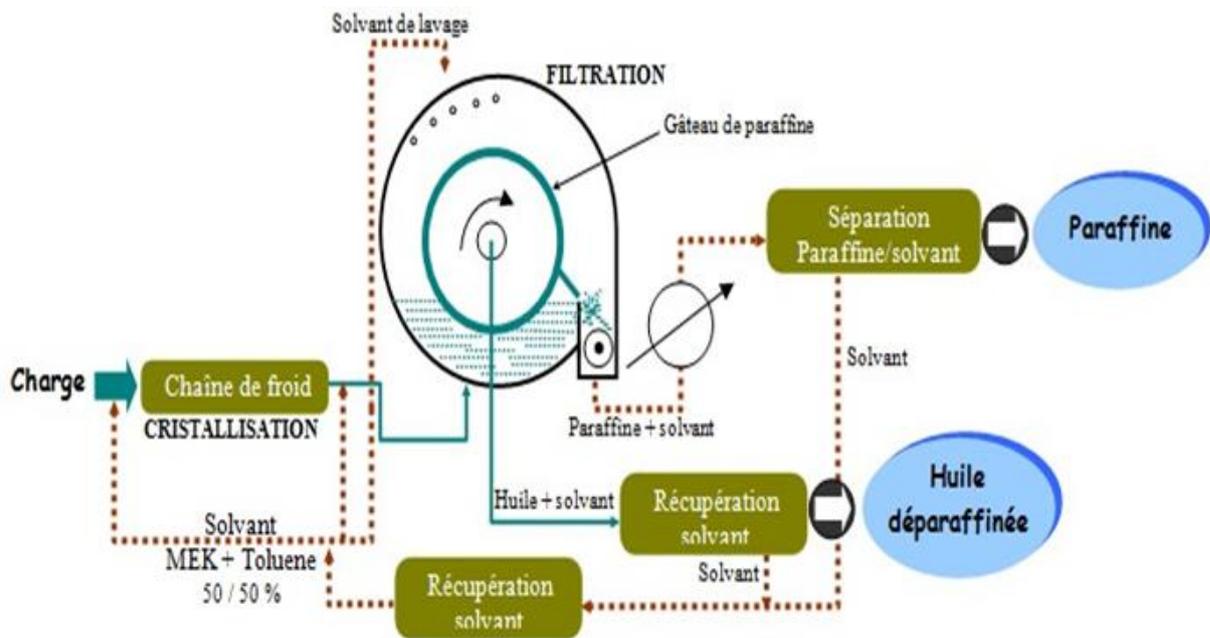


Fig. II.6 : Schéma simplifié du déparaffinage au MEK/Toluène

## II.2.2.5 Unité 500 : Hydrorafinage

### II.2.2.5.1 But de l'unité

La section d'hydrofinishing des huiles a pour but l'amélioration de la couleur, la stabilité à l'oxydation et la stabilité thermique des huiles en éliminant les composés indésirables (hydrocarbures insaturés, non-hydrocarbures et composés instables) pour obtenir des produits répondant aux exigences commerciales.

Ce procédé met en œuvre un catalyseur d'hydrogénation dans lequel le fer est associé comme promoteur (Co-Mo/Fe) <sup>[11]</sup>.

### II.2.2.5.2 Description de l'unité

L'unité d'hydrofinishing des huiles est composée des sections suivantes : chauffage, réaction et détente, stripping et séchage.

Le mélange d'huile et de gaz riche en hydrogène passe à travers le four où il est chauffé à la température de traitement, puis à travers le lit catalytique sous des conditions modérées de température et de pression.

Dans le réacteur, le mélange est séparé en deux étapes, l'huile provenant des deux étages est débarrassée de ces produits légers dans un stripeur qui reçoit une injection de vapeur, l'huile est ensuite séchée dans une colonne sous vide.

La réaction d'hydrofinissage sont essentiellement caractérisées par la rupture des liaisons : C-S, C-O, C-N pour dégager tout les gaz polluants sous forme  $H_2S$ ,  $NH_3$  et  $H_2O$  à l'aide d'hydrogène <sup>[11]</sup>.

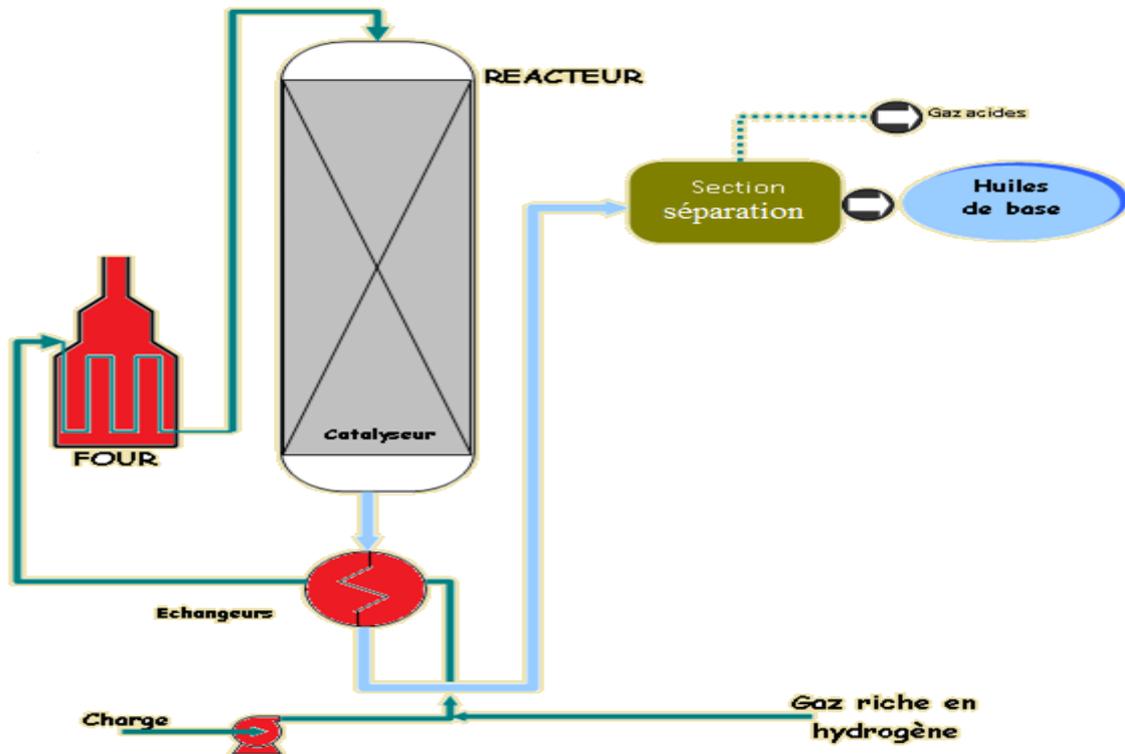


Fig. II.7 : Schéma simplifié de l'hydrofinishing

### II.2.2.6 Unité 150 : Description du Système d'huile caloporteur

L'unité 150 a pour but d'assurer la chauffe des différents produits des unités de la chaîne de fabrication des huiles de base (la zone 5), les unités sont : (Unité 200 : désasphaltage au propane, Unité 300 : extraction au furfural, Unité 400 : déparaffinage au MEC/ toluène).

Le four H151 qui réchauffe l'huile de base (SAE 10) est de type cylindrique qui comprend une zone de radiation et une zone de convection ; il est équipé de neuf (9) brûleurs à air induit <sup>[10]</sup>.

Les tableaux suivants représentent les caractéristiques et les conditions de service des divers du four H151 et la pompe P151 du système d'huile chaude tout Indiqué sur le tableau ci-dessous :

Tableau. II.3 : Caractéristiques du four H-151<sup>[10]</sup>

N° d'appareil	H151
Service	Réchauffeur du huile de base SAE10
Type	Radiation et convection
Température entrée (°C)	260
Température sortie (°C)	300
Débit (m <sup>3</sup> /h)	1365

Tableau II.4 : Caractéristiques du four P-151<sup>[10]</sup>

N° d'appareil	P151 (A/B/C)
Service	Circulation de l'huile de base SAE10
Type	Centrifuge
Température de l'huile (°C)	257
Pression d'aspiration (bar)	1,2
Pression de refoulement (bar)	9
Débit (m <sup>3</sup> / h)	650

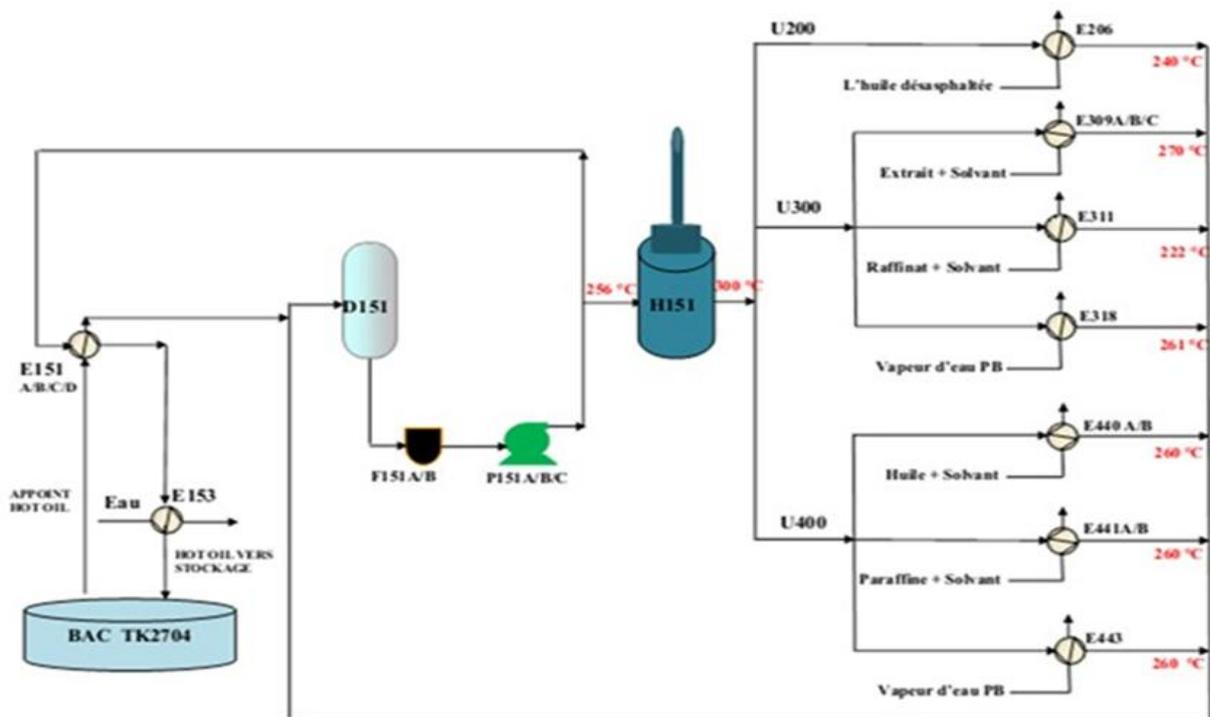


Fig. II.8 : Schéma simplifié de la boucle d'huile chaude <sup>[10]</sup>

**Remarque :** L'huile chaude assure l'échange de chaleur dans les échangeurs de chaleur qui Indiqué sur L'annexe (II.1).

## II.2.2.7 Mélange et fabrication des huiles finies

### II.2.2.7.1 Principe

La dernière étape essentielle pour obtenir des huiles finies, consiste à mélanger ces huiles de base traitées précédemment dans des proportions bien déterminées additionnées de quelques additifs nécessaires dans le but d'apporter des améliorations aux qualités correspondantes aux différents emplois ; la figure (II.9) indique un schéma simplifié du processus.

L'opération de mélange se réalise selon des proportions appropriées pour les huiles et pour les additifs, est généralement accomplie dans des bassins équipés de conduites à la vapeur d'eau pour réchauffer les huiles de base et les additifs, afin de réduire la viscosité, pour faciliter le mélange.

Les températures sont entre 40 et 60°C ; on limite cette température, afin d'empêcher l'influence de l'augmentation de température, qui peut modifier les propriétés des huiles et des additifs <sup>[12]</sup>.

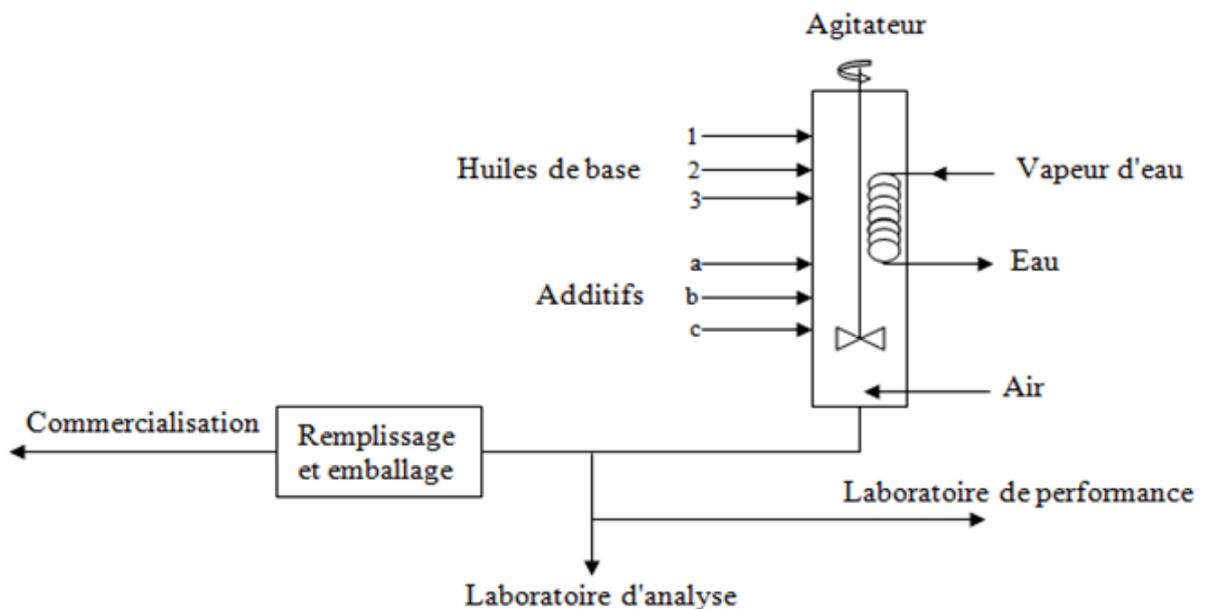


Fig. II.9 : Schéma de mélange et fabrication des huiles finies <sup>[12]</sup>

## II.3 Les additifs

Les additifs sont des composants chimiques d'une grande variété, capable d'accroître la performance des huiles lubrifiantes, ils sont vendus au marché sous leurs formulations commerciales <sup>[13]</sup>.

### II.3.1 Le rôle des additifs

Les additifs permettent d'ajuster les propriétés des bases aux spécifications requises.

### II.3.2 Les principales classes d'additifs

Il y a plusieurs types d'additifs pour une huile de lubrification suivant les propriétés demandées au produit ; il est possible de les classés en :

- améliorant les propriétés physiques des huiles de base, indice de viscosité, point d'écoulement, résistance à la formation de mousse, mouillabilité adhésivité, désaération des huiles en service : détergent, anti oxydant, anti corrosion ;
- améliorant de l'onctuosité et des propriétés extrêmes pressions <sup>[13]</sup>.

#### II.3.2.1 Les additifs améliorants de viscosité

Permettre à l'huile d'être suffisamment fluide à froid (faciliter le démarrage en abaissant le point d'écoulement entre - 15 et - 45°C suivant les huiles) et visqueuse à chaud (éviter le contact des pièces en mouvement).

#### II.3.2.2 Les additifs détergents et dispersants

Il évite la formation de dépôts ce qui permet au moteur de rester propre et de conserver ses performances, comme sulfonâtes, phénates, thiophosphanates et salicylates plus ou moins sur basés.

#### II.3.2.3 Les additifs antioxydants et désactivateurs

Il permet à l'huile de ne pas s'oxyder au cours du temps et ainsi de conserver ses propriétés, comme phénols substitués et amines aromatiques alkylées.

#### **II.3.2.4 Les inhibiteurs de corrosion**

Ils forment des films protecteurs ou passivation de la surface à protéger ; Esters partiels d'acides succiniques, acides gras, sulfonâtes et les phénates.

#### **II.3.2.5. Les antis mousses**

Il évite le moussage de l'huile pendant le fonctionnement du moteur et empêche un éventuel désamorçage de la pompe à huile, comme : polydiméthylsiloxanes, acrylates, etc....

### **II.4 Paramètres qui influent sur la chaîne de fabrication de l'huile de basse**

#### **II.4.1 Influence de la température**

- ✓ Plus la température de filtration est basse, plus le point d'écoulement de l'huile est basse ;
- ✓ L'abaissement du point d'écoulement à un une influence sur l'indice de viscosité de l'huile et sur le rendement du procédé ;
- ✓ La température de filtration est déterminée par le point d'écoulement exigé et par le différentiel de température ; ce dernier augmente quand le point d'écoulement de l'huile diminue.

#### **II.4.2 Influence de la vitesse de refroidissement**

- ✓ La vitesse de refroidissement affecte la forme, la taille des cristaux ainsi que l'occlusion de l'huile ;
- ✓ Au fur et à mesure que la température décroît, les forces d'interaction entre les molécules de paraffine augmentent, enclenchant le processus de cristallisation par nucléation ; les sites formés croissent quand l'énergie de cohésion entre les cristaux et les molécules libres est la plus grande ;
- ✓ Une vitesse de refroidissement lente favorise la croissance des cristaux avec une morphologie le plus souvent de type spirale multicouche ;

- ✓ Une vitesse de refroidissement élevée favorise la formation de cristaux très petits de type aiguille susceptibles de colmater rapidement les toiles filtrantes ce qui réduit la vitesse de filtration (augmentation de la rétention de l'huile).

#### **II.4.3 Influence de la nature de la charge**

- ✓ La filtration est liée au type de cristaux de paraffine formée, dépendant fortement de la structure chimique de la charge ;
- ✓ Plus la charge est visqueuse, plus les cristaux sont de type microcristallin (petite taille), rendant la filtration très difficile ; les coupes lourdes sont plus difficiles à traiter.

#### **II.4.4 Influence de la composition du solvant**

- ✓ Le méthyléthylcétone à un faible pouvoir solvant des produits paraffiniques (bonne sélectivité) ;
- ✓ Le toluène à un excellent pouvoir solvant des huiles de base ;
- ✓ Le rapport entre les deux solvants influe directement sur le procédé ;
- ✓ Une augmentation de la proportion de la teneur en MEC diminue le différentiel de température, ce qui réduit les dépenses énergétiques ;
- ✓ Une augmentation du taux de MEC améliore la vitesse de filtration et conduit à une teneur en huile résiduelle dans la paraffine plus élevée ;
- ✓ Une forte augmentation de l'anti solvant entraîne une apparition d'une phase d'huile qui peut provoquer.
  - Une chute du rendement en huile ;
  - Une baisse de l'indice de viscosité ;
  - Un colmatage rapide du filter.

