



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
People's Democratic republic of Algeria  
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي  
Ministry of Higher Education and Scientific Research  
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم  
Abdel Hamid Ibn Badis University – Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculty of Sciences and Technology  
قسم هندسة الطرائق  
Department of Process Engineering



## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : Industries pétrochimiques**

**Option: Génie pétrochimique**

**N° d'ordre : M2...../IP/2021**

### Thème

**ETUDE POUR LA RECUPERATION DU SLOP ET AUGMENTATION  
DU RENDEMENT DE L'UNITE DE DISTILLATION  
DE LA RAFFINERIE D'ARZEW**

Présenté par

1- M.LARIBI ABED OUSSAMA

2- M. YEFRAH AHMED

Soutenu le /09/ 2021 devant le jury composé de :

Président :	MEROUANI Djilali	Professeur	Université de Mostaganem
Examinatrice :	MELLOUK Senia	M.C.A	Université de Mostaganem
Examinatrice :	MEZOUAGH Amina	M.C.B	Université de Mostaganem
Encadrante :	MAHREZ Nouria	M.C.A	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2020-2021

## REMERCIEMENTS

*En commencement, nous remercions Dieu le tout puissant qui nous a donné la chance, le courage et la patience pour réaliser notre travail.*

*Ensuite, nous tenons à remercier tout l'ensemble du personnel de la Raffinerie d'Arzew, service HB3 & HB4 ainsi que les chefs et les opérateurs de la zone 05 & 07.*

*Nous remercions notre encadrante MM Mahrez Nouria qui n'a jamais hésité de nous informer et nous conseillé pour réaliser ce projet.*

*Nous remercions tous spécialement nos pères, nos mères, nos frères, nos sœurs pour leur confiance, le soutien permanent et la patience durant tout notre carrière scolaire et universitaire.*

*En dernier lieu, nous nous ne pourrons pas terminer sans remercier nos amis et nos collègues du département de Génie de procédé, pour leurs soutiens moral et leurs encouragements.*

*Merci*

## Liste des abréviations

RA1/Z	Raffinerie d'Arzew
HP	Haute pression
BP	Basse pression
RTO	Région transport ouest
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
BRA	Brut réduit atmosphérique
BRI	Brut réduit importé
SPO	Spindle oil
MVO	MI-Visqueuse oil
VO	Visqueuse oil
RSV	Résidu sous Vide

### Nomenclature des symboles utilisés dans les calculs des échangeurs

$T_1$  : Température de à l'entrée de l'échangeur « côté tubes » (°C)

$T_2$  : Température à la sortie de l'échangeur « côté tubes » (°C)

$t_2$  : température à l'entrée de l'échangeur « côté calandre » (°C)

$t_1$  : température à la sortie de l'échangeur « côté calandre » (°C)

$m$  : débit massique ( kg/h)

$C_p$  : chaleur spécifique (kcal/kg°C)

$Q$  : quantité de chaleur (kcal/h)

$\rho$  : la masse volumique (kg/m<sup>3</sup>)

$\Delta TLM$  : différence de température logarithmique moyenne (°C)

$E$  : rendement de l'échange ( rendement thermique)

$R$  : rapport massique

$F$  : facteur de correction de DTLM

$\mu$  : viscosité dynamique (kg/hm)

$\nu$  : viscosité cinématique (Cst)

$\lambda$  : conductivité thermique (kcal/hm°C)

$a_t$  : section de passage côté tubes (m<sup>2</sup>)

$a_c$  : section de passage côté calandre (m<sup>2</sup>)

$d_0$  : diamètre interne de tubes (m)

$d_1$  : diamètre externe de tubes (m)  
De : diamètre équivalent (m)  
Dc : diamètre interne de calandre (m)  
nc : nombre de passe côté calandre.  
nt : nombre de passe côté tubes  
N<sub>t</sub> : nombre de tubes du faisceau  
h<sub>0</sub>,h<sub>1</sub> : coefficient de film interne et externe (kcal/hm<sup>2</sup>°C)  
Up : coefficient global de transfert de chaleur (kcal/hm<sup>2</sup>°C)  
Rs : coefficient d'encrassement (hm<sup>2</sup>°C/kcal)  
P : pas de tube ( la disposition des tubes) en (m)  
G : vitesse massique (kg/hm<sup>2</sup>)  
Re : nombre de Reynolds  
Pr : nombre de Prandtl  
Nu :nombre de Nusselt  
A : surface d'échange de chaleur (m<sup>2</sup>)  
f<sub>t</sub> : facteur de friction côté tubes.  
f<sub>c</sub> : facteur de friction côté calandre  
Nc : nombre de chicanes  
ΔP<sub>t</sub> : perte de charge côté tubes (kg/ cm<sup>2</sup>)  
ΔP<sub>c</sub> : perte de charge côté calandre (kg/cm<sup>2</sup>)  
L : longueur de tubes (m)  
d : Densité

# SOMMAIRE

<b>INTRODUCTION</b> .....	7
---------------------------	---

<b><u>CHAPITRE I</u></b>	<b>A. Présentation de la raffinerie d'Arzew</b>	
	I. A.1 Historique .....	9
	I. A.2 Situation géographique .....	9
	I. A.3 Production .....	9
	I. A.4 Présentation des installations de production.....	10
	I. A 4.1 - Production «P1 ».....	10
	I. A 4.2 - Production « P2».....	13
	<b>B. Unité de distillation sous vide</b>	
	<b>Généralités</b> .....	15
	I. B.1 - La distillation sous vide.....	16
	I. B.2 – Description.....	16
	I. B.3 – Fonctionnement.....	17
	I. B.4- Soutirage et refroidissement des produits.....	18
	a) Gasoil sous vide (VGO).....	18
	b) Spindle (SPO).....	18
	c) Mi- visqueuse (SAE10 ).....	18
	d) Visqueuse (SAE30).....	18
	e) Fond de la colonne (RSV) .....	<b>18</b>
	f) Coupes intermédiaires.....	18
	g * ) Slop cut léger	
	g ** ) Slop cut lourd	
	I. B.5- Conditions opératoires.....	19
	5-1 Capacité de l'unité.....	19
	5-2 Charge d'alimentation.....	19
	5-3 Propriétés des distillats .....	19
<b><u>CHAPITRE II</u></b>	<b>A. Position du Problème</b> .....	20
	II. A.1- Introduction.....	21
	II. A.2- Identification du problème .....	21
	II. A.3- Localisation du travail .....	21
	<b>B. Bilans matière</b> .....	<b>23</b>
	Introduction.....	23
	II .B.1-Le bilan de matière_Design.....	23
	II .B.2- Le bilan de matière Actuel.....	24
	Conclusion.....	24
	<b>C. Calcul des échangeurs</b> .....	25
	Généralités.....	25
	II. C.1-Position du problème .....	25
	II. C.2-La méthodologie de calcul.....	27
	2-1 Quantité de chaleur échangée.....	27
	2-2 Calcul de la température moyenne $\Delta TLM$ .....	27
	2-3 Calcul de coefficient global de transfert de chaleur .....	28
	2-4 Calcul de la surface d'échange.....	29
	II. C.3-Calcul de l'échangeur E104.....	29
	II. C.4-Calcul de l'échangeur E105.....	36

II. C.5-Calcul des pertes de charge.....	40
5-1 Calcul de la perte de charge de l'échangeur E104	
5-2 Calcul de la perte de charge de l'échangeur E 105	
Tableau récapitulatif des résultats obtenus.....	42
Interprétation.....	43
Conclusion .....	43
<b><u>CHAPITRE III</u></b> <b>Calcul de four</b>	
<b>Introduction</b> .....	44
III. 1 – Généralités.....	44
III. 2 - Evaluation de la quantité transmise par radiation .....	45
2-1 Données de fonctionnement du four.....	46
2-2 Etude de la combustion .....	47
a) Réactions de combustion.....	47
b) Tableau récapitulatif des compositions des fumées .....	48
III. 3 - Calcul du rendement thermique du four H101 .....	51
a) Calcul la quantité chaleur libérée par 100 kmoles de gaz combustible	
b) Calcul la chaleur des fumées	
c) Calcul de la quantité de chaleur absorbée dans la chambre de combustion	
d) Quantité de chaleur dégagée dans chambre de combustion	
<b>Interpretations des résultats obtenus</b> .....	56
<b>CONCLUSION</b> .....	56
<b>CONCLUSION GENERALE</b> .....	57

# INTRODUCTION

Le raffinage est une industrie de transformation qui met en œuvre des procédés variés. Ces transformations doivent s'effectuer de la manière la plus sûre et la plus automatique possible.