### II.4.5 Influence du taux de solvant et la répartition de la dilution du solvant

Il est jugé très important de régler :

- ✓ Le niveau de dilution (taux de solvant) ; le taux de solvant est exprimé en débit volumique du solvant rapporté au débit volumique de la charge ;
- ✓ La répartition de la dilution ;
- ✓ Les dilutions sont appelées primaire, secondaire et tertiaire ; la dilution primaire est injectée en tout début de traitement favorisant la croissance des cristaux et la filtration mais fait augmenter la rétention de l'huile ce qui diminue le rendement de l'huile ;
- ✓ Une injection en fin de cycle favorise l'effet inverse (faible rétention et de petits cristaux) ;
- ✓ La dilution primaire injectée avant le début de refroidissement ; et la dilution secondaire en cours de refroidissement, la dilution tertiaire injectée en fin ;
- ✓ La dilution de lavage injectée sur les toiles filtrantes pour éliminer l'huile retenue par les cristaux de paraffine (occluse) ;
- ✓ Si la charge est plus visqueuse nécessite une dilution primaire très importante pour promouvoir de gros cristaux pour faciliter la filtration ; si on recherche une capacité maximale de déparaffinage il faut privilégier la dilution primaire.

### Conclusion

Les huiles finies produites par **RA1/Z** sont comparables du point de vue qualités au meilleur producteur mondial ; l'utilisation du pétrole algérien de qualité constante assure une stabilité remarquable des caractéristiques des huiles de base.

La production des huiles de base pour lubrifiants dans notre raffinerie s'effectue en une série de procédés destinés à améliorer des propriétés précises tel que : l'indice de viscosité, la résistance à l'oxydation, la stabilité thermique et la fluidité à basse température.

Ces procédés nécessitent le chauffage d'un produit à des hautes températures exigées par le procédé ; la charge est généralement chauffée directement par l'utilisation des fours ou bien le chauffage indirect par l'utilisation des fluides caloporteur.

## Généralités sur le procédé de la distillation

La distillation consiste à porter le mélange à ébullition et à recueillir, après une succession de vaporisations et de condensations, une fraction dite légère appelée le distillat ; Celui-ci correspond au produit le plus volatil qui a le point d'ébullition le plus bas et qui distille en premier ; au fond de colonne il reste la fraction dite lourde appelée le résidu.

Dans une colonne à distiller (figure III.1), une vapeur ascendante est mise en contact avec un liquide descendant. La colonne est munie de plateaux (ou de garnissages) favorisant le transfert simultané de matière et de chaleur entre ces deux phases. La fonction de chaque plateau de la colonne est d'amener à l'équilibre les courants liquide et vapeur qui en sortent (dans la pratique, on arrive rarement à obtenir un tel équilibre mais on s'en approche).

Une colonne à distiller permet ainsi l'obtention d'une succession d'états d'équilibre liquide-vapeur. En tête de colonne, la vapeur sera plus riche en produits les plus volatils alors qu'en pied, le liquide sera plus riche en produits les moins volatils. Le contre-courant gaz-liquide est obtenu grâce à l'utilisation d'un rebouilleur en pied de colonne et d'un condenseur en tête.

Les plateaux sont soit du type conventionnel plateaux à clapets, soit du type garnissage, constitués de treillis métalliques qui dispersent les deux phases et assurent ainsi une bonne surface d'échange entre les deux fluides circulant à centre courant.

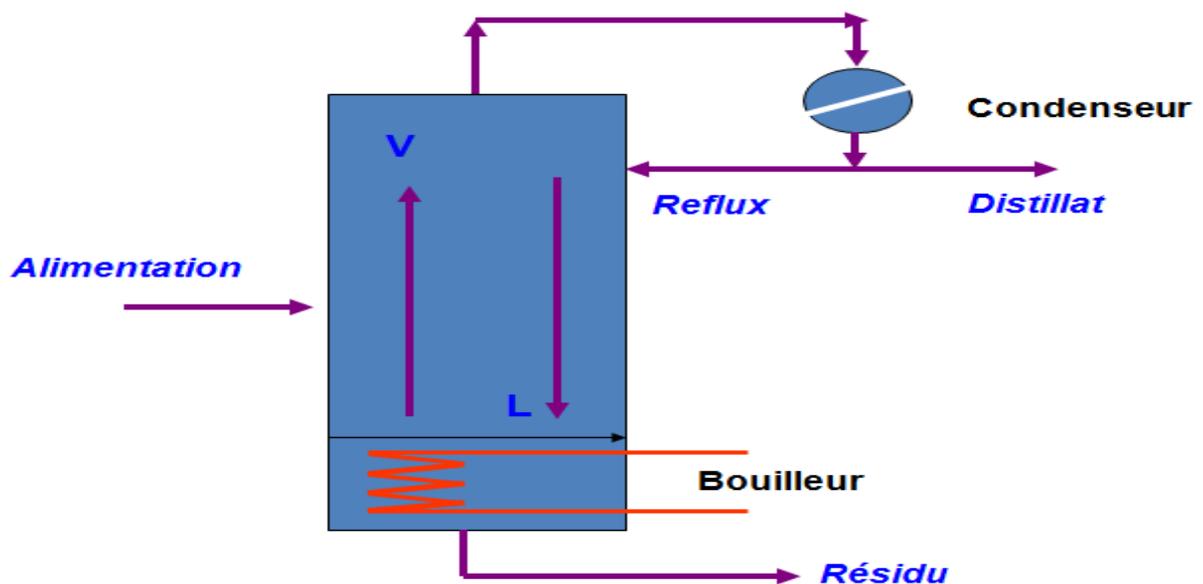


Fig. III.1 : Le principe de base d'une distillation

### III.1 La distillation atmosphérique (primaire) du pétrole brut

Dans les tours de distillation atmosphérique, le pétrole brut dessalé est préchauffé en utilisant la chaleur recyclée provenant des procédés ; acheminée vers un réchauffeur à chauffage direct, puis vers le bas de la colonne, à des pressions légèrement supérieures à la pression atmosphérique et à des températures allant de 343 °C à 371 °C, pour éviter tout craquage thermique indésirable qui se produirait à des températures plus élevées.

Les fractions ayant les points d'ébullition les plus bas, comme le gaz combustible et le naphta léger, sont soutirées au sommet de la tour sous forme de vapeurs. Le naphta, ou essence de distillation directe, est repris à la partie supérieure de la tour comme produit de tête ; ces produits sont utilisés comme matières premières et de reformage, essences de base, solvants et gaz de pétrole liquéfiés.

Les fractions ayant un intervalle d'ébullition intermédiaire, dont le gazole, le naphta lourd et les distillats, sont soutirées latéralement dans la section médiane de la tour. Elles sont soumises à des opérations de finition en vue d'être utilisées comme kérosène, carburant diesel, mazout, carburéacteurs, matières premières des unités de craquage catalytique et essences de base. La détermination de la température d'ébullition des coups pétroliers à partir de la distillation TBP Indiqué à l'annexe (III.1).

Les fractions plus lourdes à point d'ébullition plus élevé (appelées résidus, queues de distillation) qui se condensent ou qui restent dans la partie inférieure de la tour sont utilisées comme fiouls ou matières premières pour les unités de production de bitume ou de craquage, ou sont acheminées vers un réchauffeur et une tour de distillation sous vide pour subir un fractionnement plus poussé <sup>[15]</sup>.

### III.2 La distillation sous vide (secondaire) du pétrole brut

Dans les tours de distillation sous vide, la pression est suffisamment basse pour empêcher le craquage thermique des queues ou des résidus de première distillation provenant de la tour de distillation atmosphérique où la température est plus élevée.

L'intérieur de certaines tours de distillation sous vide est différent de celui des tours de distillation atmosphérique; au lieu de plateaux, on trouve un garnissage disposé de façon aléatoire et des tamis contre les entraînements; on utilise parfois des tours de diamètre plus grand pour avoir une vitesse d'écoulement plus faible.

Une tour sous vide typique de première phase peut produire des gazoles, des huiles lubrifiantes de base et des résidus lourds se prêtant au désasphaltage au propane. Une tour de seconde phase fonctionnant sous un vide plus poussé permet de distiller les résidus excédentaires provenant de la tour de distillation atmosphérique qui ne servent pas au traitement des huiles lubrifiantes de base, ainsi que les résidus excédentaires provenant de la première tour de distillation sous vide qui ne sont pas soumis au désasphaltage.

La distillation sous vide est normalement utilisée pour séparer les produits devant être envoyés aux unités de craquage catalytique des fractions résiduelles. Les queues de distillation sous vide peuvent aussi être acheminées vers un four à coke, être utilisées comme base de lubrifiant ou de bitume, ou encore être désulfurées et mélangées à du mazout à faible teneur en soufre ; les principaux produits issue de distillation schématisé sur figure (III.2).

Le système de vide est le plus souvent constitué d'éjecteurs qui sont des appareils dans lesquels de la vapeur est violemment détendue, et qui aspirent le gaz par effet Venturi. La phase gazeuse récupérée en haut de colonne est essentiellement constituée de vapeur qui est condensée par des condenseurs <sup>[15]</sup>.

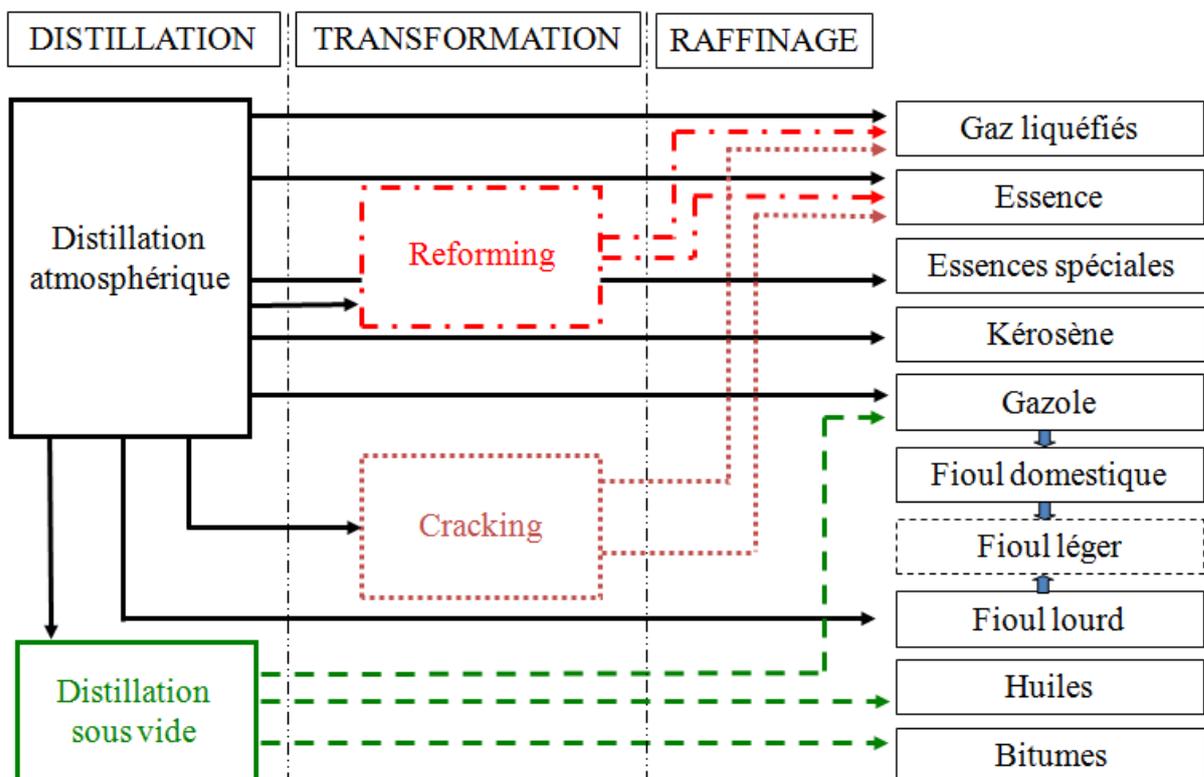


Fig. III.2 : Les principaux produits issus de distillation <sup>[16]</sup>

### III.3 Unité de distillation sous vide (U100)

La matière première de l'unité est constituée par le résidu du pétrole brut après la distillation atmosphérique de l'unité de distillation de brut.

La distillation sous vide a pour but d'extraire de cette matière première des coupes à température d'ébullition élevée ; ces différentes coupes servent de base à la fabrication d'huile et doivent répondre aux principales caractéristiques suivantes :

- ✓ Densité, viscosité ;
- ✓ Cette viscosité varie en fonction de la température ; on repère cette variation par un chiffre qui est l'indice de viscosité de l'huile ;
- ✓ L'huile doit rester liquide aux plus basses températures d'emploi ;
- ✓ L'huile doit rester stable aux températures d'emploi et sa couleur répondre à une spécification.

La distillation sous vide constitue la première partie de raffinage des huiles, elle est nécessaire pour éviter la destruction des molécules (cracking) aux hautes températures <sup>[10]</sup>.

#### III.3.1 But de l'unité

L'unité de distillation sous vide est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huile de base.

La charge de l'unité est du BRA (Brut Réduit Atmosphérique) venant de la zone 04; les coupes recherchées sont <sup>[10]</sup> :

- ✓ Gasoil lourd sous vide (VGO) ;
- ✓ Distillat SPINDLE (SPO) ;
- ✓ Distillat SAE10 (mi-visqueuse MVO) ;
- ✓ Distillat SAE30 (visqueuse VO) ;
- ✓ Résidu sous vide (RSV).

#### III.3.2 Capacité de l'unité

L'unité est prévue pour fonctionner 333 j/an, elle est calculée pour traiter 1356T/jour ; par le même principe de différence de volatilité des constituants, on aura des produits multiples.

L'opération sous vide permet d'abaisser les températures de distillation et d'éviter ainsi la dégradation thermique des hydrocarbures à haute température d'ébullition ; elle permet de ne pas dépasser 400-430 °C qui est dans ce type d'unité, l'ordre de grandeur de la température limite de stabilité des hydrocarbures <sup>[10]</sup>.

### III.3.3 Produits de l'unité

Le débit de chaque produit issu est indiqué sur le tableau (III.1) et les produits comme suite :

- ✓ SPO : C'est la première coupe de la distillation sous vide, c'est la coupe huileuse appelée ou huile légère ;
- ✓ SAE10 : Deuxième coupe de la distillation sous vide ou huile mi-visqueuse (MVO) ;
- ✓ SAE30 : Troisième coupe d'huile visqueuse (VO) ;
- ✓ Le résidu sous vide (RSV) : est un résidu noir envoyé à l'unité 200 (de désasphaltage au propane) comme matière première pour la fabrication des huiles de base très visqueuse appelées « Bright stock »BS.

**Tableau. III.1** : les produits issus de l'unité de distillation sous vide

Produits	SPO	SAE10	SAE30	RSV	VGO
Débit [T/J]	108	298	380	447	108

En somme cette unité comprend <sup>[10]</sup> :

- ✓ Une colonne de distillation sous vide C101.
- ✓ Trois strippers permettant de produire simultanément SPO (C102) ; SAE10 (C103) et SAE30 (C104) ;
- ✓ Un four (H101) ;
- ✓ Un système de vide (Condenseur, éjecteur ...) ;
- ✓ Les facilités nécessaire à la préchauffe de la charge et au refroidissement des produits ;
- ✓ Un système de génération de vapeur BP (D105) ;
- ✓ Une boucle de circulation d'eau tempérée (D108).

## III.4 Circuits principaux du procès

### III.4.1 Préchauffe de la charge

Le brut réduit alimentant l'unité est préchauffé par échange de chaleur avec le reflux circulant principal, SAE10, Slop cut lourd (ce soutirage est annulé), SAE30 et RSV.

Ce brut est refoulé vers les E101 A et B où il reçoit la chaleur du reflux circulant principal. Il passe ensuite à travers les E106 A et B où il échange une première fois la chaleur avec le RSV, puis à travers les E102, E103 et E104, il échange successivement sa chaleur avec les distillats SAE10, Slop cut lourd et SAE30.

Finalement la charge échange une seconde fois la chaleur avec le RSV dans les E105 A et B. On peut constater que le RSV est utilisé deux fois que les distillats SPO et le Slop cut léger, ayant peu de chaleur à céder, ne sont pas utilisés <sup>[10]</sup>.

### III.4.2 Chauffe de la charge

La température requise pour la distillation est obtenue dans le four H101 ; Le figure (III.3) représente la vaporisation de la charge ; le débit est repartit en deux passes à l'entrée du four ; la vapeur est injecté dans les tubes avec la charge dans la zone de radiation de façon à limiter le cokage ; la chaleur de la cheminée du four sert également à surchauffer la vapeur BP utilisée dans l'unité comme vapeur de stripping.

Le four H101 est équipé d'une régulation automatique qui mesure la température du fluide chauffé à la sortie du four. Cette lecture de température agit directement en cascade sur un régulateur de pression (ou débit) du gaz combustible en amont des brûleurs.

La charge alimentant l'unité de distillation sous vide est surchauffé par le four qui est de type cabine, il comporte <sup>[10]</sup> :

#### ✓ Une zone de radiation

C'est une zone à l'intérieur dans laquelle les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur des produits de combustion principalement par radiation ; cette zone est la chambre de combustion et elle est consacrée pour le réchauffage de la charge ;

#### ✓ Une zone de convection

Elle est localisée à la sortie des fumées de la chambre de combustion ; elle est constituée d'un faisceau de tubes placés en quinconce perpendiculairement à la direction des fumées <sup>[9]</sup>.

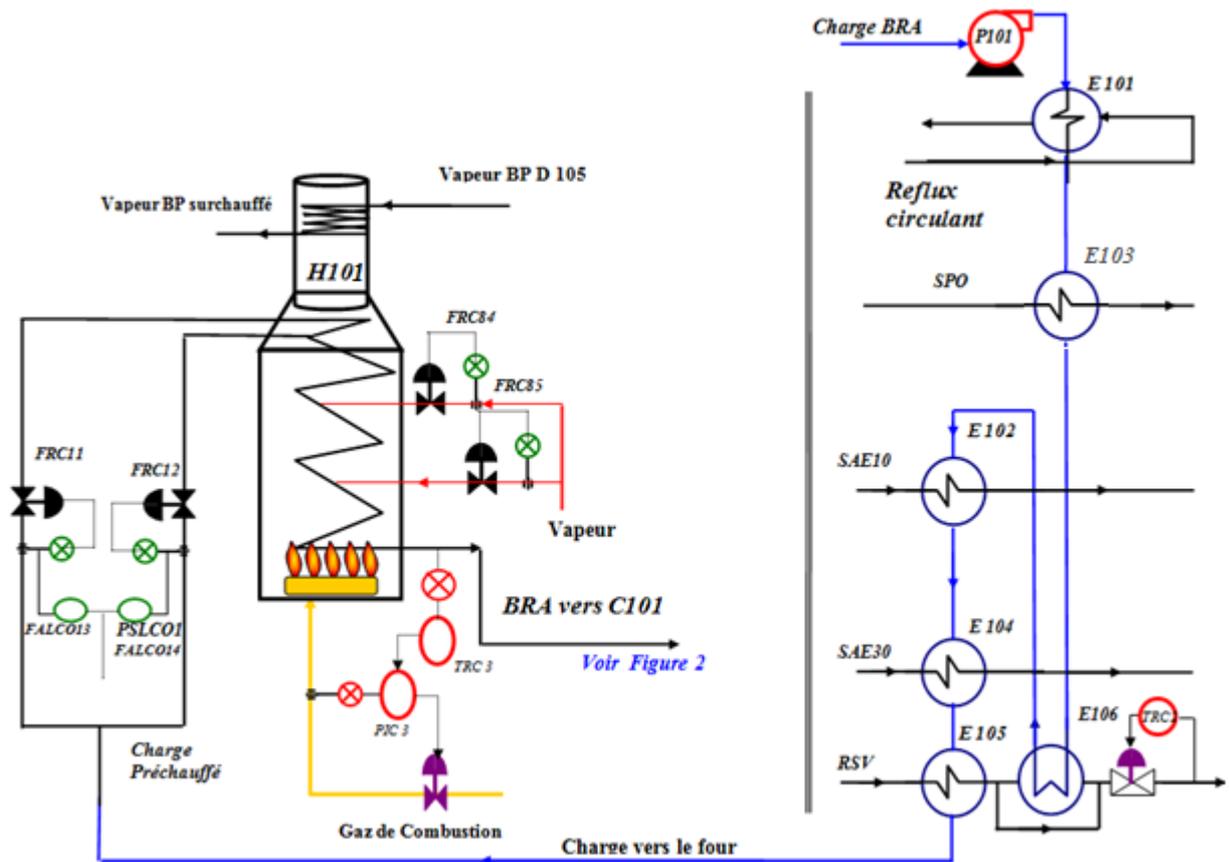


Fig. III.3 : le four H101 de chauffage de la charge

### III.5 Colonne de distillation sous vide C101

La colonne de distillation sous vide C101 - le figure (III.4) - contient 32 plateaux de fractionnement a la sortie du four H101, avec charge de 10,8T/h vapeur d'eau.

Elle est constituée de trois zones :

#### ✓ Zone d'alimentation ou zone de flash

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 380 °C sous une pression de 145 mm Hg absolu, où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle est comprise entre le 4<sup>ème</sup> et le 5<sup>ème</sup> plateau.

#### ✓ Zone de rectification

On effectue la rectification grâce à des plateaux dont le nombre est de 28 plateaux et aux reflux circulant ; Les paramètres de la tête sont une pression de 65 mmHg et une température de 98 °C et le vide étant obtenu par une batterie d'éjecteurs.

La partie vaporisée de la charge monte dans la colonne depuis la zone de flash et séparée en gasoil (VGO) et les trois distillats (SPO, SAE10, SAE30).

#### ✓ Zone d'épuisement

Elle se trouve à la partie basse de la colonne et comprend environ quatre plateaux ; à partir de cette zone, on obtient le résidu sous vide qui est utilisé comme matière première pour la fabrication du grade d'huiles « Bright Stocks » et les bitumes, avec injection de vapeur d'eau surchauffée pour remonter les fractions légères entraînées par le résidu.

Tableau. III.2 : Les soutirages latéraux de la distillation sous vide et ses paramètres

Fraction	VGO	Reflux principal	SPO	MVO	VO
Température de soutirage (°C)	102-110	243-244	265-269	303-310	339-345
Plateau de soutirage	30	26	23	16	9
Température à la sortie de stripeur (°C)	-	-	249-255	291-298	330-335

### III.5.1 Amélioration de fonctionnement de la colonne de distillation sous vide

Pour que la colonne fonctionne normalement et pour l'amélioration de la qualité des produits, on utilise :

#### ✓ Stripping

En général, les produits soutirés latéralement, ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces soutirages et ce, afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers, par l'injection de la vapeur d'eau surchauffée.

#### ✓ Reflux

Afin de contrôler la température dans les différentes parties de la colonne.

#### Avantages

- Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne ce qui implique la diminution du diamètre de la colonne.

- L'augmentation de la capacité de la colonne à cause de la diminution de la quantité de vapeur.

### Inconvénients

- On prévoit des plateaux supplémentaires car 2 à 3 plateaux travaillent comme échangeurs de chaleur.

On utilise les reflux suivant :

- **Reflux de tête**

C'est des vapeurs condensées, injecté au sommet de la colonne pour régler la température en tête.

- **Reflux chaud**

Il est injecté au fond de la colonne après son chauffage par le rebouilleur pour augmenter la température du résidu afin d'évaporer les constituants les plus volatiles.

- **Reflux circulant intermédiaire et reflux circulant intérieur**

Ils sont utilisés pour contrôler la température le long de la colonne au niveau des plateaux de soutirages latéraux.

**Tableau. III.3 :** Les reflux de la colonne

<b>Reflux</b>	<b>Reflux de tête</b>	<b>Reflux principal</b>
<b>Température (°C)</b>	50	160-161
<b>Débit (T/h)</b>	55-67	100
<b>Plateau de retour</b>	Au dessus de 32	Au dessus de 29

### III.5.2 Circuit reflux principal

La condensation des produits de la distillation est assurée par l'injection de la quantité du reflux circulant principal nécessaire à la colonne.

Le liquide soutiré du plateau 26 est refroidi avec la charge dans E101AB, puis si besoin dans l'aéroréfrigérant E115 Ar, ainsi refroidi le liquide retourne dans la colonne où il condense les vapeurs d'hydrocarbures dans la zone des plateaux 27 à 29 <sup>[10]</sup>.

### III.5.3 Système de vide

Le vide est maintenu dans la colonne au moyen du pré-condenseur E114 A/B, de deux groupes d'éjecteurs J101 ABC et J102 ABC et leur condenseur E123 et E124. Les incondensables sont brûlés dans un brûleur spécial du four H101.

L'eau et les condensats s'écoulent vers D101 où aura lieu la séparation par décantation entre l'eau et les hydrocarbures <sup>[10]</sup>.

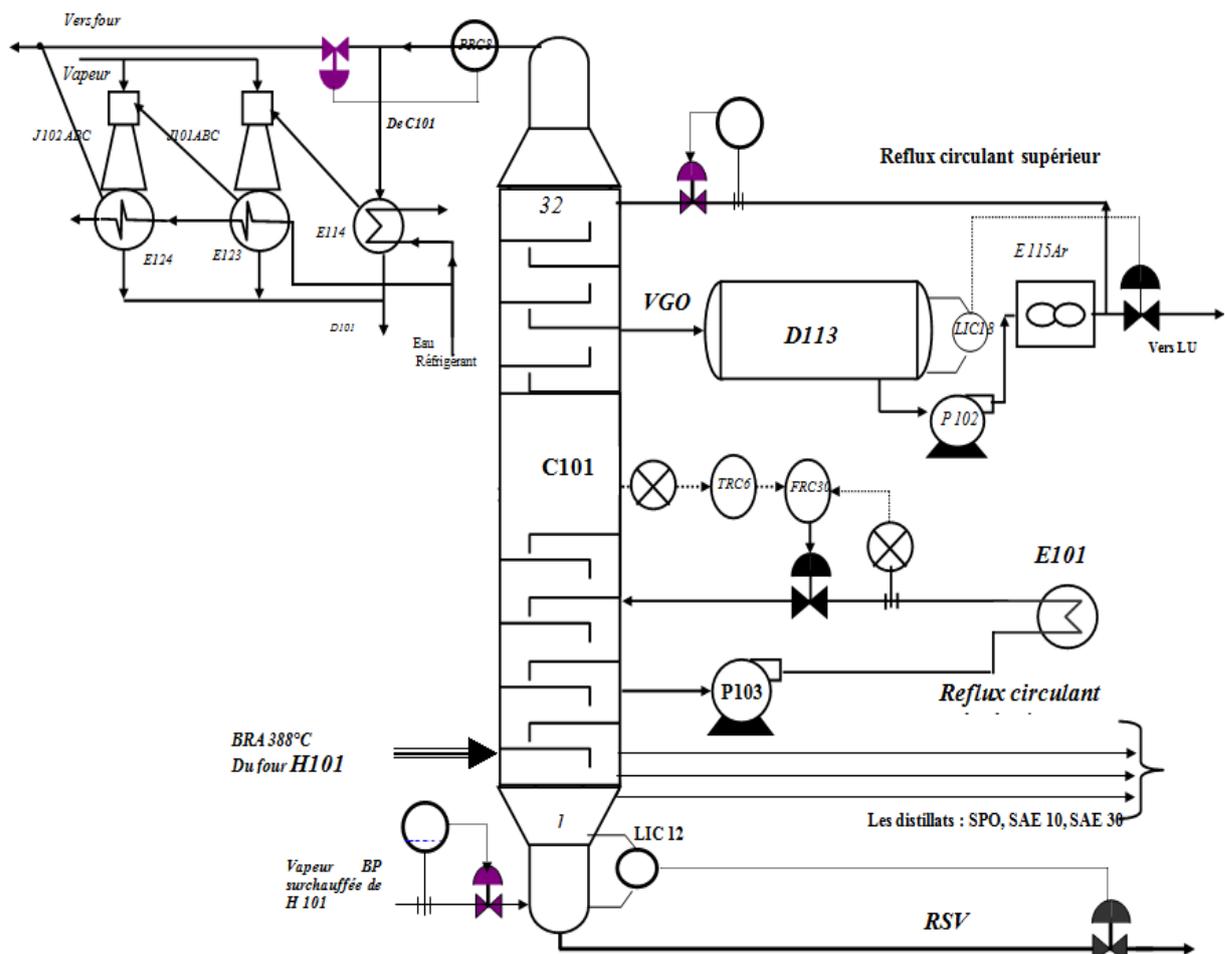


Fig. III.4 : La colonne de distillation sous vide C101 avec le système de vide et le reflux principale

### III.5.4 Soutirage et refroidissement des produits

Les trois distillats SPO, SAE 10 et SAE 30 sont envoyés directement dans les strippers C102, C103 et C104, respectivement ces distillats strippés à la vapeur BP surchauffées (FI 34, 35,36) sont repris par les pompes P104, P106 et P108.

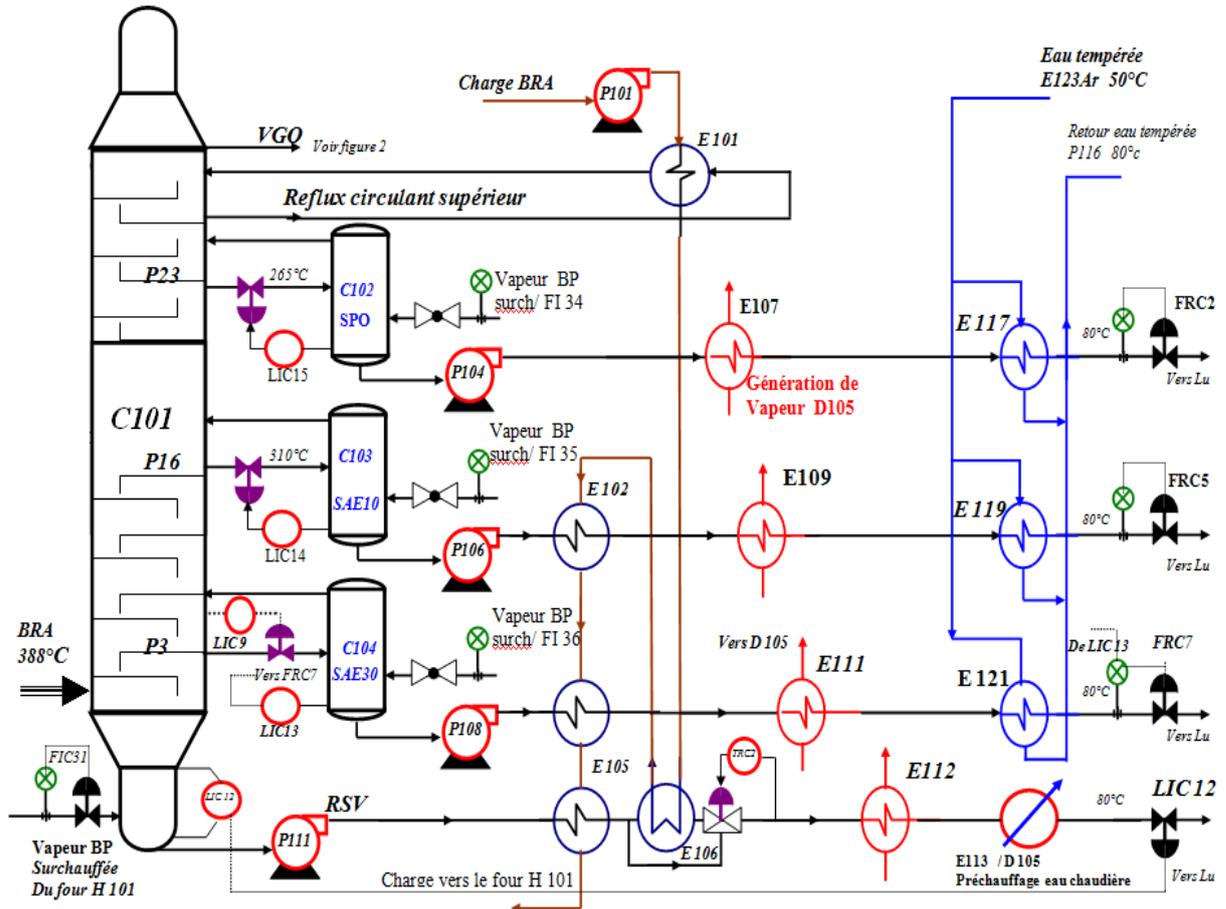


Fig. III.5 : Soutirage et refroidissement des produits

Le refroidissement a lieu en deux ou trois étapes suivant le distillat :

- Les distillats SAE10 et SAE30 échange avec la charge dans E102 et E104, puis ils sont utilisées dans E109 et E111 pour générer la vapeur d'eau. Le refroidissement final se fait par l'eau tempérée dans E119 et E121 et atteignent une température de 80°C pour être stockés dans les bacs, la FRC 7 en sortie du SAE30 est sous régulation en cascade par LIC 13 maintient un niveau constant dans C104;

- Le distillat Spindle n'échange pas avec la charge, il est refroidi directement par la génération de la vapeur dans E107 puis par l'eau tempérée dans E117, la FRC 2 à la sortie impose une certaine ouverture à LIC 15, l'excès assure le reflux interne ;
- Le résidu sous vide (RSV) échange de la chaleur avec la charge dans E105A/B et E106A/B .Il est ensuite utilisé pour générer la vapeur dans E12A/B et finalement il passe dans E113 AB pour préchauffer l'eau de chaudière du ballon D105 ;

Le niveau du fond de la tour de distillation est indiquée par un LI 11 qui comprend la totalité de la cuvette, et le contrôle se fait par une LIC 12 relié à une vanne automatique <sup>[10]</sup>.

### III.5.5 Circuit de génération de vapeur

L'eau de chaudière qui alimente le D105 - figure (III.6) - vient des utilités à une Température de 105°C, passe a travers l'E113A/B pour être chauffé par le RSV à une température de 150°C

Le niveau du ballon D105 est régulé par une vanne automatique LIC 01, l'eau de chaudière entrant dans le ballon est répartie en six passes. Chaque passe sort du fond D105 vers un échangeur.

La vapeur produite dans chaque échangeur E107, E109, E111 et E112 est récupéré dans le D105.

La pression est réglée par la PIC01 ; une ligne situé avant la PIC 1 alimente en continu le H101 en vapeur de vélocité (FRC 86 et FRC 87).

### III.5.6 Circuit d'eau tempérée

L'eau tempérée sert à refroidir les échangeurs des unités de lubrifiants en circulation fermé.

L'eau circule par la pompe P116 est refroidi dans E125 Ar, elle alimente en parallèle les échangeurs E117 à E122 ou elle se réchauffe par refroidissement des produits distillats.

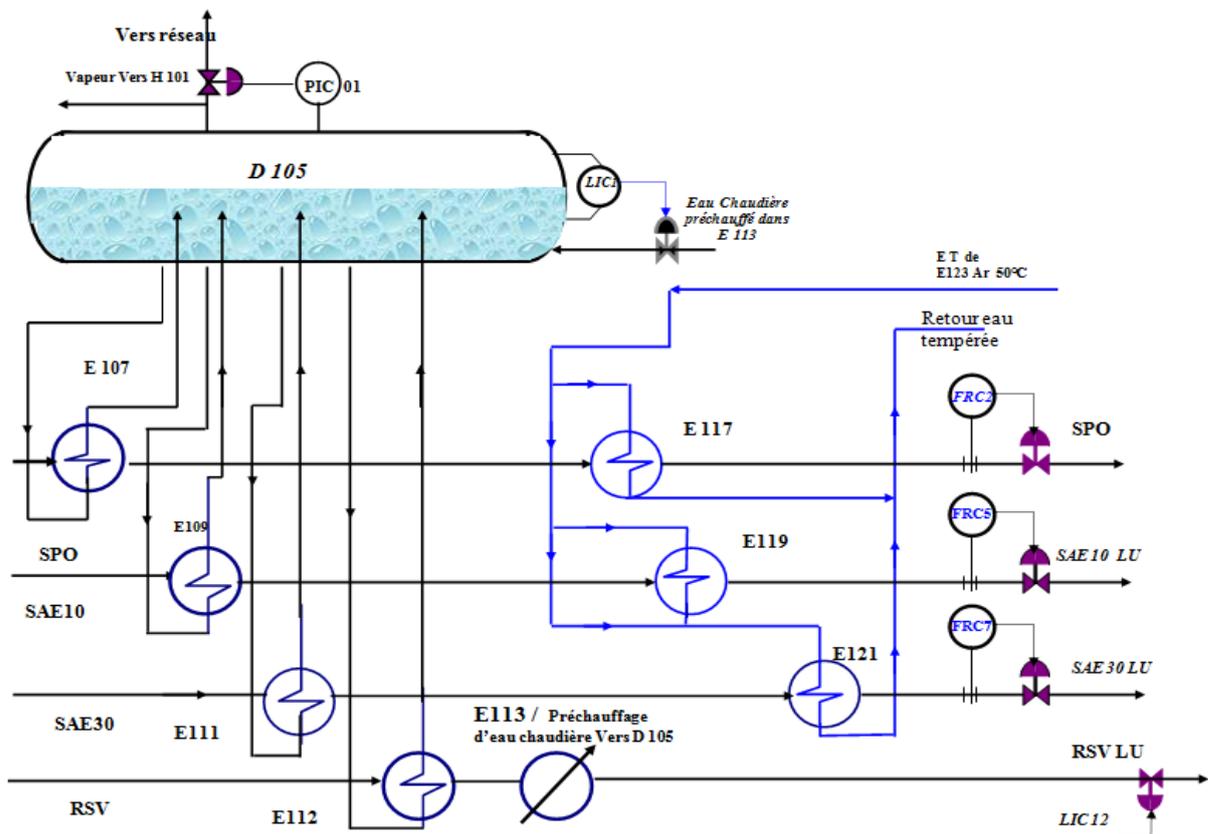


Fig. III.6 : Circuit de génération de vapeur

### III.5.7 Analyseurs

Un analyseur industriel est un ensemble d'instruments constituant une chaîne de mesure capable de fournir des informations sur les caractéristiques physiques de produits distillés et traités (courbe de distillation, tension de vapeur, densité, point d'éclair....)

Les analyseurs de l'unité 100 sont des enregistreurs de viscosités des produits finis de l'unité, ces analyseurs sont alimentés en permanence.

### III.5.8 Les effets des variables du procédé

La qualité et la quantité des produits (point de flash et la viscosité) sont affectées directement par les variations des paramètres suivants :

- ✓ Température sortie du four ;
- ✓ Pression dans la colonne ;
- ✓ Débit de soutirage des distillats ;
- ✓ Température et débit du reflux (dépend à la sélectivité des différents produits) ;
- ✓ Température de tête de colonne ;
- ✓ Débit et Température de la vapeur de stripping <sup>[10]</sup>.