La Raffinerie d'Arzew est constituée de trois grandes parties :

- Partie regroupant la zone administrative (bâtiment administratif, direction,...).
- Partie regroupant la zone de production P1 et P2 qui sont constituées des unités de Production, parc de stockage, laboratoire... (P1 entièrement pneumatique, P2 étant électronique).
- Et une partie regroupant la zone d'expédition (chargement train, camion en GPL, Navire...)

Notre travail dans cette étude consiste à une présentation de la raffinerie d'Arzew et description de la zone 5 dans la première partie, dans la seconde partie s'intéresse à l'étude et détermination des performances des équipements de transfert de chaleur au niveau d'unité distillation sous vide (unité 100).

# CHAPITRE I

## **Présentation de la raffinerie d'Arzew :**

**A.Présentation de la raffinerie d'Arzew :****I.A.1 Historique :**

La raffinerie d'Arzew dénommée (RAIZ) est une unité productrice qui traite la richesse de notre sous-sol en produits rentables tenant compte de leur qualité.

La raffinerie a été réalisée dans le cadre du premier plan quadriennal (1970 – 1973), sa construction a été confiée à la société JAPONAISE « JAPAN GASOLINE CORPORATION » les travaux de construction furent lancés le 19 Juin 1970, le démarrage des unités débuta en juillet 1972, l'ensemble des unités était en service dès mars 1973.

La raffinerie traite actuellement :

- ✓ 2.5 millions de tonnes de pétrole brut acheminé par pipeline des champs de « HASSI MESSAOUD ».
- ✓ 300.000 tonnes de brut réduit importé pour la production des bitumes.
- ✓ Elle consomme 25.000 m<sup>3</sup> /h de gaz naturel et 10.000 m<sup>3</sup> / jour d'eau de barrage de **Ferguoug**

**I.A.2 Situation géographique :**

la raffinerie d'Arzew a une superficie de 170 hectares, le complexe est situé dans la zone industrielle d'Arzew sur le plateau d'EL-MOHGUEN à 30km de la ville d'ORAN

**I.A.3 Production :**

Pour faire face à sa mission, la raffinerie s'est dotée des moyens humains, matériels et financiers pour répondre aux impératifs suivants :

Production des produits nécessaires à la satisfaction de la demande du marché national adapté tout qualité qu'en quantité.

Consommation en carburants consommation en produits lubrifiants

Consommation en bitumes

Exportation des produits finis excédentaires (naphta, kérosène, gas-oil, fuels, huile de base).

La gamme de production de la raffinerie est très diversifiée et se compose du produit suivant :

propane	15000	t/an
butane	70000	t/an
essence normale	450000	t/an
essence super	85000	t/an
kerosene	120000	t/an
gas-oil	980000	t/an
lubrifiants	160000	t/an
fuels HTS	70000	t/an
Fuel BTS	550000	t/an
graisses	7000	t/an
paraffines	4000	t/an
bitume routier	120000	t/an
bitume oxydé	20000	t/an

### **I.A.4 -Présentation des installations de production**

La raffinerie d'Arzew (RA1Z) comprend deux départements de production:

#### **I.A.4.1 Production «P1 »**

Cette production concerne les carburants, les lubrifiants en traitant le pétrole brut de Hassi Messaoud comme charge et le brut réduit importé pour la production des bitumes.

Elle est composée des zones suivantes

##### **1- Zone 3 (utilités)**

Les utilités air, vapeur, eau, électricité, gaz étant vitales pour les unités de traitement, la zone 3 regroupe les unités suivantes:

- Unité 31 : Production de la vapeur d'eau haut pression par les trois chaudières (Hi, H2) : 60T/h et H3 :120T/h. La vapeur produite sert au stripage, et comme énergie motrices des turbos générateurs.
- Unité 32 : Production de l'eau distillée à l'aide de deux évaporateurs ; l'eau obtenue par évaporation puis condensée est stockée dans le bac T601 avant d'être utilisée comme eau alimentaire pour les chaudières.
- Unité 33 : La tour utile a réfrigérer l'eau de procès utilisée pour les opérations de refroidissement des produits.
- Unité 34 : Les unités de traitement alimentées en électricité par deux sources : une locale assurée par un turbo générateur fonctionnant à la vapeur d'eau HP donnant 4MW ; et une source d'alimentation du réseau national Sonelgaz.
- Unité 35 : Les gaz de combustion au niveau des chaudières et des fours de la raffinerie sont de deux types :

Gaz naturel provenant de RTO à 25 bars détendu à 3,5 bars

Gaz de raffinerie (zone 4).

Ces combustibles sont réceptions au ballon 35D1.

- Unité 36: L'air atmosphérique est comprimé par cinq compresseurs pour produire de l'air service et instrument.

L'air instrument est obtenu après le séchage d'une partie de l'air service dans deux sécheurs.

- Unité 67 : Aire d'implantation des diesels et motopompes incendie ainsi que les bacs d'eau incendie qui sont utilisés en cas de feu, tout le réseau est maintenu à une pression moyenne de 8 bars.

## 2- Zone 4 (Carburants):

C'est la zone de fractionnement du pétrole brut en différentes coupes (GPL, LSRN NAPHTA, LGO, HGO) ; elle comprend trois unités :

### Unité 11: Distillation atmosphérique

Composés de deux sections:

- **Section Fractionnement principale**: Dans la colonne 11C1 de distillation atmosphérique à une température de 332°C, le brut est fractionné. La température est atteinte par un chauffage de la charge à travers une batterie d'échange de chaleur ayant comme reflux les produits soutirés, puis le four 11F1. Ces produits soutirés latéralement (kérosène, LGO, HGO) sont refroidis puis stockés.

Le produit de fond de colonne (BRA) après refroidissement et stockage sert comme charge pour la production des huiles de base.

Les vapeurs de tête de colonne sortants au sommet sont refroidis, condensés pour alimenter la section de stabilisation.

- **Section stabilisation** : A pour but la séparation des produits sortants au sommet de 11C1 en essences LSRN et HSRN dans une colonne 11C5.

Le HSRN sort du fond, par contre les gaz sortants au sommet sont refroidis, condensés et se divisent en deux lignes, une sert comme reflux de la 11C5, l'autre alimente le stabilisateur 11C6 pour produits LSRN.

Les gaz de la 11C6 qui sont riches en GPL alimentent l'unité de gaz plant (U13) La partie non condensée du ballon de reflux 11D6 est strippée dans la 11C7 avec le gaz de l'unité 12 et de l'unité 13 Le sommet de l'absorbeur 1 1C7 est envoyé comme gaz combustible et le fond est recyclé vers 1 1C5.

Unité 12 : cette unité sert à produire du plat format à partir du HSRN de l'unité 11.

A cause du soufre , de l'oxygène ,de l'azote et d'autre composés indésirables qui sont des poisons pour le catalyseur du platforming qu'une section hydrobon est destinée à éliminer ces poisons par hydrogénation et en même temps la saturation des oléfines.

Le réacteur hydrobon 12C1 porte un catalyseur S9 à base de cobalt molybdène / alumine ou se produisent les réactions de désulfuration, dénitrification et élimination des métaux.

Le gaz riche en hydrogène sortant de la section hydrobon est envoyé vers les unités hydrofinishing U25, U500, le reste est envoyé comme fuel gaz, tandis que le HSRN traité (unifinat ) passe dans la section de platforming .ce dernier est un procédé catalytique avec un catalyseur (R62) sélectif à base de (Pt,Re)/(Al).

Unité 13 : Son rôle est de séparer le propane et le butane à partir de la section de stabilisation (U11) et du platforming. La charge passe dans un ballon tampon de GPL pour éliminer les incondensable, la partie liquide alimente le déethaniseur après réchauffage où se passe une séparation C3/C4 et les composés légers. Le mélange de fond C3 et C4 subit un fractionnement dans un dépropaniseur puis envoyés vers stockage.