### III.6 Suivi de fonctionnement de l'unité 100

#### III.6.1 Spécifications techniques de la charge

Tableau. III.4 : Caractéristiques de la charge <sup>[10]</sup>

BRA	Type	Min	Max
Densité à 15/4 °C	0,905	-	-
Point d'éclair °C	150	140	-
Viscosité à 100°C (cst)	10	8	-
Sodium (ppm)	3	-	5

#### III.6.2 Caractéristiques des produits

Tableau. III.5 : Caractéristiques des produits soutirés <sup>[10]</sup>

Désignation	Méthode ASTM	SPO	SAE 10	SAE 30	BS
Densité	D1298	0,849	0,865	0,8706	0,8897
Viscosité cinématique à 40°C mm <sup>2</sup> /s	D445	14,50	37,06	93,26	545,17
Viscosité cinématique à 100°C mm <sup>2</sup> /s	D445	3,307	5,81	10,52	33,00
Indice de viscosité	D2270	93	96	94	92
Point d'éclair °C	D92	186	212	254	294
Point d'écoulement °C	D97	-12	-12	-12	-12
Teneur en soufre % pds	D1551	-	0,028	0,038	0,067
Couleur ASTM	D1550	<0,5	<0,5	<1,2	<4
Carbone Conradson % pds	D189	-	-	0,058	0,033
Indice d'acide mg KOH/g	D664	-	0,015	0,039	0,038

### III.6.3 Les bilans massiques de charge et des produits

Les débits de charge et des produits soutirés ainsi leurs rendements, pour le design et le cas réel, sont présentés dans le tableau ci-dessous :

**Tableau. III.6 :** Rendements des produits soutirés (réel et design)

Produit	Débit t/Jour	Rendement (%) actuel	Débit t/Jour	Rendement (%) design
<b>BRA</b>	1083,84	-	1356	-
<b>Gasoil</b>	125	11,53	217	16
<b>Distillat SPO</b>	48	04,42	62	04,60
<b>Slop cut léger</b>	00	00	161	11,87
<b>Distillat SAE10</b>	227	20,94	155	11,43
<b>Slop cut lourd</b>	00	00	96	07,08
<b>Distillat SAE30</b>	304	28,05	282	20,80
<b>RSV</b>	380	35,06	382	28,17

## Conclusion

Notre unité de distillation sous vide (U100) est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huile de base ; et les produits résiduels de la distillation atmosphérique qui alimente la tour de distillation sous vide permet l'obtention des fractions lubrifiantes recouvrir des plages de viscosité particulière.

## Introduction

La grande majorité des opérations réalisées dans l'industrie du raffinage ou la pétrochimie utilisent la température comme l'une des variables opératoires principales ; que ce soit pour vaporisation un couple d'hydrocarbure lors de son distillation ou autre opération unitaire.

Il est toujours nécessaire d'ajuster la température à un niveau requis par l'opération à réaliser. Ainsi les équipements qui permettant d'ajuster cette variable opératoire sont indispensables à des très nombreux points d'un procédé.

### IV.1 Les modes du transfert de la chaleur

La transmission de la chaleur ou la théorie d'échange de chaleur est une science qui traite de la propagation de la chaleur entre des corps ou des milieux à des températures différentes  $T_1$  et  $T_2$ . Il existe trois modes de transfert thermique :

#### ✓ La conduction

La conduction est la propagation de la chaleur de molécules à molécules (ou d'atomes à atomes ou d'ions à ions) dans un corps ou dans plusieurs corps contigus sans qu'il y ait mouvement de ce milieu ;

#### ✓ La convection

La convection est la propagation de la chaleur dans un fluide en mouvement. La transmission de chaleur s'effectue par l'action combinée de la conduction au sein du fluide et du mouvement du fluide ;

#### ✓ Le rayonnement

Le rayonnement est l'émission par un corps d'ondes électromagnétiques qui sont les vecteurs de ce transfert de chaleur. Les ondes sont émises dans toutes les directions et appartiennent au domaine de l'infrarouge et du visible. Aucun support matériel n'est nécessaire pour leur propagation <sup>[17]</sup>.

## IV.2 Les équipements de préchauffage et de la chauffe de la charge BRA

L'échelle des températures de différentes étapes de production est très vaste, on dispose deux types distincts d'équipement : la batterie d'échangeurs et le four.

### IV.2.1 Circuit de préchauffage de la charge

Le brut réduit alimentant l'unité est préchauffé par échange de chaleur avec le reflux circulant principal, SAE10, Slop cut lourd (ce soutirage est modifié), SAE30 et RSV.

Ce brut est refoulé vers les échangeurs E101 A et B où il reçoit la chaleur du reflux circulant principal. Il passe ensuite à travers les échangeurs E106 A et B où il échange une première fois la chaleur avec le résidu sous vide RSV, puis à travers les échangeurs E102, E103 et E104, il échange successivement sa chaleur avec les distillats SAE10, Slop cut lourd et SAE30.

Finalement la charge échange une seconde fois la chaleur avec le RSV dans les E105 A et B. On peut constater que le RSV est utilisé deux fois que les distillats SPO et le Slop cut léger, ayant peu de chaleur à céder, ne sont pas utilisés <sup>[10]</sup>.

#### IV.2.1.1 Les échangeurs de chaleur

Un échangeur de chaleur, comme son nom l'indique, est un appareil destiné à transmettre la chaleur d'un fluide à un autre. Dans les échangeurs les plus courants, les deux fluides sont séparés par une paroi à travers de laquelle les échanges se font par conduction, la transmission de chaleur fluide-paroi relevant essentiellement de la convection.

Les échangeurs de chaleurs peuvent assurer des fonctions différentes, éventuellement simultanées relativement aux objectifs concernant l'un des fluides ou les deux fluides participants à l'échange, notamment :

- ✓ La fonction de réfrigération ;
- ✓ La fonction de réchauffage ;
- ✓ La fonction de condensation ;
- ✓ La fonction de vaporisation <sup>[17]</sup>.

### IV.2.1.1.1 Classification des échangeurs de chaleur

Il existe plusieurs critères de classification des différents types d'échangeurs. Enumérons les principaux, à savoir <sup>[17]</sup>:

#### A) Selon les procédés de transfert

- **Un échangeur à contact direct**

Dans cette échangeur, le transfert de chaleur se fait entre deux (ou plusieurs) fluides non séparés.

- **Un échangeur à contact indirect**

Dans cet échangeur, le transfert de chaleur se fait à travers une surface solide séparant les fluides.

#### B) Selon la compacité

La compacité d'un échangeur peut être caractérisée par le rapport de la surface d'échange sur le volume de l'échangeur.

#### C) Selon le sens d'écoulement des fluides

Les sens d'écoulement des deux fluides permettent de distinguer trois types d'échangeurs :

- **Echangeur à contre courant** (Fig.IV.1)

Les deux fluides sont disposés parallèlement et vont dans des sens opposés.

- **Echangeur à courant parallèle** (Fig.IV.2)

Les deux fluides sont disposés parallèlement et vont dans le même sens.

- **Echangeur à courants croisés**

Les deux fluides sont positionnés perpendiculairement.

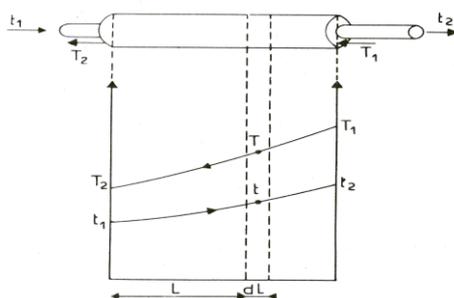


Fig. IV.1 : Echangeur à contre courant

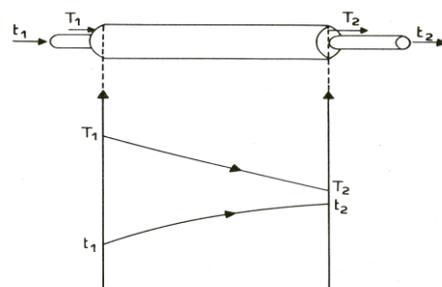


Fig. IV.2 : Echangeur à courant parallèle

### D) Selon la surface d'échange

- **Les échangeurs à plaques**

Ces échangeurs sont performants et compacts. Grâce à un meilleur coefficient de transfert, leur surface d'échange, pour une même quantité de chaleur échangée est beaucoup plus faible que celle d'un échangeur tubulaire conventionnel ; par ailleurs, Le faible espacement entre les plaques convient mieux aux fluides peu encrassant (dimensions des particules inférieures à 1 mm) et peu visqueux ( $\eta < 20 \text{ Pa.s}$ )



Fig. IV.3 : Echangeur à plaques

- **Les échangeurs spiraux**

Ils sont très compacts, et présentent des coefficients des échanges plus élevés que ceux des échangeurs tubulaires. Ils sont mieux adaptés aux liquides chargés et/ou visqueux grâce à la grande section de passage.

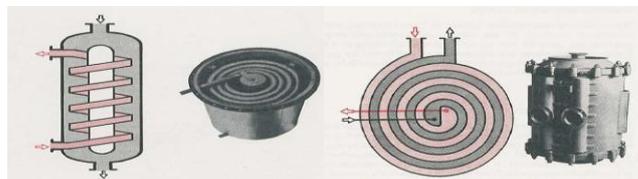


Fig. IV.4 : Les échangeurs spiraux

- **Les échangeurs à double tube**

Ils sont constitués par des séries de deux tubes concentriques réunis par des coudes et des boîtes de jonction, l'un des fluides circulant à l'intérieur du tube de plus petit diamètre, l'autre dans l'espace annulaire entre les deux tubes.

Ce type d'échangeur réalise la circulation parfaite à contre-courant. Il ne convient que pour des débits relativement faibles.

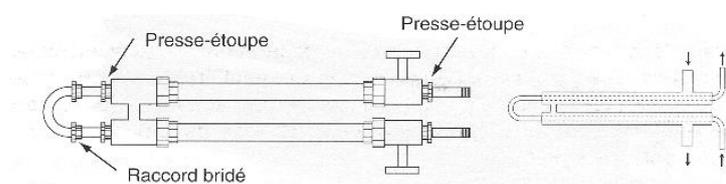


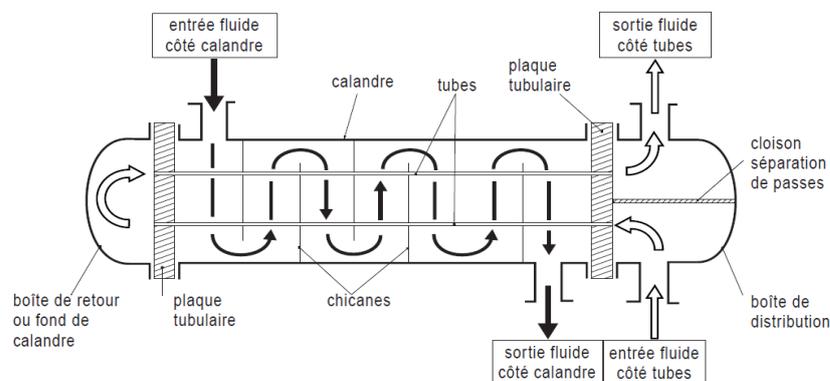
Fig. IV.5 : Echangeur à double tube

- **Echangeur à faisceau et calandre**

Ce type d'échangeurs est de loin le plus répandu dans les unités de transformations des industries chimiques et pétrochimiques. Un faisceau de tubes est situé à l'intérieur d'une calandre dans laquelle circule le deuxième fluide. Cette conception se retrouve également dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours multitubulaires.

Le faisceau est monté en deux plaques en communication avec des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes.

Le faisceau muni de chicanes est logé dans une calandre possédant des tubulures d'entrée et de sortie pour le deuxième fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau selon un chemin imposé par les chicanes.



**Fig. IV.6 :** Echangeur à faisceau et calandre

#### IV.2.1.1.2 Critère de choix d'un échangeur

Pour une application thermique spécifique, le choix du type d'échangeur de chaleur et de sa conception dépend de nombreux facteurs plus ou moins interdépendants. Les éléments de choix sont basés essentiellement sur les considérations suivantes.

- ✓ La puissance thermique ;
- ✓ Conditions de fonctionnement ;
- ✓ Niveau thermique des parois ;
- ✓ Les pertes de pression ;
- ✓ Conditions de tenue mécanique et de maintenance ;
- ✓ Le prix de l'échangeur <sup>[17]</sup>.

## IV.2.2 Chauffage de la charge

La température requise pour la distillation est obtenue dans le four H101, le débit est reparti en deux passes à l'entrée du four ; la vapeur est injectée dans les tubes avec la charge dans la zone de radiation de façon à limiter le cokage ; la chaleur de la cheminée du four sert également à surchauffer la vapeur BP utilisée dans l'unité comme une vapeur de stripping.

Le four H101 est équipé d'une régulation automatique, figure (IV.7) qui mesure la température du fluide chauffé à la sortie du four. Cette température agit directement en cascade sur un régulateur de pression (ou débit) du gaz combustible en amont des brûleurs. La figure (IV.8) visualise une image réelle du four H101 de l'unité 100 de la raffinerie d'Arzew et la figure (IV.9) représente le four dans un schéma simplifié.

Suivant les responsables du service huile de base, il a été constaté une augmentation de la température du peau des tubes ( $T_s$  température tolérable) qui risque d'avoir une fissure de tubes à l'intérieur du four suivi d'une formation de coke qui va diminuer le transfert de chaleur et de matière vers le produit BRA.

La charge alimentant l'unité de distillation sous vide est chauffée par le four qui est de type cabine, il contient : <sup>[10]</sup>

### ✓ Une zone de radiation

C'est une zone à l'intérieur dans laquelle les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur des produits de combustion principalement par radiation.

Cette zone est la chambre de combustion et elle est consacrée pour le réchauffage de la charge.

### ✓ Une zone de convection

Elle est localisée à la sortie des fumées de la chambre de combustion ; elle est constituée d'un faisceau de tubes placés en quinconce perpendiculairement à la direction des fumées.

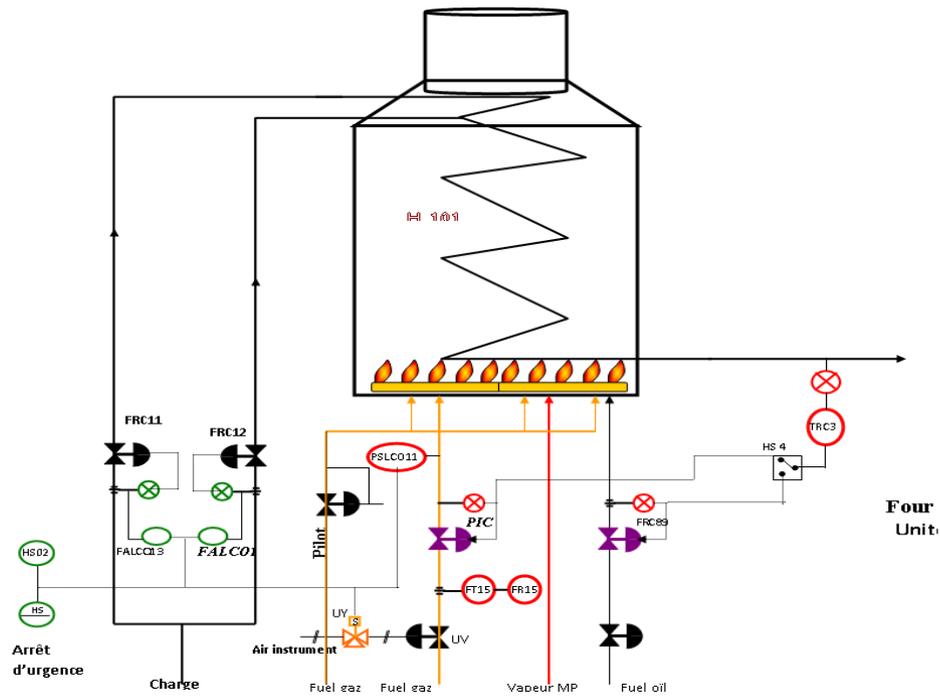


Fig. IV.7 : Régulation du four H101

## IV.2.2.1 Les Fours

### IV.2.2.1.1 Etude descriptive des fours

Dans la plupart des unités de raffinage ou de pétrochimie l'apport de l'énergie thermique requise par le procédé se fait par l'intermédiaire de fours à chauffage direct dans lesquels l'énergie produite par la combustion est transmise directement au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tubes. Cela justifie l'appellation four tubulaire généralement donnée à ce type d'appareil.

Le four est conçu et calculé pour permettre de transférer au fluide une quantité de chaleur donnée par heure. Le débit et la température d'entrée étant fixés à l'avance. Il faut donc faire apparaître dans le four une quantité de chaleur suffisante à la température voulue, pour réchauffer le fluide et compenser les pertes, et transférer la chaleur disponible au fluide dans des conditions telles que celui-ci ne soit pas détérioré.

Dans la plupart des fours de la raffinerie, l'admission de l'air de combustion dans le four est obtenue par la dépression qui règne à l'intérieur du four, elle est due au tirage naturel de la cheminée, les températures des produits de combustion sont toujours élevées. On peut les augmenter en préchauffant l'air de combustion par les fumées allant à la cheminée <sup>[18]</sup>.

Selon l'effet de l'apport de chaleur au fluide du procédé, on peut distinguer :

#### IV.2.2.1.1.1 Les fours de réchauffage de fluide sans changement de phase

Dans les quelles la charge liquide ou vapeur ne reçoit que de chaleur sensible .c'est le cas par exemple :

- Des fours des unités de reformage catalytique ou hydrotraitement de couple de tête de distillation du pétrole brut dans lesquelles la charge déjà vaporisée à l'entrée du four est portée à température nécessaire au déroulement des réactions chimiques sur les lits de catalyseur.
- Des fours à huile chaude ou un liquide caloporteur reçoivent l'énergie thermique qu'il cède ensuite dans des réchauffeurs.

#### IV.2.2.1.1.2 Les fours de réchauffage de liquide avec vaporisation partielle

C'est le cas de la plupart des fours des installations de distillation: four de distillation sous vide ou atmosphérique, four de rebouillage ; les fours de ce type sont d'ailleurs les plus nombreux ont la capacité thermique est la plus élevée.

Dans ces fours, la charge reçoit de la chaleur latente pour atteindre le degré de vaporisation requis.

Le taux de vaporisation exprime par la relation suivant :  $e = 1 - (D_L/D_{BF})$  (%)

Avec :  $D_L$  : Débit du brut flashé liquide à la sortie du four et  $D_{BF}$  : Débit du brut flashé

#### IV.2.2.1.1.3 Les fours de réchauffage de fluide avec réaction chimique

C'est le cas des fours des unités de craquage et de réformation thermique. Le produit est d'abord réchauffé jusqu'à la température de réaction.

Le four comporte une zone dite " zone de radiation " qui est celle où les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur principalement par radiation des produits de la combustion. Cette chambre représente la chambre de combustion où se développe la flamme.

En général c'est devant cette zone que sont placés les tubes, la plupart du temps en une rangée, parfois en deux rangées.

La zone de convection, si elle existe, est installée à la sortie des fumées de la chambre de combustion, elle est constituée d'un faisceau de tubes placés en quiconque, perpendiculairement ou parallèlement à la direction des fumées.

Dans les deux cas, on cherche à obtenir une vitesse assez grande pour les fumées de façon à augmenter le coefficient d'échange.

#### IV.2.2.1.2 Principaux types de four

Il existe une grande variété de fours tubulaires qui diffèrent notamment par leur géométrie, il s'agit de :

- **Fours cylindriques**

Fours cylindriques à tubes verticaux ou à faisceaux hélicoïdaux.

- **Fours cabines**

Fours à tubes horizontaux.

- **Fours BOX**

Fours à tubes horizontaux ou à tubes verticaux.

- **Fours double BOX**

Fours avec tubes horizontaux ou verticaux.

- **Fours spéciaux**

Fours de reforming catalytiques, Fours de reforming à la vapeur, Fours à brûleurs en voûte et Fours à brûleurs en murs <sup>[18]</sup>.