### **3-Zone 7 : Les Huiles de base:**

cette zone a pour tache la fabrication des huiles de base à partir de brut réduit atmosphérique (BRA) venant du topping. Le processus de traitement est comme suit:

Unité 21: Distillation sous Vide

Unité 22 : Désasphaltage au propane

Unité 23 : Extraction au furfural

Unité 24 : Déparaffinage au MEC/Toluène:

Unité 25 : Hydrofinishing:

### **4- Zone 6 : Les huiles finies:**

C'est une zone de production et conditionnement des huiles finies et de la graisse à partir des huiles de base de la zone 7 en ajoutant des additifs chimiques importés.

**5- Zone 28 : Stockage et expédition**

Intermédiaires et aire de stockage des produits finis, charges tel que le brut HMD et BRA.

Cette zone comprend aussi les bassins API/PPI de récupération des eaux slopées des différentes unités de production, où elles seront traitées avant d'être rejetées vers la mer

**6- Zone 10 : Les Bitumes****Unité 14 : Bitume routier**

Après une série de préchauffage par des échangeurs et un four, la charge BRA alimente la colonne de flash sous vide où on obtient les coupes de gasoil ( LVGO , MYGO , FIVGO) et un résidu S/V qui va subir une oxydation au niveau de l'unité 15.

**Unité 15 : Bitume oxydé:**

Elle traite une charge constituée d'un mélange approprié de résidu S/V et HVGO en provenance de l'unité de flashing S/V et a pour objectif l'augmentation du point de ramollissement.

**I.A.4.2 - Production « P2»**

En 1978, suite aux besoins importants en lubrifiants, la réalisation d'un ensemble de production de 120.000 t/an d'huile de base fut lancée par NAFTEC. Le démarrage a eu lieu en 1983, cet ensemble comprend trois zones

**1- Zone 19 : (Utilités)**

Elle a les mêmes tâches que la zone 3 de la production PI, son objectif est d'assurer le fonctionnement d'une manière autonome de la chaîne de production des huiles de base. Elle est composée des unités suivantes

Unité 1100: Production de la vapeur HP, à partir de trois chaudière d'une capacité de 45t/h à une pression de 50 bars puis un poste de détente d'où on obtient la vapeur HP 25 bars , et 3bars.

Unité 1200: Un turbogénérateur d'une puissance de 9MW MAXI. Assurant l'autonomie totale des unités de production en électricité.

Unité 1300: Tour de réfrigération de l'eau de refroidissement.

Unité 1400 : Alimentation au fioul gaz.

Unité 1500 : Air service et air instrument.

Unité 1600 Production d'eau distillée par un évaporateur.

-TK 1601 : Eau brut réceptionnée du barrage Fergoug.

-TK 1602 : Eau filtrée utilisée comme appoint pour la tour.

-TK 1101 : Eau distillée.

-TK 1604 Eau potable. Unité 1800: Traitement de eaux usées de P2.

Unité 280 : Production de gaz inerte.

## **2-Zone 5 : Huile de base (HB3, HB4)**

Elle se compose de 6 unités pour produire les huiles de base (SPO, SAE10, SAE30, BS) à une capacité de 120.000 t/an, le traitement se fait de la même manière que dans la zone 7.

### **2.1- Huile de base (HB3)**

Unité 100 Distillation sous vide

Elle est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huiles de base. La charge de cette unité est le BRA, qui alimente la colonne sous vide après chauffage. Au sommet, on obtient le gasoil (VGO), latéralement on soutire les distillats (SPO, MVO, VO) et au fond le résidu sous vide (RSV) sert comme charge pour l'unité 200.

Unité 200 : Dés asphaltage au propane.

Extraction à partir de RSV les asphaltes en utilisant le propane comme solvant. A partir du RDC, l'huile desasphalte (DAO) est soutirée en tête tandis que le mélange asphalte plus solvant est récupéré au fond de colonne.

Unité 300: Extraction au furfural.

Extraction des aromatiques des distillats sous vide et de la DAO afin d'augmenter leur indice de viscosité. ce procédé est fait en présence d'un solvant sélectif qui est le furfural

Unité 150: Hot oil Cette unité est conçue pour fournir les calories de chaleur en différents traitement des unité 200, 300, 400, elle utilise l'huile MVO comme un fluide caloporteur.

### **2.2- Huile de base (HB4):**

Unité 400 : Déparaffinage au MEC / Toluène

L'objectif de cette unité est d'abaisser le point d'écoulement des huiles base, et ceci en éliminant les molécules paraffiniques à point de cristallisation élevé. Le solvant utilisé et le MEC/Toluène qui a un pouvoir de dissoudre l'huile et précipiter les paraffines

Unité 500 : Hydrofinishing

Elimination des composés indésirables que peut contenir l'huile (Soufre, Oxygène Azote...) au travers un réacteur catalytique en présence d'Hydrogène et catalyseur à base Co/Mo sur support Alumine. Les produits obtenus sont des huiles de base SPO, MVO, VO et BS.

Unité 600 : Hydrotraitement de la paraffine

## **3-Zone 3000 : Huiles finies**

Son objectif est de fabriquer des huiles finies par l'ajout aux huiles de base des additifs

chimiques, et leur conditionnement dans des fûts métalliques de 200L, un emballage divisionnaire en PEHD de contenance SL et 2L, ainsi que la fabrication des graisses et leur conditionnement dans des pails 16kg et des pots de 1kg

## **B.Unité de distillation sous vide :**

### **Généralités :**

Dans le langage technique, le vide est une pression inférieure à la pression atmosphérique.

La technique moderne offre des grandes possibilités d'obtention de produits par l'emploi des basses pressions. Le vide doit être considéré comme un véritable outil de travail au même titre que la chaleur.

Il apporte des avantages sensibles, sur le facteur qualité des produits et économie de l'énergie.

Afin de pouvoir travailler dans des conditions moins sévères de température et de pression et éviter le phénomène de décomposition et de cracking, on procède à une baisse de pression de service ce qui va en parallèle avec les baisses de températures.

### **I.B.1. La distillation sous vide :**

La distillation initiale du pétrole brut, consiste à fractionner le brut en une série de coupes (fractions) élémentaires.

La séparation se fait généralement dans une colonne fonctionnant sous pression atmosphérique.

Le résidu provenant de cette colonne appelé brut réduit atmosphérique (BRA), représente 30 à 40% du volume de pétrole brut traité.

Pour mettre en valeur ce brut réduit , il est intéressant de pouvoir le fractionner.

Cela se fait dans une colonne de distillation sous vide.

Cette unité de raffinage fractionne le brut réduit en plusieurs constituants qui représentent la matière première pour la fabrication des lubrifiants.

Dans l'unité décrite ci-dessus, la distillation permet d'obtenir les coupes suivantes :

- Gas-oil léger (VGO).
- Distillat spindle (SPO).
- Distillat mi-visqueux (SAE10).
- Distillat visqueux (SAE30).
- Résidu sous vide (RSV).

### **I.B.2. Description :**

L'installation présentée en page , comporte les éléments principaux suivants :

- ✓ Une tour de distillation sous vide (C101) équipée de 32 plateaux et associée à trois colonnes de stripping (C102,C103,C104).
- ✓ Un système de vide qui consiste en une combinaison du pré-condenseur E114, deux groupes d'éjecteurs (J101 et J102) et leurs condenseurs E123, E124 et d'un condenseur barométrique (D101) .
- ✓ Un four sous vide (H101) comportant le circuit de surchauffage de vapeur.
- ✓ Une batterie d'échangeurs de chaleur, pour préchauffer la charge et le refroidissement des coupes sous vide.
- ✓ Un ensemble de pompes destinées à l'alimentation de la charge, à faire circuler les produits dans l'unité et à les évacuer vers le stockage.
- ✓ Un ballon de reflux.

### **I.B.3. Fonctionnement :**

#### **I.B.3.1 Préchauffage de la charge**

Le brut réduit alimentant l'unité 100 à partir de stockage est préchauffé jusqu'à une température de 280°C par échange de chaleur avec :

- Reflux circulant principal dans le E101
- SAE10 dans le E102
- Slop cut lourd dans le E103.
- SAE30 dans le E104
- RSV dans le E105 et E106.

On peut constater que le résidu sous vide est utilisé deux fois pour préchauffer la charge par rapport aux distillats.

#### **I.B.3.2 Chauffage de la charge**

La température requise pour la distillation est obtenue dans le four H101 où la charge est partiellement vaporisée.

Le débit est réparti en deux passes à l'entrée du four, cela permet un bon contact avec la chaleur.

De la vapeur est injectée dans les tubes avec la charge dans la zone de radiation de façon à limiter le cockage.

La chaleur des fumées du four sert également à surchauffer la vapeur basse pression (BP) utilisée dans l'unité comme vapeur de stripping.

#### **I.B.3.3 Distillation**

La charge chauffée à la température de service est de 375°C, pénètre dans la zone de flash de la colonne sous vide où elle est séparée en deux phases vapeur et liquide.

La phase vapeur ascendante est fractionnée en quatre coupes latérales au contact de deux reflux circulants, tandis que le liquide descendant dissout quelques fractions légères est strippé avec la vapeur surchauffée au fond de la colonne.

Ces fractions légères seront récupérées dans les coupes latérales en distillats. La condensation des produits est assurée par l'injection de la quantité de reflux nécessaire pour satisfaire le bilan enthalpique de la colonne.

**I.B.4. Soutirage et refroidissement des produits****a) Gasoil sous vide (VGO)**

Le VGO est soutiré du plateau N° 30 de la colonne sous vide à 102°C vers le ballon de reflux D113. Avant d'être refroidi dans l'aéro –réfrigérant E115, une partie est utilisée comme reflux et l'autre partie est envoyée vers stockage.

**b) Spindle (SPO)**

Le distillat est soutiré du plateau N°23 à 265°C et envoyé vers le stripper C102 où il est strippé à la vapeur surchauffée. La SPO sortante du C102 est envoyée vers stockage à 80°C après passage à travers les échangeurs E107et E117.

**c) Mi-visqueuse (SAE10 )**

Le distillat mi visqueux est soutiré du plateau N° 16 à une température de 310°C puis envoyé au stripper C103 où il est strippé à la vapeur surchauffée. La SAE10 sortante est envoyée vers stockage après le passage à travers les échangeurs E102, E109 et E119.

**d) Visqueuse (SAE30)**

Le distillat SAE 30 est soutiré du plateau PII à une température de 345°C, puis envoyé au stripper C104 où il est strippé à la vapeur surchauffée .

Après passage à travers les échangeurs E 104, E111 et le E121, l'huile est envoyée vers le bac de stockage à 80°C .

**e) Fond de la colonne (RSV)**

Le distillat RSV est soutiré du fond de la colonne de distillation à une température de 357 °C, il sert à chauffer deux fois la charge à l'aide de des échangeurs E105 et E106, ensuite il est envoyé vers stockage après le passage à travers les échangeurs E112 et E113.

**f) Coupes intermédiaires*****g\*) Slop cut léger***

Le Slop est soutiré du plateau N°20 situé entre le spindle et le SAE10 à une température de 284 °C puis envoyé vers le bac à une température de stockage de 80°C après le passage a travers les échangeurs E108 et E218.

***g\*\*) Slop cut lourd***

Le Slop est soutiré du plateau N°13 situé entre le SAE10 et SAE30 à une température de 324°C. il échange de la chaleur avec la charge dans le E103, ensuite il est envoyé vers le bac à une température de stockage de 80°C après le passage à travers les échangeurs E110 et E120.

**I.B.5. Conditions opératoires :****I.B.5.1 Capacité de l'unité**

L'unité est prévue pour fonctionner 333 jours/an. Elle est calculée pour traiter 451 548 T/an de résidu atmosphérique obtenu à partir de pétrole brut de Hassi- Messaoud. Cette capacité est suffisante pour la production des grades d'huiles de base de qualité requise.

**I.B.5.2 Charge d'alimentation**

La charge d'alimentation est de 1495 m<sup>3</sup>/jour. Les propriétés de charge sont les suivantes :

Taux d'alimentation.....451548 T/an  
 Densité à 15°C.....0.90710  
 Point flash.....190°C  
 Point d'écoulement.....20°C

**I.B.5.3 Propriétés des distillats****Conditions opératoires de la colonne sous vide**

Pression      Zone de flash      110 à 120 mmHg  
                  Tête de la colonne      60 mmHg

Température      Zone de flash      360°C  
    Tête de la colonne      60 à 70 °C

**Tableau II.1** Température de soutirage et la pression à la sortie de l'unité

	Température (°C)	Pression effective en bar
VGO	102	3
SPO	265	4
SAE10	310	4
SAE30	345	4
RSV	357	4
Slop cut léger	284	4

# CHAPITRE II

## **Position du problème**

## **A. Position du problème :**

### **I.A.1. Introduction :**

La structure d'une raffinerie évolue constamment pour satisfaire la demande quantitative et qualitative d'un marché de l'énergie chaque jour plus exigeant.

Dans ces conditions, la recherche de procédés nouveaux et l'amélioration de la productivité demeurent un objectif permanent.

L'ensemble des unités de la raffinerie ont été mises en service en 1973, parmi elles la zone 7 qui est destinée à la production des huiles de base et vu la grande demande du marché de ces produits, l'industrie du raffinage a décidé de faire installer une nouvelle zone (zone 5) qui a été conçue par TEXACO et en collaboration avec la zone 7 pourrant par la suite satisfaire cette demande du marché tout en gardant la même qualité du produit.

### **I.A.2. Identification du problème**

Le présent travail a pour objet de nous informer, d'identifier et de traiter les différentes actions requises lors de la récupération des Slop cut légers et lourds .

A l'instar des autres installations de la raffinerie d'Arzew ,la production des lubrifiants joue un rôle très important dans le raffinage et occupe une gamme très large dans la commercialisation des dérivés pétroliers .

Durant les années 90 , et suivant l'élargissement du marché de lubrifiants,la demande sur le grade SAE30 a été très importante , et pour répondre aux exigences et satisfaire à la demande du marché , les services techniques de NAFTEC ont fait des études appropriées sur la récupération des Slop cut légers et lourds afin d'améliorer les rendements massiques de la production des huiles de base et celle d'augmenter réellement les quantités nécessaires du grade **SAE30** ,Tout en gardant les mêmes spécifications et qualités des produits. Ce qui peuvent en outre de maintenir la stabilité de marche de l'unité 300 basée sur ce grade SAE30 , ou il est traité en grande quantité et d'éviter les arrêts fréquent par manque de charge .

### **I.A.3 Localisation du travail**

Dans l'unité 100 au niveau de la zone 5, la colonne de distillation sous vide C101 est destinée au soutirage de quatre produits et le cinquième en zone d'épuisement (VGO, SPO, SAE10, SAE30, RSV) qui seront transformés par la suite en huiles de base.

En outre, on produira deux coupes intermédiaires dites «Slop cut » lourd et léger. Ces dernières participent respectivement au préchauffage de la charge et à la régénération de la vapeur BP (basse pression), ensuite elles sont acheminées vers fuel. La récupération et l'introduction de ces deux coupes dans la colonne permet d'augmenter les quantités de distillats et d'améliorer les rendements massiques de ces derniers et plus précisément celui du grade SAE 30.

Depuis 1992 , les rendements ont été augmentés au niveau unité 100 de cette

Façon :

**SAE30** : passe de 18 % à 26 %

**SAE10** : passe de 11 % à 19 %

**SPO** : passe de 05 % à 10

Depuis ce temps, l'unité 300 marche avec un taux de charge de 100 % sans perturbation par manque de charge.

➤ **Donc le but de cette modification** : est d'augmenter le rendement

des distillats SPO ; SAE10 ; SAE30 tout en gardant les mêmes caractéristiques et qualité des huiles .

Cependant l'élargissement des coupes d'huiles a engendré certaines **contraintes** comme :

- ✓ La perte de la quantité de chaleur de l'échangeur E103 acquise par les Slop cut lourds pour préchauffer la charge du BRA .
- ✓ Un surcharge du four H101 en fuel gaz ( débit de fuel augmente ) dû à la diminution de la température d'entrée du four qui est actuellement de 250°C au lieu de 280 °C (température du design ) ce qui a donné naissance à un problème de cockage.
- ✓ Altération de la qualité des huiles au niveau de la couleur, l'indice de réfraction et l'indice de viscosité.