Fig. IV.8 : Le four H101 de l'unité 100 de la raffinerie d'Arzew

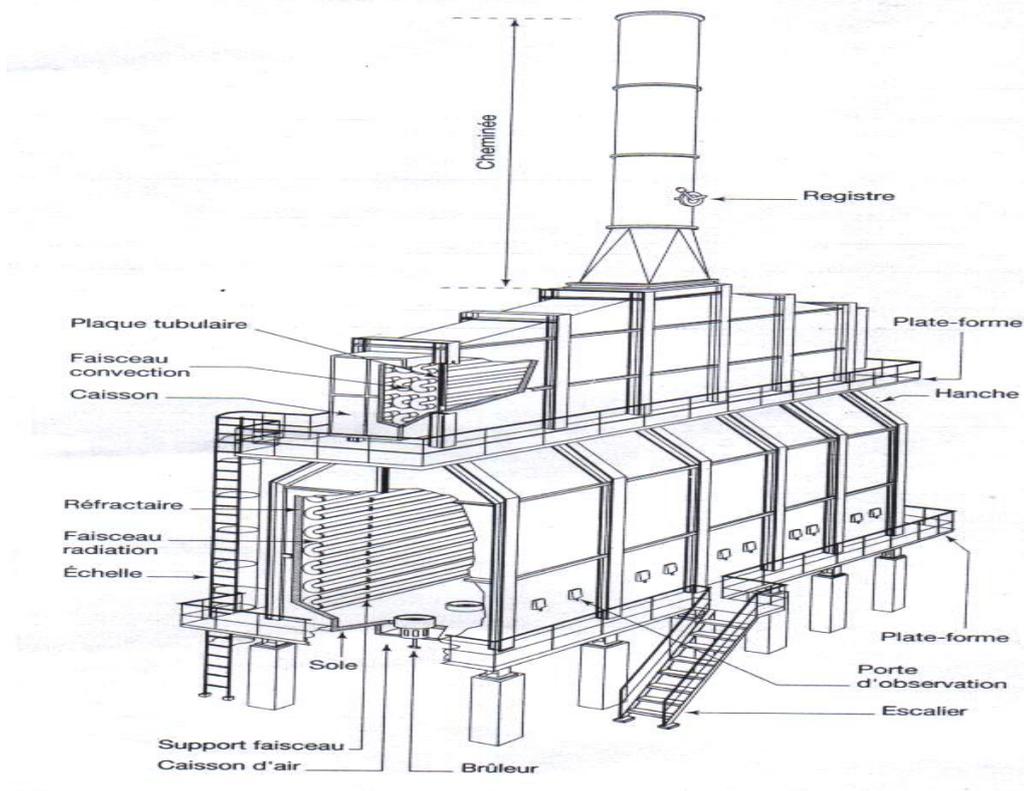


Fig. IV.9 : Four à cabine typique au four H101 [18]

#### IV.2.2.1.3 Critères de choix d'un four

Les principaux critères de choix d'un four sont :

- ✓ Caractéristiques physico-chimiques du fluide ;
- ✓ Type d'écoulement lié au fluide ;
- ✓ Technologie particulière à certains procédés ;
- ✓ Coût de l'investissement et d'exploitation ;
- ✓ Type de combustibles ;
- ✓ L'encombrement ;
- ✓ Conditions de service (température, pression; Pertes de charges admissibles, et taux vaporisation).

#### IV.2.2.1.4 Excès d'air

Pour avoir une combustion complète, c'est-à-dire sans présence d'oxyde de carbone dans les fumées sortant du four, il est nécessaire d'introduire dans le four une quantité d'air dans la mesure du possible, à la quantité strictement nécessaire à la combustion. Cette quantité est l'excès d'air que l'on exprime en % de la quantité d'air théorique.

Cette notion d'air est extrêmement importante. En effet, l'air en excès qui est inutile à la combustion est réchauffé au cours de son passage dans le four à la température des fumées, ce qui constitue une perte supplémentaire. Il y a donc intérêt à réduire l'excès d'air au minimum, sans toutefois descendre au dessous d'une limite raisonnable, car l'apparition du CO dans les fumées réduit considérablement la quantité de chaleur dégagée par la combustion et peut fort bien rendre nécessaire d'augmenter la quantité du combustible, donc en définitive, diminuer le rendement plus que ne le ferait un excès d'air légèrement plus élevé permettant une combustion complète.

Les fours modernes peuvent être conduits avec un excès d'air de 20 à 30 % si l'on brûle le gaz, et 25 à 40 % si l'on brûle le fuel avec une pulvérisation correcte <sup>[18]</sup>.

#### IV.2.2.1.5 La combustion

Pour assurer une combustion complète, les brûleurs provoquent un mélange intime de l'air et du combustible (le combustible utilisé dans le four H101 est le fuel gaz).

C'est un mélange d'hydrocarbures qui peut contenir des impuretés, en particulier du soufre dont la teneur peut être négligeable.

La chaleur dégagée par la combustion se présente sous forme de l'enthalpie des gaz et des particules en suspension ; en effet, il sera utile de connaître la composition de fuel gaz pour :

- Dimensionner le four ;
- Dimensionner les carnaux et la cheminée ;
- Evaluer la quantité des produits agressifs libérés <sup>[19]</sup>.

#### IV.2.2.1.6 Etude énergétique de four

Nous tenons compte, dans le calcul du four, uniquement de la zone de radiation en considérant que chaque chambre de combustion représente un four indépendant de l'autre.

Pour effectuer le calcul de rendement de four, il faut déterminer plusieurs paramètres tels que :

- ✓ Le pouvoir calorifique inférieur du gaz combustible (fuel gaz) ;
- ✓ La valeur de l'excès d'air et la température des fumées ;

- ✓ La détermination des enthalpies aux différentes températures de travail pour le calcul de la quantité de chaleur absorbée ;
- ✓ La quantité des fumées formées et celle de l'oxygène nécessaire pour la combustion.

#### IV.2.2.1.6.1 pouvoir calorifique de combustible

On appelle pouvoir calorifique “ PC ”, la quantité de chaleur exprimée en Kilocalories, dégagée par la combustion d'un Kilogramme ou d'un volume du combustible. Le pouvoir calorifique des combustibles liquides dépend de leur composition ; On distingue le pouvoir calorifique supérieur “ PCS ” et le pouvoir calorifique inférieur “ PCI ” :

##### ✓ Le PCS

C'est la quantité de chaleur dégagée lors de la combustion totale d'une unité de masse ou de volume de combustible, et que l'eau de la combustion soit totalement condensée.

##### ✓ Le PCI

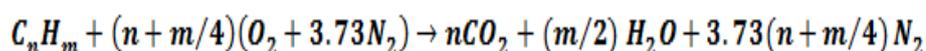
C'est la quantité de chaleur dégagée lors de la combustion totale d'une unité de masse ou de volume de combustible, et que l'eau de la combustion soit à l'état vapeur. Le pouvoir calorifique nous renseigne sur la quantité d'air nécessaire à la combustion.

Comme les fumées sortent à une température supérieure au point de condensation de la vapeur d'eau, on considère pour les calculs, en particulier pour le rendement du four, uniquement le pouvoir calorifique inférieur PCI.

Le pouvoir calorifique inférieur PCI du gaz combustible est calculé à partir de l'équation suivante :  $PCI_{(gaz)} = \Sigma(PCI_i * Y_i)$  Avec :  $Y_i$  (pourcentage molaire du gaz combustible) <sup>[19]</sup>

#### IV.2.2.1.6.2 Réaction de combustion

Le calcul est basé sur les équations stœchiométriques de la combustion des hydrocarbures ayant la formule chimique générale suivante :



Soit la composition d'air :  $N_2 = 78,07\%$ ,  $O_2 = 20,93\%$  et 1% autre gaz, donc on trouve pour chaque mole  $O_2$  un nombre de 3,73 de  $N_2$  <sup>[20]</sup>.

Les principales réactions des combustions neutres sont données dans le tableau ci-dessous :

**Tableau. IV.1** : Les principales réactions de combustion <sup>[19]</sup>

Combustible	Réaction de combustion
H <sub>2</sub>	$H_2 + 1 / 2 (O_2 + 3,73N_2) \rightarrow H_2O + 1,865N_2$
CH <sub>4</sub>	$CH_4 + 2 (O_2 + 3,73N_2) \rightarrow CO_2 + 2H_2O + 7,46N_2$
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	$C_2H_6 + 7 / 2 (O_2 + 3,73N_2) \rightarrow 2 CO_2 + 3 H_2O + 13,05N_2$
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	$C_3H_8 + 5 (O_2 + 3,73N_2) \rightarrow 3 CO_2 + 4 H_2O + 18,65N_2$
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	$C_4H_{10} + 13/2 (O_2 + 3,73N_2) \rightarrow 4 CO_2 + 5 H_2O + 24,25N_2$
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	$C_5H_{12} + 8 (O_2 + 3,73N_2) \rightarrow 5 CO_2 + 6 H_2O + 29,84N_2$

Ces réactions permettent de déterminer la quantité d'air nécessaire aux brûleurs ainsi que la composition et la quantité des fumées sèches et humides produites.

Les principaux produits agressifs contenus dans les fumées produites par les combustibles utilisés sont le CO<sub>2</sub>, le SO<sub>2</sub> et le NO; La connaissance de la teneur en produits agressifs s'impose aujourd'hui du fait de la réglementation sur la pollution atmosphérique <sup>[19]</sup>.

#### IV.2.2.1.6.3 La quantité totale d'oxygène

L'excès d'air est égal à 25 %, le rapport  $N_2/O_2 = 3,73$

$$V_{O_2 \text{ total}} = V_{O_2 \text{ consommée}} + V_{O_2 \text{ dans l'excès d'air}}$$

#### IV.2.2.1.6.4 La quantité totale du gaz inerte

Le volume du gaz inerte (N<sub>2</sub>) est :  $3,73 \times Q_{O_2 \text{ total}}$

La composition finale des fumées = la somme des composants au sortie du four

$$V_{\text{total des fumées}} = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{O_2 \text{ en excès}} + V_{N_2 \text{ total}}$$

#### IV.2.2.1.6.5 La quantité des fumées formée par la combustion de 1 kg de gaz

La quantité des fumées formée par la combustion de 1 kg de gaz combustible est déterminée en calculant les paramètres suivants :

- Masse moléculaire des fumées :

$$M_F = \Sigma(M_i * Y_i)$$

- Masse volumique des fumées aux conditions normales de T et de P

$$\rho_f = M_F / 22.4$$

- Masse moléculaire du gaz combustible :

$$M_{com} = \Sigma(M_i * Y_i)$$

- Masse volumique du gaz combustible aux conditions normales de T et de P

$$\rho_{com} = M_{com} / 22.4$$

Pour un kilogramme de combustible (1kg), on a : Chaleur sensible de l'air à 20°C.

$$Q_{sen} = M_{air} * CP_{air} * (T_{20} - T_0) \text{ Kcal/Kg de gaz}$$

#### IV.2.2.1.6.6 La chaleur totale de combustion

Débit du gaz design  $mg = 884 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , masse volumique du gaz  $\rho_{com} = 0,8462 \text{ kg/Nm}^3$

- Quantité de chaleur sensible de l'air :

$$Q_1 = Q_{sen} * m_{air} * \rho_{air} \text{ (Kcal/h)}$$

- Quantité de chaleur dégagée par le gaz

$$Q_2 = mg * PCI \text{ (Kcal/h)}$$

- La chaleur totale de combustion

$$Q_{total\ comb} = Q_1 + Q_2 \text{ (Kcal/h)}$$

La chaleur spécifique moléculaire des gaz constituant les fumées varie en fonction de la température. Mallard et le Chatellier ont déterminé ces chaleurs spécifiques qui sont :

✓ Pour O<sub>2</sub> et N<sub>2</sub> :  $Cp = 6.8 + 6 * 10^{-4} T \text{ Kcal/kmol.}^\circ\text{C}$

✓ Pour H<sub>2</sub>O :  $Cp = 8.1 + 2.9 * 10^{-4} T \text{ Kcal/kmol.}^\circ\text{C}$

✓ Pour CO<sub>2</sub> :  $Cp = 8.5 + 3.7 * 10^{-4} T \text{ Kcal/kmol.}^\circ\text{C}$

La quantité de chaleur des fumées :  $Q_{fumées} = M_F * H_{fumées}$

#### IV.2.2.1.6.7 Bilan thermique de four

Le diagramme ci-dessous donne une représentation graphique du bilan thermique :

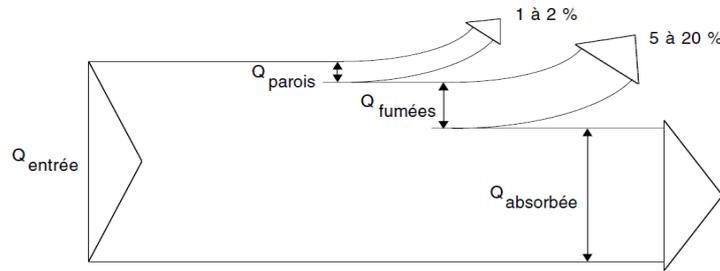


Fig. IV.10 : Représentation graphique du bilan thermique d'un four

Le rendement d'un four  $\eta$  est défini comme le rapport du débit de chaleur absorbé par le fluide procédé au débit de chaleur fourni au four par la combustion ( $Q$  entrée).

$$\eta (\%) = \frac{Q_{Absorbée}}{Q_{entrée}} * 100$$

Les pertes de chaleur à travers les parois du four par la conduction sont très faibles (1 à 3% de la chaleur libérée).

Les pertes les plus importantes sont les pertes à la cheminée, dissipées à l'atmosphère par les fumées qui sortent du four à une température assez élevée.

Donc le bilan thermique du four s'exprime :

$$Q_{libérée} = Q_{absorbée} + Q_{fumées} + Q_{parois} (Kcal/h)$$

Si on suppose que les pertes par la conduction sont négligeables par rapport aux pertes par les fumées, donc le rendement du four est dépend des pertes par les fumées.

Le pourcentage des pertes par les fumées dépend des facteurs suivants :

- ✓ L'excès d'air de combustion : le débit des fumées s'accroît avec l'augmentation de l'excès d'air qui entrain une diminution du rendement du four puisque l'augmentation de l'excès d'air consomme l'énergie libérée par les brûleurs.
- ✓ La température de fumées : lorsqu'une mauvaise récupération d'énergie de la zone de convection, la température des fumées sera plus élevée, donc le rendement du four devient plus faible.

L'expression du rendement devient :

$$\eta (\%) = \frac{H_c - H_f - H_{perte}}{Q_{entrée}} * 100$$

Avec :

- $H_f$  = l'enthalpie des fumées, calculée d'après leurs compositions à la température de sortie de la cheminée.
- $H_c$  = l'enthalpie de combustion = pouvoir calorifique du gaz combustible + chaleur sensible de la combustion + chaleur sensible de l'air de combustion.
- $H_{perte}$  = la quantité de chaleur perdue par les parois du four + la quantité de chaleur absorbée dans le four <sup>[19]</sup>

## Conclusion

Les procédés utilisés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis.

La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie. De ce fait les fours et les échangeurs de chaleur constituent des appareillages importants et omniprésents dans toutes les unités de raffinage.

## Introduction

Les procédés utilisés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis. La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie. De ce fait les fours et les échangeurs de chaleur constituent des appareillages importants et omniprésents dans toute unité de raffinage.

### V.1 Calcul de l'efficacité de la batterie d'échange de chaleur

Pour caractériser les performances thermiques d'un échangeur et la démarche la plus naturelle paraît être de comparer sa quantité de chaleur mesurée par rapport à ce qu'il pourrait transmettre s'il était à contre courant et infiniment grand, de point de vue économique.

Un échangeur est souvent dimensionné pour avoir une efficacité comprise entre 0,5 et 0,6.

#### V.1.1 Calcul de la quantité de chaleur des échangeurs

##### V.1.1.1 Le bilan thermique

La quantité de chaleur perdue par le fluide chaud = La quantité de chaleur gagnée par le fluide froid – les pertes

$$Q = \text{débit} \cdot C_p (T_{\text{sortie}} - T_{\text{entrée}})$$

$$C_p = 4,18 (0,35 + 0,055kw) (0,3065 - 0,16734d) + T (1,467 \cdot 10^{-3} - 5,508 \cdot 10^{-4}d)$$

Avec :  $C_p$  en  $\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{K}$  : La chaleur spécifique des fractions pétrolier liquide;  $Kw$  : facteur de caractérisation de Watson ( $Kw=11,8$ );  $d$  : densité de BRA;  $T$  : température de produit en  $^\circ\text{K}$ .

##### V.1.1.2 Détermination de coefficient d'échange global U :

Le coefficient global d'échange moyen U d'un équipement ( $\text{kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ) exprime la capacité de l'équipement à échanger de la chaleur par unité de surface d'échange et par écart de  $1^\circ\text{C}$  entre fluide chaud et fluide froid.

$$Q = U \cdot S \cdot \Delta T$$

Avec :  $U$  : coefficient d'échange ;  $S$  : surface total d'échange ;  $\Delta T$ : différence de température.