Nous rappelons que l'unité 100, telle qu'elle a été conçue initialement renvoyait les Slop légers et lourds vers fuel. Nous avons vu aussi que pour augmenter le rendement en SAE10 et SAE30, une modification du procédé a été entreprise par les opérateurs de cette unité, et qui consiste à la récupération des Slop cut lourds et légers dans la colonne de distillation sous vide. Ce qui se traduit par l'élimination de l'échangeur E103 qui avait pour rôle de surchauffer le BRA ; et par l'augmentation de la charge tant au niveau de la colonne ; qu'au niveau des échangeurs et du four.

Dans nos calcul nous allons, à partir d'un bilan de matière, reprendre le fonctionnement de la colonne de distillation sous vide avec la nouvelle charge, et étudier le comportement des échangeurs E104 et E105 en absence de l'échangeur E103, nous verrons aussi quel est l'impact de ces variations sur le fonctionnement du four H101.

Dans chaque cas nos calculs seront comparés à ceux du design, ce qui nous permettra de tirer les conclusions nécessaires quant au bon fonctionnement de l'unité 100

**B. Bilan matière :****Introduction :**

Les bilans de matière que nous allons faire sont des bilans globaux établis entre l'entrée et sortie de la colonne de distillation sous vide. Ces bilans nous permettront de déterminer :

d'une part, les rendements des différentes coupes soutirées avant et après l'élargissement des coupes par la réinjection des Slop cut légers et lourds et d'autre part, les pertes réelles.

**II.B.1. BILAN DE MATIERE DESIGN****Tableau IV.1** Débits et rendements massiques Design

	BRA	VGO	SPO	SAE10	SAE30	RSV	Slop léger	Slop lourd
Débit massique (T/h)	56.5	9.04	2.54	6.44	11.69	15.87	6.61	4.017
Rendement (% en pds)	100	16.0	4.5	11.4	20.7	28.1	11.7	7.11

Bilan global sur la charge ( BRA )

$$F = D + R + P_{\text{design}} \quad \longrightarrow \quad P_{\text{design}} = F - (D + R)$$

Avec

F : Débit d'alimentation ou de charge en T/h

D : Débit de distillat en T/h

R : Débit du résidu sous vide en T/h

$P_{\text{design}}$  : Débit des pertes du design en T/h.

Alors :  $F = 56.5$  T/h

$$D = \sum \text{soutirages} = D_{\text{VGO}} + D_{\text{SPO}} + D_{\text{SAE10}} + D_{\text{SAE30}} + D_{\text{Slopléger}} + D_{\text{Sloplourd}}$$

$$D = 9.04 + 2.54 + 6.44 + 11.69 + 6.61 + 4.017 = 40.337 \text{ T/h}$$

$$R = 15.87 \text{ T/h}$$

$$P_{\text{design}} = 56.5 - (40.337 + 15.87) = 0.293 \text{ T/h}$$

$P = 0,52 \%$
---------------

**II.B.2. Bilan de matière actuel****Tableau IV.2** Débits et rendements réels

	BRA	VGO	SPO	SAE10	SAE30	RSV
Débit massique T/ h	56.5	7.92	2.83	11.19	14.80	18.88
Rendement ( % en pds )	100	11	8	19,8	26,19	33,41

Bilan global sur la charge ( BRA )

$$F = D + R + P_{\text{actuel}} \quad \longrightarrow \quad P_{\text{actuel}} = F - (D + R)$$

Alors :

$$F = 56.5 \text{ T/h}$$

$$D = \sum \text{soutirages} = D_{\text{VGO}} + D_{\text{SPO}} + D_{\text{SAE10}} + D_{\text{SAE30}}$$

$$D = 6,22 + 4,52 + 11,19 + 14,80 = 36,73 \text{ T/h}$$

$$R = 18,88 \text{ T/h}$$

$$P_{\text{actuel}} = 56.5 - (36,73 + 18,88) = 0.89 \text{ T/h}$$

$$\longrightarrow \quad \boxed{\boxed{P = 1,5 \%}}$$

**Conclusion**

En comparant le bilan matière global du design avec celui d'actuel de colonne de distillation sous vide, nous constatons une différence de quantité des produits soutirés. Ceci est relié à l'élargissement des coupes par la réintroduction des slop cut lourds et légers.

Les deux tableaux V.1 et V.2 montrent qu'il y a eu un changement de débit de soutirage surtout en ce qui concerne le distillat SAE10 qui passe de 11,4% à 19,8 % et celui de distillat SAE30 de 20,7 % à 26,19 %. Ceci est nécessaire pour régler le problème de manque de charge dans les autres unités

Cependant, avec l'augmentation de soutirage de distillat SAE10 et SAE30 il y a une augmentation de pertes qui passent de 0,52 % à 1,5 % ce qui indique l'influence des débits de soutirage sur la quantité des pertes au sommet de la colonne.

## C.Calculs des échangeurs :

### Généralités

Les procédés utilisés dans l'industrie pétrochimique demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ces produits sont soumis, la chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie. Il est alors nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible de chaleur au profit des fluides de procédés ou d'utilités.

Un échangeur de chaleur est un appareil qui permet le transfert de la chaleur d'un fluide à un autre circulant à contre ou à co-courant.

Donc, dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans les conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires.

### **II.C.1. Position du problème**

**L'unité de distillation sous vide dans la zone 5 connaît un certain nombre de problèmes au niveau des échangeurs qui assurent l'échange thermique nécessaire pour le préchauffage de la charge à cause de l'élargissement des coupes d'huiles par la réinjection des Slop cut lourds et légers dans la colonne de distillation sous vide.**

**Cette modification du process au niveau de l'unité 100 a donné naissance à un manque de calories qui dans le procédé initial étaient apportées par l'échangeur E103 .**

**Donc, en l'absence de l'échangeur E103, nous avons procédé à des calculs au niveau des échangeurs E104 et E105 dans le but de vérifier leur conception, leurs paramètres de services et leur fonctionnement dans les nouvelles conditions de travail (réinjection des slop dans la colonne)..**

**Nomenclature des symboles utilisés dans les calculs des échangeurs****T<sub>1</sub>** : Température de à l'entrée de l'échangeur « côté tubes » (°C)T<sub>2</sub> : Température à la sortie de l'échangeur « côté tubes » (°C)t<sub>2</sub> : température à l'entrée de l'échangeur « côté calandre » (°C)t<sub>1</sub> : température à la sortie de l'échangeur « côté calandre » (°C)

m : débit massique ( kg/h)

C<sub>p</sub> : chaleur spécifique (kcal/kg°C)

Q : quantité de chaleur (kcal/h)

ρ : la masse volumique (kg/m<sup>3</sup>)

ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne (°C)

E : rendement de l'échange ( rendement thermique)

R : rapport massique

F : facteur de correction de DTLM

μ : viscosité dynamique (kg/hm)

∂ : viscosité cinématique (Cst)

λ : conductivité thermique (kcal/hm°C)

a<sub>t</sub> : section de passage côté tubes (m<sup>2</sup>)a<sub>c</sub> : section de passage côté calandre (m<sup>2</sup>)d<sub>0</sub> : diamètre interne de tubes (m)d<sub>1</sub> : diamètre externe de tubes (m)D<sub>e</sub> : diamètre équivalent (m)D<sub>c</sub> : diamètre interne de calandre (m)n<sub>c</sub> : nombre de passe côté calandre.n<sub>t</sub> : nombre de passe côté tubesN<sub>t</sub> : nombre de tubes du faisceauh<sub>0</sub>, h<sub>1</sub> : coefficient de film interne et externe (kcal/hm<sup>2</sup>°C)U<sub>p</sub> : coefficient global de transfert de chaleur (kcal/hm<sup>2</sup>°C)R<sub>s</sub> : coefficient d'encrassement (hm<sup>2</sup>C/kcal)

P : pas de tube ( la disposition des tubes) en (m)

G : vitesse massique (kg/hm<sup>2</sup>)

Re : nombre de Reynolds

Pr : nombre de Prandtl

Nu : nombre de Nusselt

A : surface d'échange de chaleur (m<sup>2</sup>)f<sub>t</sub> : facteur de friction côté tubes.f<sub>c</sub> : facteur de friction côté calandreN<sub>c</sub> : nombre de chicanesΔP<sub>t</sub> : perte de charge côté tubes (kg/ cm<sup>2</sup>)ΔP<sub>c</sub> : perte de charge côté calandre (kg/cm<sup>2</sup>)

L : longueur de tubes (m)

d : Densité

## II.C.2. La méthodologie de calcul [1]

La méthode de calcul que nous avons suivi est celle de KERN.