**Calcul du DTLM:**  $\Delta T = F \cdot \text{DTLM}$  Avec :  $F$ : facteur de correction ;  $F = (\text{DTLM} - \Delta t_2) / (\Delta t_1 - \Delta t_2)$

$$\text{DTLM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left( \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)}$$

A. L'échangeur de chaleur E101A/B, (S=279m<sup>2</sup>\*2)

Tableau. V.1 : Paramètres de l'échangeur de chaleur E101A/B

Côté tube (reflux principal)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	243	217
	T <sub>2 sortie</sub>	160	129
Côté calandre (BRA)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	50	64
	T <sub>2sortie</sub>	217	111
Température sortie (°C)		56,5	
Densité de BRA		0,905	0,931
Calcul		Design	Réel
Chaleur spécifique (kJ/kg. °k)		0,9612	0,9517
Chaleur échange (kJ/h)		9069827,79	2527468,02
DTLM (°C)		58,24	59,40
F		0,38	0,39
ΔT (°C)		22,34	33,45
Coeff d'échange U (kJ/m <sup>2</sup> . °C)		727,2639	193,07

La quantité de chaleur maximum échangeable  $Q_{\max}=112929942,2$  kJ/h / L'efficacité  $E=0,30$

B. L'échangeur de chaleur E102, (S=90,8m<sup>2</sup>)

Tableau. V.2 : Paramètres de l'échangeur de chaleur E102

Côté tube (SAE10)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	294	274
	T <sub>2 sortie</sub>	254	215
Côté calandre (BRA)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	232	142
	T <sub>2sortie</sub>	239	161
Température sortie (°C)		56,5	
Densité de BRA		0,905	0,931
Calcul		Design	Réel
Chaleur spécifique (kJ/kg. °k)		1,1123	1,026
Chaleur échange (kJ/h)		251387,737	1101640,85
DTLM (°C)		36,01	91,54
F		0,42	0,46
ΔT (°C)		15,29	42,45
Coeff d'échange U (kJ/m <sup>2</sup> . °C)		181,01	284,53

La quantité de chaleur maximum échangeable  $Q_{\max}=7653504,89$  kJ/h / L'efficacité  $E=0,14$

C. L'échangeur de chaleur E103, (S=20,4m<sup>2</sup>)

Tableau. V.3 : Paramètres de l'échangeur de chaleur E103

Côté tube (Slup cut Lourd)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	324	307
	T <sub>2 sortie</sub>	259	215
Côté calandre (BRA)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	237	161
	T <sub>2sortie</sub>	242	162,01
Température sortie (°C)		56,5	
Densité de BRA		0,905	0,931
Calcul		Design	Réel
Chaleur spécifique (kJ/kg. °k)		1,423	1,0443
Chaleur échange (kJ/h)		322716,537	59595,4913
DTLM (°C)		45,60	91,75
F		0,39	0,41
ΔT (°C)		17,94	38,49
Coeff d'échange U (kJ/m <sup>2</sup> . °C)		881,77	74,88

La quantité de chaleur maximum échangeable  $Q_{\max} = 8614793,79 \text{ kJ/h}$  / L'efficacité  $E = 0,0069$

D. L'échangeur de chaleur E104, (S=73m<sup>2</sup>)

Tableau. V.4 : Paramètres de l'échangeur de chaleur E104

Côté tube (SAE30)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	335	324
	T <sub>2 sortie</sub>	264	233
Côté calandre (BRA)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	242	162,01
	T <sub>2sortie</sub>	258	204
Température sortie (°C)		56,5	
Densité de BRA		0,905	0,931
Calcul		Design	Réel
Chaleur spécifique (kJ/kg. °k)		1,1472	1,045
Chaleur échange (kJ/h)		1037070,66	2480492,68
DTLM (°C)		43,90	98,64
F		0,93	0,46
ΔT (°C)		17,48	45,99
Coeff d'échange U (kJ/m <sup>2</sup> . °C)		812,55	738,11

La quantité de chaleur maximum échangeable  $Q_{\max} = 6732765,84 \text{ kJ/h}$  / L'efficacité  $E = 0,25$

E. L'échangeur de chaleur E105, (S=51,7m<sup>2</sup>)

Tableau. V.5 : Paramètres de l'échangeur de chaleur E105

Côté tube (RSV)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	357	342
	T <sub>2 sortie</sub>	282	250
Côté calandre (BRA)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	258	204
	T <sub>2sortie</sub>	280	245
Température sortie (°C)		56,5	
Densité de BRA		0,905	0,931
Calcul		Design	Réel
Chaleur spécifique (kJ/kg. °k)		1,1626	1,0853
Chaleur échange (kJ/h)		1445234,2	2514270,82
DTLM (°C)		45,46	68,35
F		0,40	0,43
ΔT (°C)		18,41	29,96
Coeff d'échange U (kJ/m <sup>2</sup> . °C)		759,11	811,39

La quantité de chaleur maximum échangeable  $Q_{\max}=8462667,63\text{kJ/h}$  / L'efficacité  $E=0,29$

F. L'échangeur de chaleur E106 A/B, (S=44,7m<sup>2</sup>)

Tableau. V.6 : Paramètres de l'échangeur de chaleur E106 A/B

Côté calandre (BRA)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	217	188
	T <sub>2 sortie</sub>	232	206
Température sortie (°C)		56,5	
Densité de BRA		0,905	0,931
Côté calandre (RSV)		Design	Réel
Température (°C)	T <sub>1entrée</sub>	282	111
	T <sub>2sortie</sub>	239	161
Calcul		Design	Réel
Chaleur spécifique (kJ/kg. °k)		1,1229	0,9966
Chaleur échange (kJ/h)		951733,097	2815490,36
DTLM (°C)		35,10	86,98
F		0,43	0,49
ΔT (°C)		14,47	43,15
Coeff d'échange U (kJ/m <sup>2</sup> . °C)		733,46	267,357

La quantité de chaleur maximum échangeable  $Q_{\max}=7827063,2\text{kJ/h}$  / L'efficacité  $E=0,35$

### V.1.2 Interprétation des résultats :

Tableau. V.7 : Coefficient d'échange global U pour les différents échangeurs

Echangeur	U Design (kJ/m <sup>2</sup> .°C)	U Réel (kJ/m <sup>2</sup> .°C)	L'efficacité
E101A/B	727,2639	139,07	E=0,3
E102	181,01	284,53	E=0,14
E103	881,77	74,88	E=0,0068
E104	812,55	738,44	E=0,25
E105	759,11	811,80	E=0,29
E106A/B	733,46	267,35	E=0,35

D'après les résultats obtenus et en comparaison avec ceux du design pour un taux de charge égale à 100% ; la diminution de l'efficacité des échangeurs E102 et E105 est plus faible, alors pour l'échangeur E103 elle est de 0,0068 qui représente un faible transfert de chaleur pour avoir une valeur de coefficient de transfert global réel  $U = 74,88 \text{ kJ/m}^2\text{°C}$ .

Cette valeur calculée a permis de donner une approche réelle aux responsables de l'unité des huiles de bases qui pourraient prendre en considération cette valeur afin de résoudre ce problème dont l'installation d'un échangeur de chaleur en amont du four H101 restera primordiale.

Dans le but de l'optimisation et l'augmentation des rendements des distillats SAE10/SAE30, le soutirage des coupes slup-cut léger et slup-cut lourd a été modifié.

Le slup-cut léger est soutiré avec le distillat SAE10 dans le plateau n°16, et la coupe slup-cut lourd est soutirée avec le distillat SAE30 au niveau du plateau 2.

## V.2 Calcul du rendement du four

### V.2.1 Condition de service du four de l'unité de distillation sous vide

Le four H101 qui réchauffe le brut réduit atmosphérique (BRA) est de type cabine qui comprend une zone de radiation et une zone de convection. Il est équipé de neuf (09) brûleurs à air induit.

Le four H101 fonctionne dans les conditions de service qui sont données sur le tableau suivant :

**Tableau. V.8 :** Conditions de marche du four H101 (Cas de design)

Caractéristiques	Zone de radiation	Zone de convection
Nombre de passes	2	2
Nombre des tubes	52	24
Température entrée (°C)	280 (235 cas réel)	
Température sortie (°C)	380	
Débit de la charge (t/h)	56,5	
Débit de fuel gaz (m <sup>3</sup> /h)	884	
Perte de charge (bars)	08	
Température de surface des tubes (°C)	550 max	

## V.2.2 Les compositions des fumées

Le tableau ci-dessous indique la composition et la quantité obtenue des fumées ainsi que la quantité théorique d'oxygène nécessaire pour assurer la combustion,

**Tableau. V.9 :** Tableau récapitulatif de la composition des fumées (pour 100 Nm<sup>3</sup> de gaz)

Constituants du combustible	Pourcentage molaires $Y_i$	O <sub>2</sub> de la combustion (Nm <sup>3</sup> )	Composition des fumées			
			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
H <sub>2</sub>	1,25	0,625	-	1,25	-	2,33
C <sub>1</sub>	84,29	168,58	84,29	168,58	-	629
C <sub>2</sub>	7,6	26,6	15,2	22,8	-	99
C <sub>3</sub>	5,97	29,85	17,91	23,88	-	111,4
iC <sub>4</sub>	0,29	1,885	1,16	1,45	-	7,03
nC <sub>4</sub>	0,44	2,86	1,76	2,2	-	10,7
iC <sub>5</sub>	0,1	0,8	0,5	0,6	-	3,0
nC <sub>5</sub>	0,06	0,48	0,3	0,36	-	1,8
<b>TOTAL</b>	100	231,68	-	-	-	864,26
<b>O<sub>2</sub> dans l'excès d'air</b>		57,92	121,12	221,12	57,92	1080
<b>O<sub>2</sub> dans l'air de combustion</b>		289,6	08,18	14,94	03,91	72,97
<b>N<sub>2</sub> dans l'air de combustion</b>		<b>1080</b>	%	%	%	%
<b>Nombres de Nm<sup>3</sup> d'air de combustion pour 100 Nm<sup>3</sup> de gaz combustible</b>		<b>1369,8</b>	<b>1480</b>			

Pour établir ce tableau, plusieurs calculs intermédiaires ont été effectués comme suit:

### V.2.2.1 Calcul de la quantité totale d'oxygène nécessaire à la combustion

L'excès d'air est égal à 25 %, le rapport  $N_2/O_2 = 3,73$

$$V_{O_2 \text{ total}} = V_{O_2 \text{ consommée}} + V_{O_2 \text{ dans l'excès d'air}} = 231.68 + 57.92 = 289.6 \text{ Nm}^3$$

### V.2.2.2 Calcul de la quantité totale du gaz inerte

La composition finale des fumées = la somme des composants à la sortie du four

$$\begin{aligned} V_{\text{total des fumées}} &= V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{O_2 \text{ en excès}} + V_{N_2 \text{ total}} \\ &= 121.12 + 221.12 + 57.92 + 1080 = 1480 \text{ Nm}^3 \end{aligned}$$

Le débit du gaz inerte ( $N_2$ ) est :  $3,73 \times 289,6 = 1080 \text{ Nm}^3$

### V.2.2.3 Calcul de la quantité des fumées formée par la combustion de 1 kg de gaz

La quantité des fumées formées par la combustion de 1 kg de gaz combustible est déterminée en calculant les paramètres suivants :

#### a. Masse moléculaire des fumées

$$M_F = \Sigma(M_i * Y_i) = M_{CO_2} * Y_{CO_2} + M_{O_2} * Y_{O_2} + M_{H_2O} * Y_{H_2O} + M_{N_2} * Y_{N_2}$$

$$M_F = 44 * 0.0818 + 32 * 0.0391 + 18 * 0.1494 + 28 * 0.7297 = 27.97 \text{ kg/kmole}$$

#### b. Masse volumique des fumées aux conditions normales de T et de P

$$\rho_f = M_F / 22.4 = 27.97 / 22.4 = 1.248 \text{ kg/Nm}^3$$

#### c. Masse moléculaire du gaz combustible

$$M_{com} = \Sigma(M_i * Y_i)$$

$$\begin{aligned} M_{com} &= M_{H_2} * Y_{H_2} + M_{C_1} * Y_{C_1} + M_{C_2} * Y_{C_2} + M_{C_3} * Y_{C_3} + M_{iC_4} * Y_{iC_4} + M_{nC_4} * Y_{nC_4} + M_{iC_5} \\ &\quad * Y_{iC_5} + M_{nC_5} * Y_{nC_5} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{com} &= 1 * 0.0125 + 16 * 0.8429 + 30 * 0.076 + 44 * 0.0597 + 58 * 0.0029 + 58 * 0.0044 \\ &\quad + 72 * 0.001 + 72 * 0.0006 \end{aligned}$$

$$M_{com} = 18.956 \text{ kg/kmol}$$

**d. Masse volumique du gaz combustible aux conditions normales de T et de P**

$$\rho_{com} = M_{com}/22.4 = 18.956/22.4 = 0.8462 \text{ kg/Nm}^3$$

**e. Le volume de fumées:**

$$\text{Pour } 100 \text{ Nm}^3 \text{ de fuel gaz} \rightarrow V_f = 1480 \text{ Nm}^3$$

Donc  $1 \text{ Nm}^3$  de gaz dégage un volume de fumées  $V_f = 14,80 \text{ Nm}^3$

$$\text{Pour } 1 \text{ kg de fuel gaz} \rightarrow \text{la masse des fumées: } m_f = \frac{\rho_f * V_f}{\rho_{com}} = \frac{1.248 * 14.8}{0.8462} = 21.82 \text{ kg}$$

Pour  $1 \text{ Nm}^3$  de gaz combustible nécessite  $13,698 \text{ Nm}^3$  d'air.

La masse volumique de l'air =  $1,294 \text{ kg/Nm}^3$ .

Donc :  $1 \text{ kg}$  de gaz combustible nécessite  $20,94 \text{ kg}$  d'air.

**V.2.3 Calcul du rendement du four H101 par la 1<sup>ère</sup> méthode**

Le rendement d'un four  $\eta$  est défini comme le rapport du débit de chaleur absorbé par le fluide procédé au débit de chaleur fourni au four par la combustion (Q entrée).

$$\eta(\text{four}) = [(Q_{abs\ BRA} + Q_{abs\ vap\ vilos} + Q_{abs\ vap\ surch})/Q_{fg\ dégage}] * 100$$

**V.2.3.1 Calcul de la quantité de chaleur dégagée**

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) du gaz combustible est calculé à partir de l'annexe (V.1) et les paramètres de marche du fuel gaz sont cités dans le tableau (Tab. V.10).

La composition du gaz combustible est donnée par l'analyse chromatographique (Tab. V11).

$$Q_{dégagé} = PCI_{fg} * M_{fg}$$

**Tableau. V.10** : Paramètres de marche du fuel gaz

Paramètres de gaz	Design	Réel
Température (°C)	20	20
Pression (bar)	3,5	3,5
Débits m <sup>3</sup> /h	884	1015

Tableau. V.11 : Analyse chromatographique de fuel gaz

Constituants	Fraction molaire $Y_i$ %	PCI <sub>i</sub> (kcal / Nm <sup>3</sup> )	PCI <sub>i</sub> * Y <sub>i</sub> (kcal / Nm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub>	1,25	2580,26	32,25
C <sub>1</sub>	84,29	8533,38	7192,78
C <sub>2</sub>	7,6	15291,41	1162,15
C <sub>3</sub>	5,97	21753,08	1298,66
iC <sub>4</sub>	0,29	28300,29	82,07
nC <sub>4</sub>	0,44	28214,31	124,14
iC <sub>5</sub>	0,1	34828,08	3,48
nC <sub>5</sub>	0,06	34739,01	20,84
Total	100	174239,82	9916,38

Le pouvoir calorifique inférieur du combustible =  $9916,38 \text{ kcal / Nm}^3 = 11718,72 \text{ kcal/kg}$

**La chaleur sensible de l'air à 20 °C :**

La chaleur spécifique de l'air est prise à partir de l'annexe (V.2).

$$Q_{sen} = M_{air} * CP_{air} * (T_{20} - T_0) = 20.94 * 0.24 * 20 = 100.5 \text{ Kcal/Kg de gaz}$$

✓ **Pour le cas de design :**

Débit du fuel gaz =  $884 \text{ Nm}^3/\text{h}$  et sa masse volumique  $\rho = 0,8462 \text{ kg/Nm}^3$

**On a :**

La quantité de chaleur sensible de l'air total :  $Q_1 = 100.5 * 884 * 0.8462 = 75178 \text{ kcal/h}$

Et la quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz :  $Q_2 = 884 * 9916.38 = 8766079.92 \text{ kcal/h}$

**Donc :**

La quantité de chaleur dégagée par le combustible :  $Q_{total} = Q_1 + Q_2 = 8841257.92 \text{ kcal/h}$

✓ **Pour le cas réel :** Débit du fuel gaz =  $1015 \text{ Nm}^3/\text{h}$

**On a :**

La quantité de chaleur sensible de l'air total:  $Q_1 = 100.5 * 1015 * 0.8462 = 86318.74 \text{ kcal/h}$

Et la quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz :  $Q_2 = 1015 * 9916.38 = 10065125.7 \text{ kcal/h}$

**Donc :**

La quantité de chaleur dégagée par le combustible :  $Q_{total} = Q_1 + Q_2 = 10151444.4 \text{ kcal/h}$

### V.2.3.2 Calcul de la quantité de chaleur absorbée par la vapeur

#### V.2.3.2.1 La quantité de chaleur absorbée par la vapeur surchauffée

$$Q_{vapsur} = M_{vapsur} * (H_s - H_e)$$

Avec : ( $H_e$  et  $H_s$ ) : Enthalpie de vapeur d'eau déterminées par l'annexe (V.3).

**Tableau. V.12 :** Conditions opératoires de la vapeur surchauffée

Vapeur surchauffée (BP)	Design	Réel
Température d'entrée (°C)	140	140
Température de sortie (°C)	316	335
Pression d'entrée (bar)	3,5	3,5
Pression de sortie (bar)	3,5	3,5
Débit (Tonne/h)	4	2

**On a :**

Enthalpie de la vapeur surchauffée à l'entrée  $H_e = 655 \text{ kcal/kg}$

Enthalpie de la vapeur surchauffée à la sortie  $H_s$  (design) = 740 kcal/kg

Enthalpie de la vapeur surchauffée à la sortie  $H_s$  (réel) = 750 kcal/kg

**Donc :**

Quantité de chaleur dans le cas de design:  $Q_{VSC} = \dot{m} * \Delta H = 4000 * 85 = 340000 \text{ kcal/h}$

Quantité de chaleur dans le cas réel:  $Q_{VSC} = \dot{m} * \Delta H = 2000 * 95 = 190000 \text{ kcal/h}$

#### V.2.3.2.2. La quantité de chaleur absorbée par la vapeur d'eau injectée

$$Q_{vapvilos} = M_{vapvilos} * (H_s - H_e)$$

**Tableau. V.13** : Conditions opératoires de la vapeur surchauffée injectée avec la charge

Vapeur de vitesse (MP)	Design	Réel
Température d'entrée °C	240	240
Température de sortie °C	380	380
Pression d'entrée	8,46	8,46
Pression de sortie	0,46	0,46
Débits T/h	2,6	1,4

**On a :**

Enthalpie de la vapeur surchauffée injectée à l'entrée :  $H_e = 700 \text{ kcal / kg}$

Enthalpie de la vapeur surchauffée injectée à la sortie :  $H_s = 775 \text{ kcal / kg}$

**Donc :**

Quantité de chaleur dans le cas du design:  $Q_{VSC} = \dot{m} * \Delta H = 2600 * 75 = 195000 \text{ kcal/h}$

Quantité de chaleur dans le cas réel:  $Q_{VSC} = \dot{m} * \Delta H = 1400 * 75 = 105000 \text{ kcal/h}$

### V.2.3.2.3 La quantité de chaleur absorbée par le BRA

(La densité du BRA est déterminée par l'annexe (V.4) et (La capacité calorifique du BRA est donnée par l'annexe (V.5).

À l'entrée:  $Q_{BRA \text{ entrée}} = \dot{m} * C_{pBRA} * T_e$

**Tableau. V.14** : Les paramètres de marche de la charge (BRA)

La charge (BRA)	Design	Réel
Débit T/h	56,5	46,56
Température d'entrée (°C)	280	226
Densité	0,712	0,740
Cp en kcal/kg C°	0,646	0,741

• **Dans le cas du design:**  $Q_{BRA \text{ entrée}} = 10222974 \text{ kcal / h}$

• **Dans le cas réel:**  $Q_{BRA \text{ entrée}} = 7853324 \text{ kcal / h}$

À la sortie : nous avons deux phases :  $Q_{BRA \text{ sortie}} = Q_{BRA(L)} + Q_{BRA(V)}$

✓ **La phase liquide :**  $Q_{\text{BRA(V)}} = m * H_L * (1 - e)$

Avec :

$e$  : pourcentage de la vapeur dans le cas du design ( $e = 65,5 \%$ )

$e$  : pourcentage de la vapeur dans le cas réel ( $e = 57 \%$ )

$H_L$  : enthalpie à l'état liquide, déterminée par l'annexe (V.6), égale à **260 kcal/kg**

• **Dans le cas du Design:**  $Q_{\text{BRA(L)}} = 56500 * 260 * (1 - 0,655)$

$$Q_{\text{BRA(L)}} = 5068050 \text{ kcal / h}$$

• **Dans le cas Réel :**  $Q_{\text{BRA(L)}} = 46560 * 260 * (1 - 0,57)$

$$Q_{\text{BRA(L)}} = 5093608 \text{ kcal / h}$$

✓ **La phase vapeur :**  $Q_{\text{BRA(V)}} = m * (H_V + F) * e$

Avec :

$H_V$  : enthalpie à l'état vapeur, déterminée par l'annexe (V.6), égale à 310 kcal/kg

$F$  : facteur de correction ( $F=0$  pour  $K_{uop} = 11,8$ )

• **Dans le cas du Design:**  $Q_{\text{BRA(v)}} = 56500 * 310 * 0,655$

$$Q_{\text{BRA(v)}} = 11472325 \text{ kcal / h}$$

• **Dans le cas Réel:**  $Q_{\text{BRA(L)}} = 46560 * 310 * 0,57$

$$Q_{\text{BRA(L)}} = 8050452 \text{ kcal / h}$$

**La quantité de chaleur du BRA à la sortie du four :**

• **Dans le cas du Design:**  $Q_{\text{BRA sortie}} = 16540375 \text{ kcal / h}$

• **Dans le cas Réel:**  $Q_{\text{BRA sortie}} = 13144060 \text{ kcal / h}$

Donc:

La quantité de chaleur absorbée par le BRA est :  $Q_{\text{BRA absorbée}} = Q_{\text{(BRA sortie)}} - Q_{\text{(BRA entrée)}}$

• **Dans le cas du Design:**  $Q_{\text{BRA absorbée}} = 6317400 \text{ kcal / h}$

• **Dans le cas Réel:**  $Q_{\text{BRA absorbée}} = 5290736 \text{ kcal / h}$

**La formule de calcul du rendement du four est exprimée comme suit :**

$$\eta(\text{four}) = [(Q_{\text{abs BRA}} + Q_{\text{abs vap vilos}} + Q_{\text{abs vap surch}}) / Q_{\text{fg dégagé}}] * 100$$

• **Dans le cas du Design:**

$$\eta(\text{four}) = [(6317400 + 340000 + 195000) / 8841257,92] * 100 = 78,90 \%$$

- Dans le cas Réel:

$$\eta (\text{four}) = [(5290736+190000+105000)/10151444,4]*100=55,02 \%$$

## V.2.4 Vérification du rendement du four H101 par la 2<sup>ème</sup> méthode

La chaleur absorbée peut encore s'exprimer comme suit:  $Q_{\text{absorbée}} = Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{fumées}} - Q_{\text{parois}}$

Donc l'expression du rendement devient :

$$\eta (\%) = \frac{Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{fumées}} - Q_{\text{parois}}}{Q_{\text{entrée}}} * 100$$

### V.2.4.1 Calcul des pertes de chaleur par les fumées

Les pertes les plus importants sont les pertes à la cheminée, dissipées à l'atmosphère par les fumées qui sortent du four à une température assez élevé.