Les étapes d'élaboration de calcul sont :

- 1 . Calcul du bilan thermique (quantité de chaleur).
- 2 . Calcul de  $\Delta TLM$ .
- 3 . Calcul du coefficient de transfert global  $U_p$ .
- 4 . Calcul de la surface d'échange.

### 2.1 Quantité de chaleur échangée

Cette quantité de chaleur est donnée par l'expression

$$Q = m C_p (t_2 - t_1)$$

### 2.2 Calcul de la température moyenne $\Delta TLM$

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T \text{ chaud} - \Delta T \text{ froid}}{2,3 \log (\Delta T \text{ chaud} / \Delta T \text{ froid})}$$

#### ▪ Calcul de facteur de correction de $\Delta TLM$

Le rendement d'échange thermique (**E**) et le rapport massique (**R**) sont donnés par les relations suivantes :

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \qquad E = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)}$$

- Le facteur de correction de la  $\Delta TLM$  est obtenu par la relation ci-après

$$F = \frac{\sqrt{R^2 + 1} + \log \frac{1 - E}{1 - ER}}{(R - 1) \log \frac{2 - E (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - E (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}}$$

### 2.3 Calcul de coefficient global de transfert de chaleur

Ce coefficient est donnée par l'expression

$$U_p = 1/h_o + 1/h_1 + R_{sc} + R_{st}$$

Il y a lieu de calculer les coefficient de transfert de chaleur  $h'_o$  et  $h_1$

#### 2.3.1 Calcul de coefficient local de transfert $h_1$ ( côté tubes )

Pour cela il faut déterminer le régime d'écoulement dans les tubes en utilisant :

- **Le nombre de Reynolds (Re) :**

$$Re = G_t d_o / \mu$$

Après le calcul de :

- Section de passage

$$a_t = N_t * \pi d^2 / 4 n_t$$

- Vitesse massique

$$G_t = m / a_t$$

- Calcul du nombre de Prandtl

$$Pr = C_p * \mu / \lambda$$

- Si  $2300 < Re < 10000$  et  $0,5 < Pr < 200$  cela implique que le régime est transitoire.

$$Nu = 0,033 Re^{0,83} Pr^{0,25}$$

- Si  $Re > 10000$  et  $0,5 < Pr < 200$  cela implique que le régime est turbulent

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43}$$

Le calcul de la valeur corrigée de  $h_o$  est effectué selon la relation suivante

$$h'_o = h_o + (d_o / d_1)$$

#### 2.3.2 Calcul du coefficient local de transfert $h_1$ ( côté calandre )

Les mêmes calculs que le côté tubes sont effectués sauf pour :

- **La section de passage**

$$a_c = \sqrt{2} * De (P - d_1) B / P$$

- **Le diamètre équivalent**

$$De = (4 P^2 / \pi d_1) - d_1$$

Pour le côté calandre il n'a pas de valeur corrigée de  $h_1$ , nous pouvons donc calculer la valeur de  $U_p$

### 2.4. Calcul de la surface d'échange

- Pour le flux de chaleur :  $Q = U_p A (\Delta TLM)_{\text{corrigée}}$
- La surface nécessaire propre serait :  $A = \frac{Q}{U_p F (\Delta TLM)_{\text{corrigée}}}$

**Nous donnons par la suite, le calcul des l'échangeurs E104 et E105 utilisés actuellement dans l'unité de distillation sous vide en absence de E103**

#### II.C.3. Calcul de l'échangeur E104

Cet échangeur a pour fonction de préchauffer la charge (BRA) de 191°C à 214°C, à l'aide de la chaleur cédée par la coupe d'huile SAE30.

**Tableau V.1** Données de base de l'échangeur E 104

	Côté tubes	Côté calandre
Charge	<b>SAE30</b>	<b>BRA</b>
Température d'entrée (°C)	315	191
Température de sortie (°C)	235	214
Débit (kg/h)	14800	56500
Nombre de tubes	204	/
Nombre de passes	6	1
Viscosité cinématique (Cst)	1,065	1,375
Chaleur spécifique (kcal /h °C)	0,72	0,66
Conductivité thermique (kcal/ h m°C)	0,076	0,082
Densité	0,9037	0,9007
Pas (m)	0,0254	/
Espacement entre les chicanes (m)	/	0,141
Coefficient d'encrassement global (h. m <sup>2</sup> . °C.kcal <sup>-1</sup> )	6.10 <sup>-4</sup>	6.10 <sup>-4</sup>
Surface d'échange installée (m <sup>2</sup> )	73	

**échangeurs II.C.3.1 Calcul de la quantité de chaleur échangée**

- Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour chauffer la charge de 191°C à 214°C.

$$Q = m C_p (t_2 - t_1)$$

m : de la charge = 56500 Kg / h

C<sub>p</sub> = 0,66 kcal / Kg°C

$$Q = 56500 * 0,66 * (214 - 191)$$

$$Q = 8,57.10^5 \text{ Kcal / h}$$

- Calcul de la quantité de chaleur cédée par le SAE30.

$$Q = m C_p (T_1 - T_2)$$

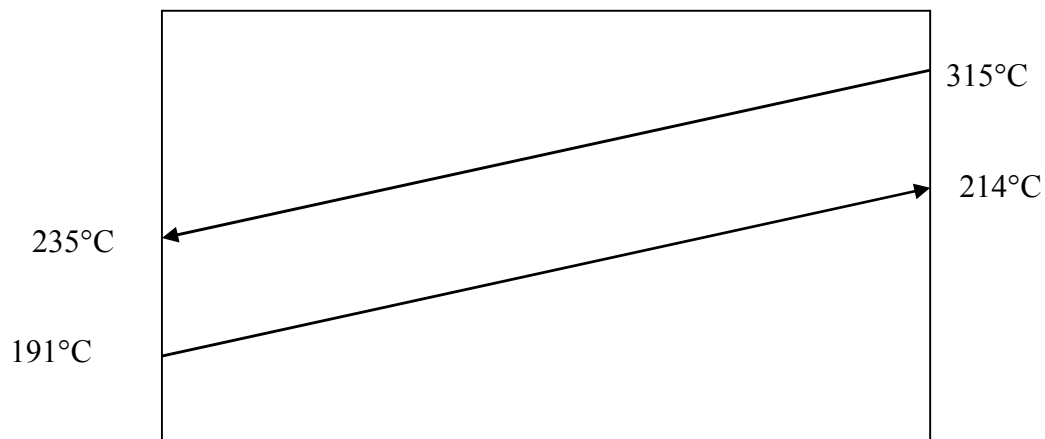
m : du SAE30 = 14800 Kg / h

C<sub>p</sub> : du SAE30 = 0,72 Kcal / Kg°C

$$Q = 14800 * 0,72 * (315 - 235)$$

$$Q = 8,52.10^5 \text{ Kcal / h}$$

l'écoulement des fluides est à contre courant comme le montre le schéma ci-dessous



**Fig VI.1** Ecoulement des fluides

**II.C.3.2. Calcul de la température moyenne  $\Delta T_{LM}$** 

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta TLM = \frac{(315 - 214) - (235 - 191)}{\ln \frac{(315 - 214)}{(235 - 191)}}$$

- La correction de  $\Delta TLM$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{T_2 - t_1} = \frac{315 - 235}{214 - 191} \Rightarrow R = 3,18$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{214 - 191}{315 - 191} \Rightarrow E = 0,185$$

$$F = \frac{1 - E}{\sqrt{R^2 + 1} + \log \frac{1 - E}{1 - ER}}$$

$$(R - 1) \log \frac{2 - E (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - E (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}$$

$$\sqrt{3,48^2 + 1} + \log \frac{1 - 0,185}{1 - 0,185 * 3,48}$$

$$F = \frac{(3,84 - 1) \log \frac{2 - 0,185 (3,48 + 1 - \sqrt{3,48^2 + 1})}{2 - 0,185 (3,48 + 1 + \sqrt{3,48^2 + 1})}}{\sqrt{3,48^2 + 1} + \log \frac{1 - 0,185}{1 - 0,185 * 3,48}} \Rightarrow F = 0,9$$

$$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = \Delta TLM * F = 68,59 * 0,93$$

$$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = 68,59 * 0,93$$

$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = 63,79^\circ\text{C}.$
---

### II.C.3.3. Calcul de coefficient global de transfert de chaleur

VI-3-3-1 Calcul de coefficient local de transfert  $h_0$  (côté tubes)

On détermine le régime d'écoulement dans les tubes en utilisant :

**Le critère de Reynolds (Re)**  $Re = Gt \, di / \mu$

- La section de passage

$$a_t = N_t \cdot \pi d_0^2 / 4 n_t$$

$$N_t = 204$$

$$d_0 = 14,83 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$n_t = 6$$

$$a_t = 204 \cdot \pi (14,83 \cdot 10^{-3})^2 / 4 \cdot 6$$

$$a_t = 5,85 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

- Vitesse massique

$$G_t = m / a_t$$

$$G_t = 14800 / 5,87 \cdot 10^{-3}$$

$$G_t = 2,52 \cdot 10^6 \text{ Kg / h m}^2$$

- Calcul de la viscosité dynamique

$$\partial = 1,065 \text{ Cst} = 0,00383 \text{ m}^2/\text{h}$$

$$\mu = \partial \cdot \rho = 0,00383 \cdot 903,7 = 3,46 \text{ Kg / h m}$$

**A.N**

$$Re = 2,52 \cdot 10^6 \cdot 0,01483 / 3,46$$

$$Re = 10801,04$$

**Re > 10000 donc le régime d'écoulement est turbulent**

**Calcul de Prandtl**

$$Pr = Cp \cdot \mu / \lambda$$

$$Pr = 0,72 \cdot 3,46 / 0,076$$

$$Pr = 41,305$$

Re > 10000 et  $0,5 < Pr < 200$ , le régime d'écoulement est turbulent, ainsi pour le calcul de Nu on utilise la formule suivante :

$$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43}$$

$$Nu = 0,021 \cdot (10801)^{0,8} \cdot (41,305)^{0,43} \Rightarrow$$

$$Nu = 175,3$$

Sachant que :  $Nu = h_0 \cdot d_0 / \lambda$

Alors :

$$h_0 = Nu \cdot \lambda / d_0$$

$$h_0 = 175,34 \cdot 0,076 / 0,01483$$

$$h_0 = 898,56 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

$h'_0$  : est la valeur corrigée de  $h_0$  d'où

$$h'_0 = h_0 \cdot d_0 / d_1$$

$$h'_0 = 898,56 \cdot 14,83 \cdot 10^{-3} / 19,05 \cdot 10^{-3}$$

$$h'_0 = 699,51 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

VI-3-3-2 Calcul de coefficient local de transfert  $h_1$  (côté calandre)

**Pour déterminer le régime d'écoulement, on doit calculer le Re**

$$Re = Gc \cdot De / \mu$$

Tel que le diamètre équivalent soit égal à :

$$De = \frac{4P^2}{\pi d_1} - d_1$$

$$De = \frac{4(0,0254)^2}{\pi(19,05 \cdot 10^{-3})} - (19,05 \cdot 10^{-3})$$

$$De = 0,024 \text{ m}$$

- La section du passage

$$a_c = \sqrt{2} \cdot Dc \cdot (P - d_1) \cdot B / P$$

$$Dc = 0,514 \text{ m}$$

$$P = 0,0254 \text{ m}$$

$$d_1 = 19,05 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$B = 0,141 \text{ m}$$

$$a_c = \sqrt{2} \cdot 0,514 \cdot (0,0254 - 19,05 \cdot 10^{-3}) \cdot 0,141 / 0,0254$$

$$a_c = 0,0253 \text{ m}^2$$

- La vitesse massique

$$Gc = m / a_c$$

$$Gc = 56500 / 0,0253$$

$$Gc = 2,23 \cdot 10^6 \text{ Kg/hm}^2$$

- **La viscosité dynamique**

$$\vartheta = 1,375 \text{ Cst} = 0,00496 \text{ m}^2/\text{h}$$

$$\mu = \vartheta * \rho = 0,00496 * 900,7 = 4,458 \text{ Kg / h m}$$

A.N

$$\text{Re} = 2,23.10^6 * 0,024 / 4,458$$

$$\text{Re} = 12022,62$$

$\text{Re} > 10\ 000 \Rightarrow$  régime turbulent

**Calcul de Prandtl (Pr) :**  $\text{Pr} = \text{Cp} * \mu / \lambda$

$$\text{Pr} = 0,66 * 4,458 / 0,082 = 35,88$$

$$\text{Pr} = 35,88$$

$\text{Re} > 10000$  et  $0,5 < \text{Pr} < 200$ , le régime d'écoulement est turbulent, ainsi pour le calcul de Nu on utilise la formule suivante :

$$\text{Nu} = 0,021. \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,43}$$

$$\text{Nu} = 0,021.(12022,61)^{0,8} (35,88)^{0,43}$$

$$\text{Nu} = 179,80$$

**Sachant que :**  $\text{Nu} = \text{h1} * \text{De} / \lambda$

Alors :  $\text{h}_1 = \text{Nu} * \lambda / \text{De}$

$$\text{h}_1 = 179,80 * 0,082 / 0,024$$

$$\text{h}_1 = 614,32 \text{ Kcal / hm}^2\text{°C}$$

**Calcul de coefficient de transfert de chaleur global Up**

$$\text{Up} = 1/ \text{h}'_0 + 1/ \text{h}_1 + \text{Rst} + \text{Rsc}$$

$$\text{Up} = 1/ 699,51 + 1/ 614,32 + 6.10^{-4} + 6.10^{-4}$$

$$\text{Up} = 4,257.10^{-3}$$

$$\text{Up} = 234,91 \text{ Kcal / h m}^2\text{°C}$$

#### II.C.3.4. La surface d'échange de chaleur

$$A = Q / \text{Up} * \Delta\text{TLM}_{\text{corrigée}}$$

$$Q = 8,57.10^5 \text{ Kcal / h}$$

$$A = 8,57.10^5 / 234,91 * 63,79 \Rightarrow$$

$$A = 57,19 \text{ m}^2$$

$$\text{Up} = 234,91 \text{ Kcal / hm}^2\text{°C}$$

$$\Delta\text{TLM}_{\text{corrigée}} = 63,79\text{°C}$$

### II.C.4. Calcul de l'échangeur E105

Cet échangeur a pour fonction de préchauffer la charge (BRA) de 214°C à 245°C à l'aide de la chaleur cédée par le résidu sous vide (RSV).

Tableau V.2 : **Données de base de l'échangeur E 105**

	Côté tubes	Côté calandre
Charge	<b>Résidu sous vide</b>	<b>BRA</b>
Température d'entrée (°C)	352	214
Température de sortie (°C)	264	245
Débit (kg/h)	18800	56500
Nombre de tubes	144	/
Nombre de passes	6	1
Viscosité cinématique (Cst)	1,2	1,21
Chaleur spécifique (kcal / h °C)	0,72	0,69
Conductivité thermique (kcal/ h m°C)	0,0735	0,079
Densité	0,9459	0,9007
Pas (m)	0,0254	/
Espacement entre les chicanes (m)	/	0,153
Coefficient d'encrassement global (h. m <sup>2</sup> .°C.kcal <sup>-1</sup> )	10.10 <sup>-4</sup>	6.10 <sup>-4</sup>
Surface d'échange installée (m <sup>2</sup> )	103,4	