Chaleur spécifique moyenne des fumées est calculée à partir des équations de Mallard et le Chatellier :

Calcul de l'enthalpie des fumées :  $H_i = C_p * t$

**Pour le cas du design** : La température des fumées dans le cas du design est égale 335 °C

**Tableau. V.15:** Enthalpies des fumées dans le cas du design

Composition des fumées	C <sub>p</sub> (Kcal / kmol)	H (Kcal / kmol)	H <sub>i</sub> (Kcal / kg)	H des fumées H <sub>i</sub> ×Y <sub>i</sub> (kcal/kg)
O <sub>2</sub>	7,00	2345	73,28	2,865
N <sub>2</sub>	7,00	2345	83,75	61,110
H <sub>2</sub> O	8,197	2746	152,55	22,79
CO <sub>2</sub>	8,624	2889	65,66	05,370
Total	-	-	-	<b>92,137</b>

$H_{\text{fumées}} = 92,137 \text{ kcal / kg de fumées}$

**Pour :** 1 Nm<sup>3</sup> de combustible ; La quantité des fumées = **14,8 Nm<sup>3</sup>** ;

Un débit de combustible = **884 Nm<sup>3</sup>/h**,

Le débit de fumées :  $884 \times 14,8 * 1,248 = 16327,83 \text{ kg/h}$

**Donc :**  $H_{\text{fumées totale}} = 16327,83 * 92,137 = 1504394 \text{ kcal / h}$

### V.2.4.2 Calcul des pertes de chaleur par parois

Nous admettons que les pertes au niveau du four sont réparties comme suit :

- Pertes par parois en zone de radiation : **1%**
- Pertes par parois en zone de convection : **0,5%**

Les pertes de 1,5 % =  $8841257,92 * 0,015 = 132618$  kcal/h

(Les pertes totales = perte par les parois + perte par les fumées)

Les pertes totales = 132618 (parois) + 1504394 (fumées) = **1637904,4 kcal/h**

**Donc le rendement du four H101 est :**

$$\eta (\text{four}) = [(8841257,92 - 1637904,4/8841257,92)*100 = \mathbf{81,47 \%}$$

**Pour notre cas actuel :** La température des fumées est égale 400 °C

**Tableau. V.16 :** Enthalpie des fumées dans le cas réel

Composition des fumées	C <sub>P</sub> (Kcal / kmol)	H (Kcal / kmol)	H <sub>i</sub> (Kcal / kg)	H des fumées H <sub>1</sub> ×Y <sub>1</sub> (kcal/kg)
O <sub>2</sub>	7,04	2816	88	34,40
N <sub>2</sub>	7,04	2816	100,57	97,39
H <sub>2</sub> O	8,22	3288	182,66	27,29
CO <sub>2</sub>	8,65	3460	78,63	64,30
Total	-	-	-	<b>223,38</b>

H<sub>fumées</sub> = **223,38 kcal / kg** de fumées

**Pour :** Un débit de combustible = **1015 Nm<sup>3</sup>/h**

Débits de fumées :  $1015 \times 14,8 * 1,248 = 18747,46$  kg/h

**Donc :** H<sub>fumées totale</sub> =  $18747,46 * 223,38 = 4187807,61$  kcal / h

Les pertes totales = 132618 (parois) + 4187807,61 (fumées) = **4320425,61 kcal/h**

**Donc le rendement du four H101 est :**

$$\eta (\text{four}) = [(10151444,4 - 4320425,61/10151444,4)*100 = \mathbf{57,44 \%}$$

**Conclusion:**

Les résultats obtenus par la méthode simplifiée sont presque les mêmes que les résultats obtenus par la méthode des bilans thermiques.

Tableau. V.17 : Bilan thermique du four H101

Chaleur	Cas reel (kcal/h) *10 <sup>6</sup>	Cas design (kcal/h)*10 <sup>6</sup>
Chaleur absorbée par la charge	5,290	6,318
Chaleur absorbée par la vapeur surchauffée	0,190	0,340
Chaleur absorbée par la vapeur de vélocité	0,105	0,195
Chaleur fournie par la combustion	10,15	8,841
Chaleur perdue à travers les parois	0,132	0,132
Chaleur perdue par les fumées	4,321	1,638
Le rendement de four $\eta$ (%)	$\approx 58$	$\approx 81$

### V.2.5 Interprétation des résultats

Le rendement du four dans les conditions actuelles ( $\approx 58\%$ ) reste faible par rapport au rendement exigé par le constructeur ( $\approx 81\%$ ), ce faible rendement est dû au volume important du fuel gaz consommé et aux pertes de chaleur par fumées.

Ces pertes sont dues probablement aux facteurs suivants :

- Certains brûleurs ne sont pas en bonne état, une mauvaise combustion provoque une grande perte de combustible ;
- Un transfert de chaleur faible par rapport au design à l'intérieur des tubes, ce qui est expliqué par la présence d'une couche de coke sur les parois internes des tubes du four ;
- La température de BRA à l'entrée du four H101 est inférieure à celle du design, cet écart de température est due à la mauvaise préchauffe de BRA.

Dans le cas actuel, les opérationnels de la raffinerie ne peuvent pas entamer l'opération de decoking du four car ce dernier est devient très sensible aux changements brusques de températures. La Description du procédé de décokage air –vapeur du four H101 indiqué à l'annexe (V.7).

Autrement, le changement des serpentins tubulaires (tubes du four) restera une exigence qui doit être inclus dans le plan d'investissement des installations de production des huiles, ou bien l'installation d'un échangeur de chaleur en amont du four H101 est une option facultative pour améliorer le rendement du four par le gain de certains températures voulues.

## ***Conclusion générale et Recommendations***

Le stage effectué à l'unité de distillation sous vide de la raffinerie d'Arzew nous a permis d'accumuler certaines connaissances sur l'industrie pétrolière, partie importante dans l'économie Algérienne, et de consolider nos informations théoriques acquises.

Le rendement du four dans les conditions actuelles ( $\approx 58\%$ ) reste inférieur au rendement exigé par le constructeur ( $\approx 81\%$ ). Cette diminution du rendement est dû au volume important du fuel gaz consommé et aux pertes de chaleur par fumées ; et liée à l'abaissement de la température de BRA (brut réduit atmosphérique) à l'entrée du four H101 de l'unité de distillation sous vide qui est due au mauvais préchauffe de BRA par batterie d'échange de chaleur et spécialement E103.

Cette étude dénote la possibilité d'augmenter la température de BRA à la sortie de la batterie d'échange jusqu'à  $280\text{ }^{\circ}\text{C}$  favorisant la augmentation de rendement du four ainsi que soutirage correct des produits depuis la colonne sous vide ; pour ce la on propose les recommandations suivantes :

- Suivre régulièrement les analyses de la composition du fuel gaz, car le combustible influe d'une façon directe sur le rendement du four ;
- Dans le cas actuel, les opérationnels de la raffinerie ne peuvent pas entamer l'opération de decoking du four car ce dernier est devient très sensible aux changements brusques de températures ; Autrement, le changement des serpentins tubulaires (tubes du four) restera une exigence qui doit être inclus dans le plan d'investissement des installations de production des huiles, ou bien l'installation d'un échangeur de chaleur en amont du four H101 est une option facultative pour améliorer le rendement du four par le gain de certains températures voulues.

Ce travail est mis à la disposition des décideurs au niveau de la société et nous espérons que sera mis en valeur.

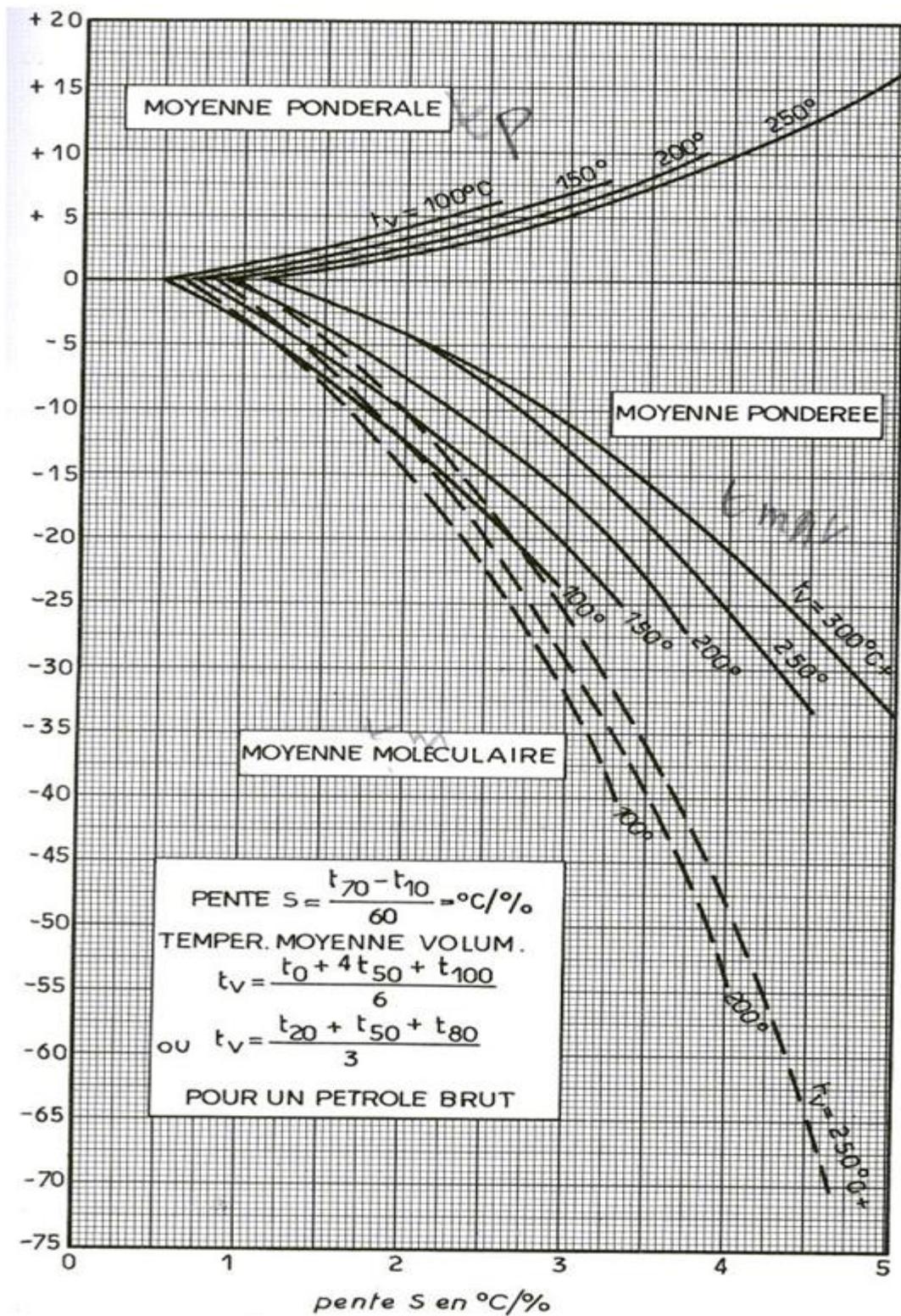
## Annexes

## Annexe .II.1

## Débits et températures des différents échangeurs

Échangeurs	paramètres procès	Coté tubes	Coté calandre
E 206	Température entrée $T_e$ (°C)	300	67,8
	Température sortie $T_s$ (°C)	220	177
	Débit massique M (kg/h)	33050	21582
E 309	Température entrée $T_e$ (°C)	171	300
	Température sortie $T_s$ (°C)	227	250
	Débit massique M (kg/h)	37560	123900
E 311	Température entrée $T_e$ (°C)	300	165
	Température sortie $T_s$ (°C)	217	205
	Débit massique M (kg/h)	51900	36550
E 318	Température entrée $T_e$ (°C)	300	140
	Température sortie $T_s$ (°C)	250	232
	Débit massique M (kg/h)	7945	4492
E 440	Température entrée $T_e$ (°C)	99	300
	Température sortie $T_s$ (°C)	216	250
	Débit massique M (kg/h)	78598	335820
E 441	Température entrée $T_e$ (°C)	98	300
	Température sortie $T_s$ (°C)	210	250
	Débit massique M (kg/h)	25830	119400
E 443	Température entrée $T_e$ (°C)	300	144
	Température sortie $T_s$ (°C)	250	232
	Débit massique M (kg/h)	5000	2980
E 151	Température entrée $T_e$ (°C)	300	144
	Température sortie $T_s$ (°C)	250	232
	Débit massique M (kg/h)	5000	2980
E 153	Température entrée $T_e$ (°C)	70	256
	Température sortie $T_s$ (°C)	210	122
	Débit ( $m^3/h$ )	1,81	/

Détermination de la température d'ébullition à partir de la distillation TBP



Pouvoir calorifique inferieur massique  $PCI_m$  de composés organiques purs  
(À 20 °C)

Composé	$PCI_m$ (kJ/kg)	Composé	$PCI_m$ (kJ/kg)
<b>Paraffines</b>		<b>Acétyléniques</b>	
Méthane	50 009	Acétylène	48 241
Ethane	47 794	Méthylacétylène	46 194
Propane	46 357	Butyne-1	45 590
Butane	45 752	Pentyne-1	45 217
Pentane	45 357	<b>Aromatiques</b>	
Hexane	44 752	Benzène	40 170
Heptane	44 566	Toluène	40 589
Octane	44 427	o-Xylène	40 961
Nonane	44 311	m-Xylène	40 961
Décane	44 240	p-Xylène	40 798
Undécane	44 194	Ethylbenzène	40 938
Dodécane	44 147	1,2,4-Triméthylbenzène	40 984
<b>Isoparaffines</b>		Propylbenzène	41 193
Isobutane	45 613	Cumène	41 217
Isopentane	45 241	<b>Alcools</b>	
2-Méthylpentane	44 682	Méthanol	19 937
2,3-Diméthylbutane	44 659	Ethanol	28 865
2,3-Diméthylpentane	44 496	n-Propanol	30 680
2,2,4-Triméthylpentane	44 310	Isopropanol	30 447
<b>Naphtènes</b>		n-Butanol	33 075
Cyclopentane	43 636	Isobutanol	32 959
Méthylcyclopentane	44 636	Tertiobutanol	32 587
Cyclohexane	43 450	n-Pentanol	34 727
Méthylcyclohexane	43 380	<b>Ethers</b>	
<b>Oléfines</b>		Oxyde de diméthyle	28 703
Ethylène	47 195	Oxyde de diéthyle	33 867
Propylène	45 799	Oxyde de dipropyle	36 355
Butène-1	45 334	Oxyde de dibutyle	37 798
Butène-2 cis	45 194	<b>Aldéhydes et cétones</b>	
Butène-2 trans	45 124	Formaldéhyde	17 259
Isobutène	45 055	Acétaldéhyde	24 156
Pentène-1	45 031	Propionaldéhyde	28 889
2 Méthylpentène-1	44 799	Butyraldéhyde	31 610
Hexène-1	44 426	Acétone	28 548
<b>Dioléfines</b>		<b>Autres espèces chimiques</b>	
Butadiène 1-3	44 613	Carbone (graphite)	32 808
Isoprène	44 078	Hydrogène	120 971
<b>Dérivés nitrés</b>		Oxyde de carbone	10 112
Nitrométhane	10 513	Ammoniac	18 646
Nitropropane	20 693	Soufre	4 639

Annexe .V.2

Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz sous pression atmosphérique

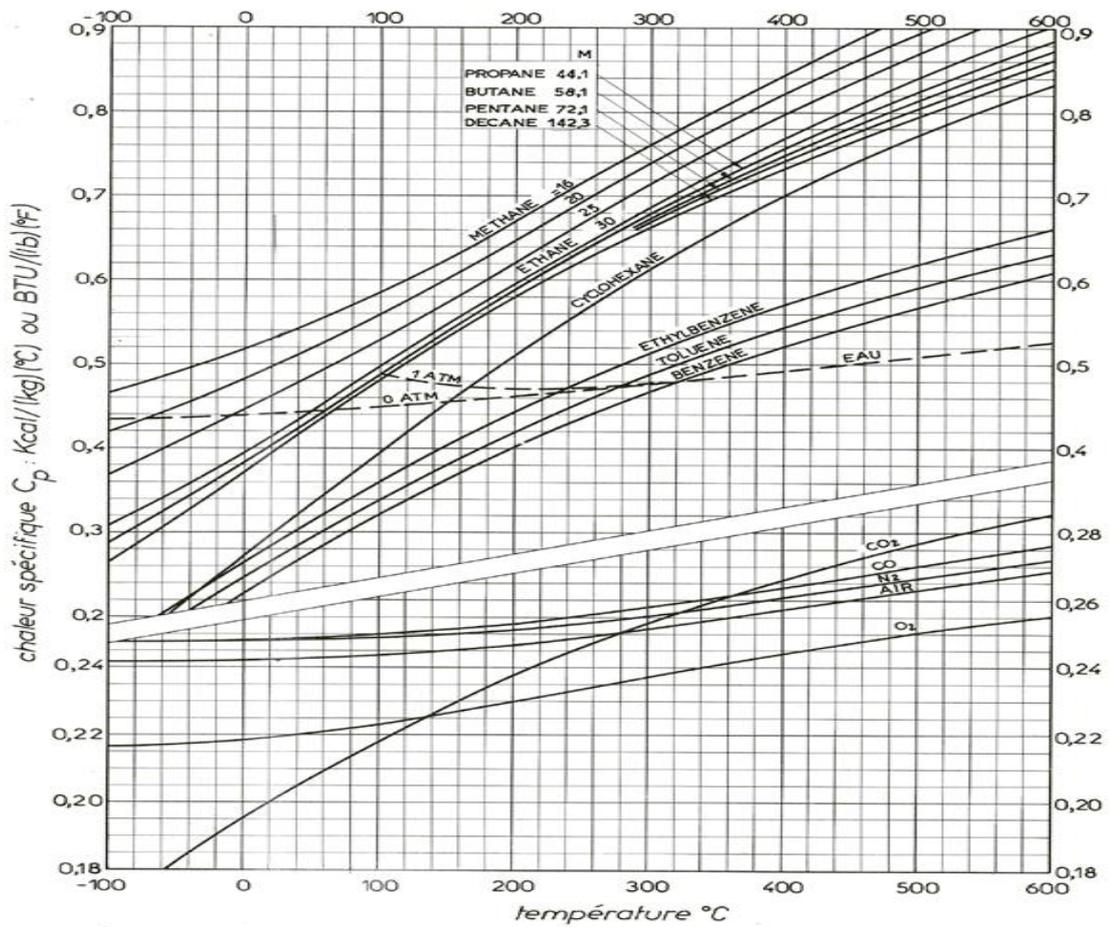
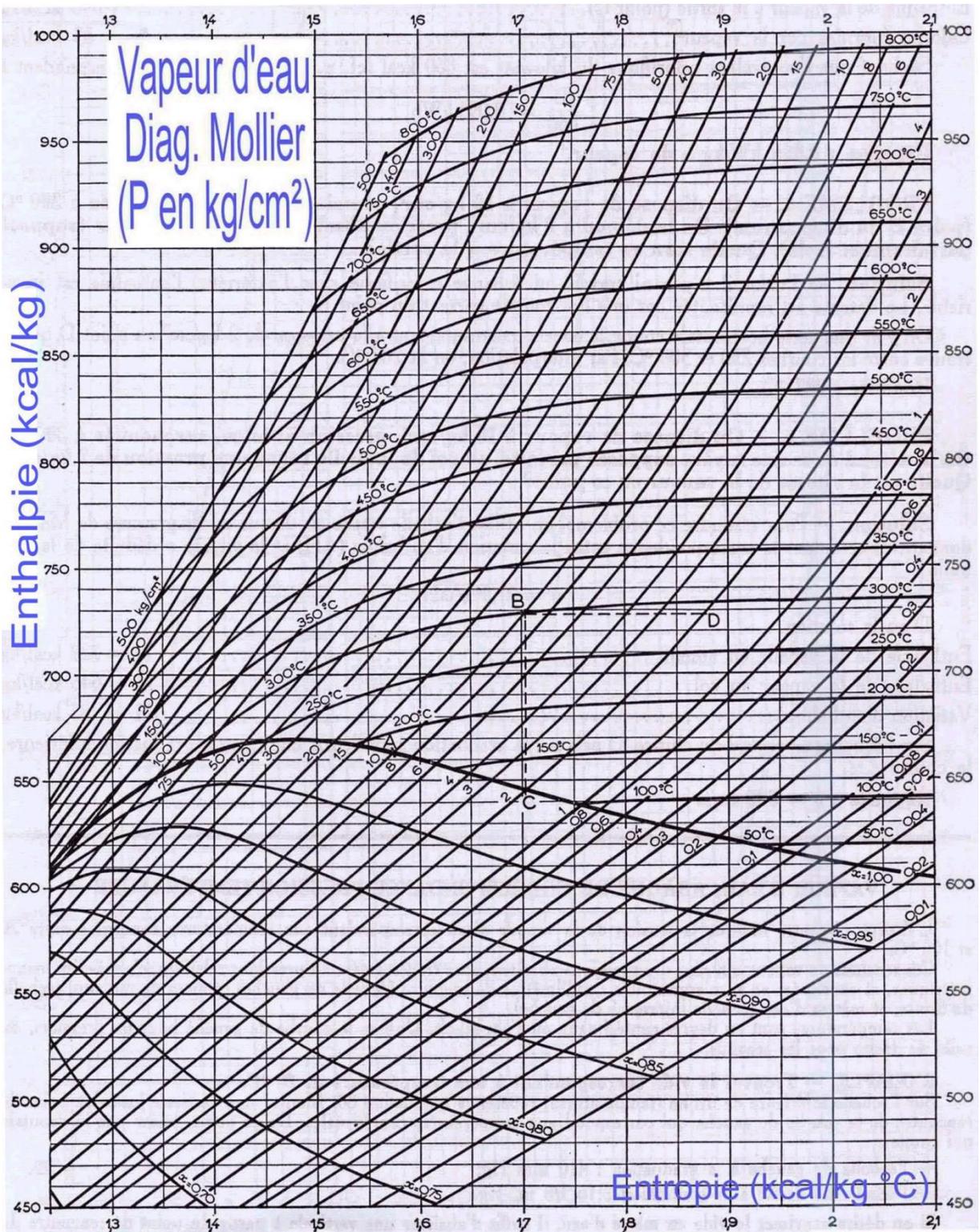
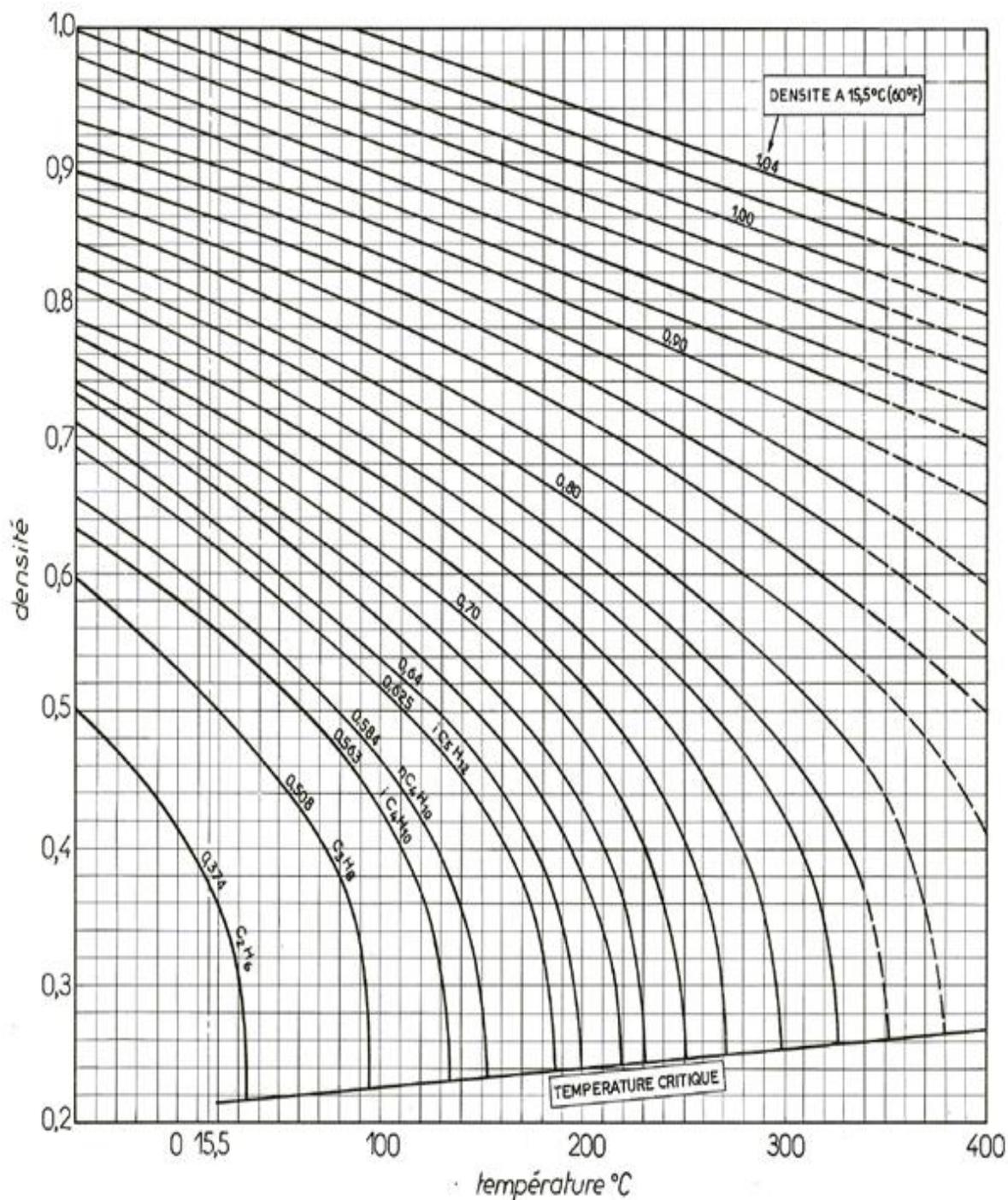


Diagramme de Mollie (Enthalpie de vapeur d'eau)



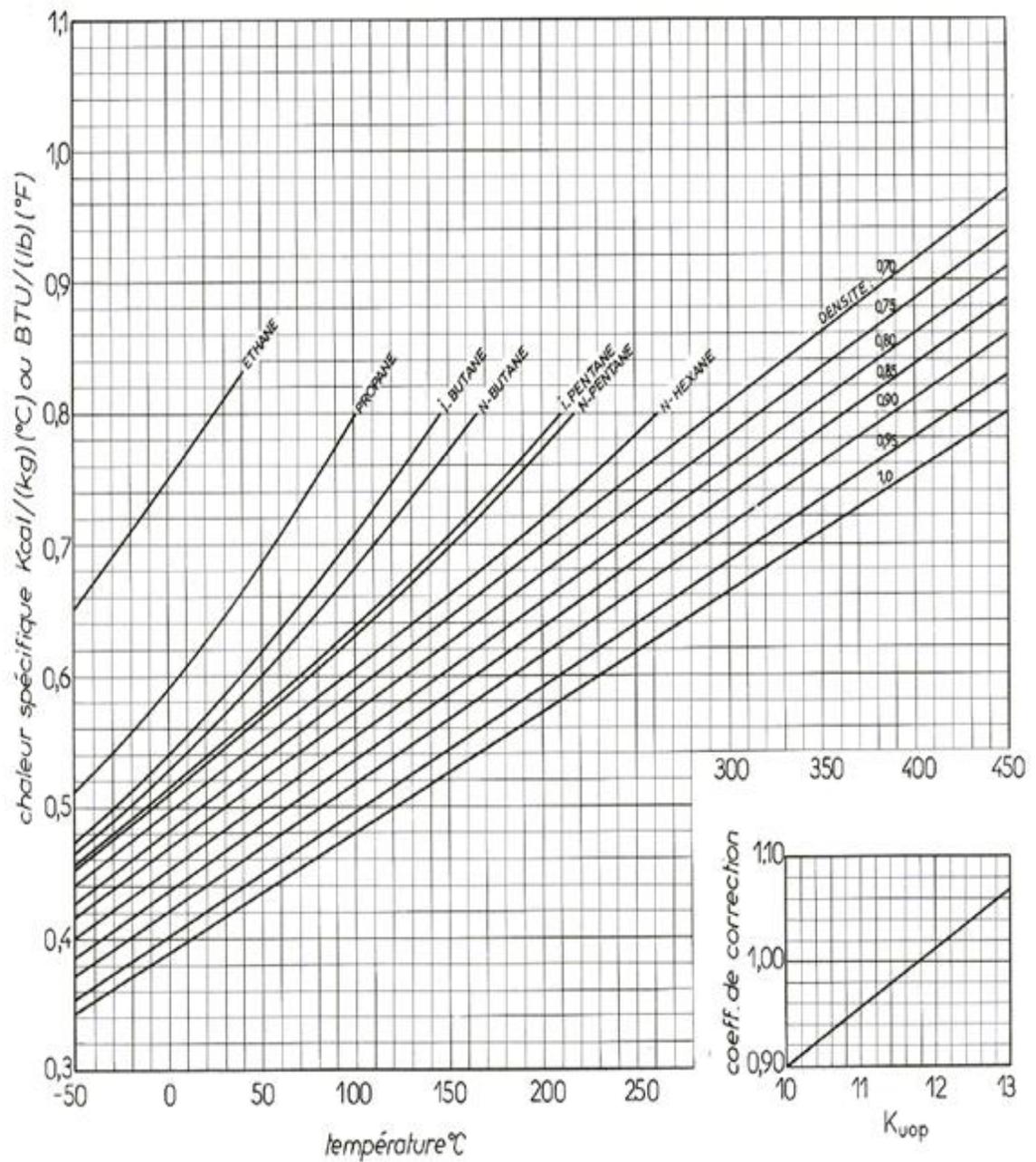
Annexe .V.4

Variation de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide en fonction de la température

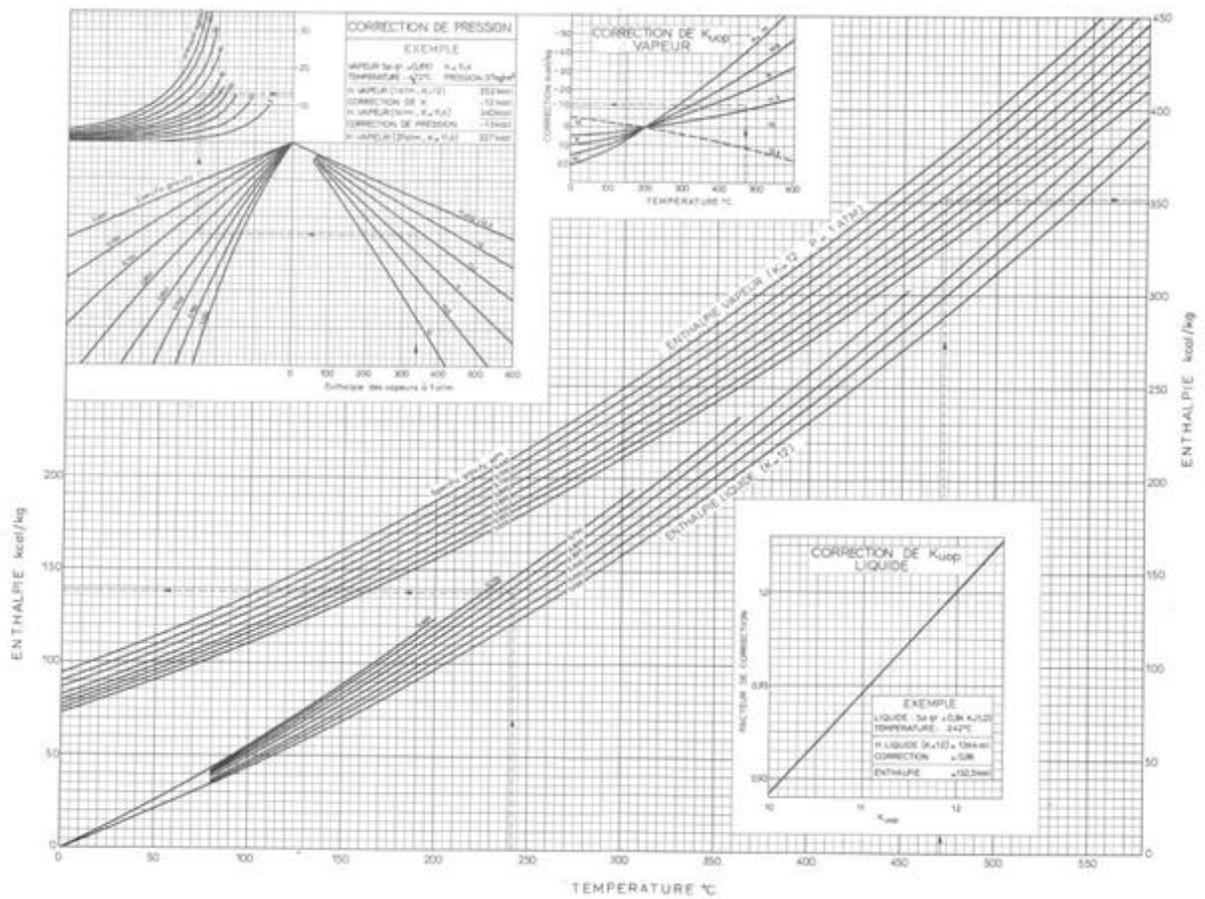


Annexe .V.5

Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides



Abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières



## Description du procédé de décokage air –vapeur du four H 101

Le procédé consiste à nettoyer les dépôts de coke et de sels à l'intérieure des tubes de four par admission de la vapeur et de l'air dans les tubes.

Le décokage air-vapeur est composé de deux phases :

### A. Phase de phase d'écaillage

Durant cette phase on admet la vapeur MP dans les tubes à un débit qu'on aura déterminé en fonction du diamètre de ces derniers tout en chauffant graduellement le four.

On distingue lors de cette phase deux phénomènes :

#### a. Phénomène physique

Sous l'effet de la vitesse de la température et de l'humidité de la vapeur, les dépôts de coke se contractent, se détachent du tube et ainsi entraînés vers l'extérieur.

#### b. Phénomène chimique

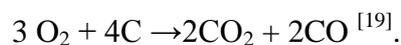
Une réaction chimique est engendrée sous l'effet de la vapeur introduite dans les tubes ; Cette réaction renforce le nettoyage par la vapeur, elle agit uniquement sur le coke.



Les sociétés expérimentées dans ce domaine évaluent entre 90 et 95 % le décokage par la phase désagrégation quand celle-ci se passe dans de bonnes conditions.

### B. Phase de combustion

Cette phase est caractérisée par une réaction chimique du coke avec l'oxygène de l'air introduit simultanément avec la vapeur à l'intérieur des tubes.



## Références et bibliographie

- [1] : R. BOZETINE « Chef de groupe Ing », Iniation à Chaine Pétrolière AVAL /Industrie du Raffinage ; Analyse IAP (Boumerdès\_ALGERIE) Février 2007.
- [2] : Classement des pays producteur et exportateurs de pétrole, Les fonds souverains, 22 juin 2011.
- [3] : BP Statistical Review of Word Energy 2016, juin 2016.
- [4] : F.Abdelghani, Sonatrach : premier groupement pétrolier en Afrique, D’après El khabar, Algeria ISP, 06 mars 2011.
- [5] : SONATRACH–Activité Aval Division Raffinage « Production des Essences sans plomb Post-Réhabilitation des Raffineries »-Journée d’études sur la médiatisation de l’essence sans plomb (23 Mai 2012).
- [6] : Historique et présentation de la raffinerie.
- [7] : J. P. WAUQUIER. «Le raffinage du pétrole ». Tome I, édition technique, IFP.
- [8] : Les huiles usagées « Raffinage et valorisation énergétique» François AUDIBERT. Edition Technip. IFP. Paris 2003.
- [9] : Technique de l'ingénieur « Caractéristiques des produits pétroliers».
- [10] : Manuel opératoire de HB3.
- [11] : Nouveau manuel opératoire HB4.
- [12] : Manuel opératoire de la zone 6.
- [13] : P. Trambouze, “Materials & Equipments”, Tome 4, Editions Technip (1999).
- [14] : P.WUITHIER, raffinage et génie chimique, Tome I et II, édition technique 1972.
- [15] : Richard S. Kraus Chapitre 78-Le raffinage du pétrole LE RAFFINAGE DU PÉTROLE.
- [16] : J-M R. D-BTP 2006.
- [17] : Techniques de l'ingénieur « échangeurs de chaleur».
- [18] : J. Le NOGUES, Etude des fours pétroliers et pétrochimiques, Edition Technique 1974.
- [19] : Matériel thermique, condition de fonctionnement et construction des fours tubulaires, 2005 ENSPM Formation Industrie - IFP Training.
- [20] : J.B. HEYWOOD, « Internal combustion engine fundamental ». Ed: Mc Graw Hill, 1988, 930p.