#### II.C.4.1 Calcul de la quantité de chaleur échangée

- Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour chauffer la charge de 214°C à 245°C

$$Q = m C_p (t_2 - t_1)$$

$$Q = 1,2 \cdot 10^6 \text{ Kcal / h}$$

$$Q = 56500 \cdot 0,69 \cdot (245 - 214)$$

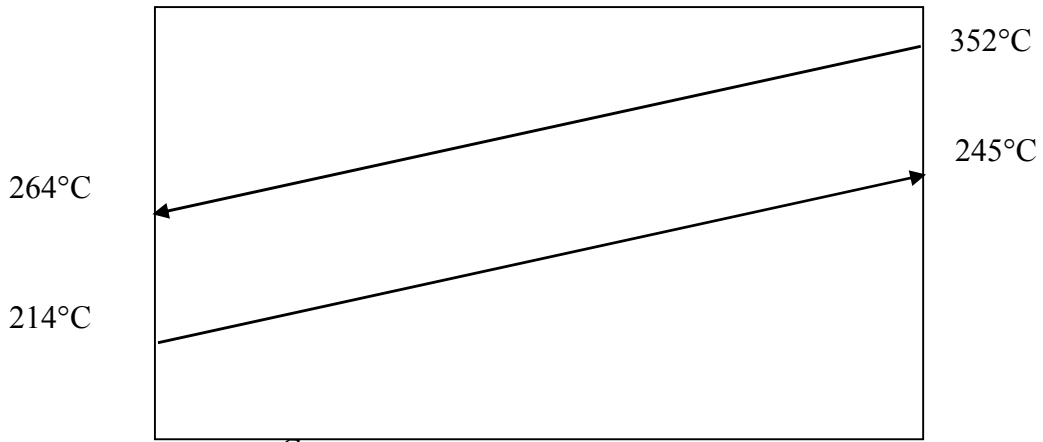
- Calcul de la quantité de chaleur cédée par le RSV.

$$Q = m C_p (T_1 - T_2)$$

$$Q = 18880 \cdot 0,72 \cdot (352 - 264)$$

$$Q = 1,19 \cdot 10^6 \text{ Kcal / h}$$

L'écoulement des fluides est à contre courant comme le montre le schéma ci-dessous .



**FigV.2 Ecoulement des fluides**

**II.C.4.2 Calcul de la température moyenne  $\Delta TLM$**

$$\Delta TLM = \frac{(352 - 245) - (264 - 214)}{\ln \frac{(352 - 245)}{(264 - 214)}}$$

$\Delta TLM = 74,92^{\circ}C$

- La correction de  $\Delta TLM$

$$R = \frac{352 - 264}{245 - 214} \Rightarrow R = 2,84$$

$$E = \frac{245 - 214}{352 - 214} \Rightarrow E = 0,225$$

$$F = \frac{\sqrt{2,84^2 + 1} + \log \frac{1 - 0,225}{1 - 0,225 * 2,84}}{(2,84 - 1) \log \frac{2 - 0,225 (2,84 + 1 - \sqrt{2,84^2 + 1})}{2 - 0,225 (2,84 + 1 + \sqrt{2,84^2 + 1})}} = 0,91$$

$F = 0,91$

$$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = \Delta TLM * F = 72,92 * 0,91$$

$$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = 68,177^{\circ}\text{C}$$

### II.C.4.3 Calcul de coefficient de transfert global

#### II.C.4.3.1. Calcul de coefficient local de transfert $h_0$ (côté tubes)

On détermine le régime d'écoulement dans les tubes en utilisant le critère de Reynolds (Re)

$$Re = G_t d_i / \mu$$

On calcule :

- La section de passage

$$a_t = N_t * \pi d_o^2 / 4 n_t$$

$$a_t = 144 * \pi (14,83 \cdot 10^{-3})^2 / 4 * 6$$

$$a_t = 4,145 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

- La vitesse massique

$$G_t = m / a_t$$

$$G_t = 18880 / 4,145 \cdot 10^{-3}$$

$$G_t = 4,555 \cdot 10^6 \text{ kg / h m}^2$$

- La viscosité dynamique

$$\rho = 1,2 \text{ Cst} = 0,00432 \text{ m}^2/\text{h}$$

$$\mu = 4,086 \text{ Kg / h m}$$

#### A.N

$$Re = 4,555 \cdot 10^6 * 0,01483 / 4,086$$

$$Re = 16532,22$$

Re > 10000 donc le régime d'écoulement est turbulent

#### Calcul du Prandtl

$$Pr = C_p * \mu / \lambda$$

$$Pr = 0,72 * 4,086 / 0,0735$$

$$Pr = 40,03$$

$Re > 10000$  et  $0,5 < Pr < 200$ , le régime d'écoulement est turbulent, ainsi pour le calcul de  $Nu$  on utilise la formule suivante :

$$Nu = 0,021.Re^{0,8} Pr^{0,43}$$

$$Nu = 0,021.(16532,22)^{0,8} (40,03)^{0,43}$$

$$Nu = 243,17$$

Sachant que :  $Nu = h_0 \cdot d_0 / \lambda$

Alors :

$$h_0 = Nu \cdot \lambda / d_0$$

$$h_0 = 243,17 \cdot 0,0735 / 0,01483$$

$$h_0 = 1205,19 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

$$h'_0 = h_0 \cdot d_0 / d_1$$

$$h'_0 = 1205,19 \cdot 14,83 \cdot 10^{-3} / 19,05 \cdot 10^{-3}$$

$$h'_0 = 938,22 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

#### II.C.4.3.2. Calcul de coefficient local de transfert $h_1$ (côté calandre)

$$Re = Gc \cdot De / \mu$$

$$De = \frac{4 (0,0254)^2}{\pi (19,05 \cdot 10^{-3})} - (19,05 \cdot 10^{-3})$$

$$De = 0,024 \text{ m}$$

On calcule :

- La section du passage

$$a_c = \sqrt{2} \cdot Dc \cdot (P - d_1) \cdot B / P$$

$$a_c = \sqrt{2} \cdot 0,445 \cdot (0,0254 - 19,05 \cdot 10^{-3}) \cdot 0,153 / 0,0254$$

$$a_c = 0,024 \text{ m}^2$$

- **La vitesse massique**

$$G_c = m / a_c$$

$$G_c = 2,35 \cdot 10^6 \text{ kg/hm}^2$$

- **La viscosité dynamique**

$$\partial = 1,21 \text{ Cst} = 0,00435 \text{ m}^2/\text{h}$$

$$\mu = 3,92 \text{ kg / h m}$$

**A.N**

$$Re = 2,35 \cdot 10^6 \cdot 0,024 / 3,92$$

$$Re = 14387,75$$

Calcul de Prandtl (Pr)

$$Pr = C_p \cdot \mu / \lambda$$

$$Pr = 0,69 \cdot 3,92 / 0,079 = 35,88$$

$$Pr = 34,24$$

$Re > 10000$  et  $0,5 < Pr < 200$ , le régime d'écoulement est turbulent, ainsi pour le calcul de Nu on utilise la formule suivante :

$$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} Pr^{0,43}$$

$$Nu = 0,021 \cdot (14387,75)^{0,8} (34,24)^{0,43}$$

$$Nu = 203,45$$

Sachant que :  $Nu = h_1 \cdot De / \lambda$ Alors :  $h_1 = Nu \cdot \lambda / De$ 

$$h_1 = 203,45 \cdot 0,082 / 0,024$$

$$h_1 = 695,12 \text{ kcal / h m}^2\text{°C}$$

- **Calcul de coefficient de transfert de chaleur global  $U_p$**

$$1/U_p = 1/938,02 + 1/695,12 + 6 \cdot 10^{-4} + 10^{-3}$$

$$U_p = 243,62 \text{ kcal / h m}^2\text{°C}$$

#### II.C.4.4. Calcul de la surface d'échange de chaleur

$$A = Q / U_p \cdot \Delta T_{LM \text{ corrigée}}$$

$$A = 1,2 \cdot 10^6 / 243,62 \cdot 68,18$$

$$A = 72,24 \text{ m}^2$$

#### II.C.5. Calcul des pertes de charge

##### II.C.5.1. Calcul de la perte de charge de l'échangeur E104 :

###### ➤ Côté tubes :

$$\Delta P_t = (n_c \cdot n_t \cdot G_t^2 / 1.271 \cdot 10^{15} \cdot d) [ (f_{ct} \cdot L / d_i) + 2 ]$$

Avec :

$$d_0 = 0.01483 \text{ m}$$

$$n_t = 6$$

$$n_c = 1$$

$$G_t = 2.52 \cdot 10^6 \text{ (kg / m}^2 \text{ h)}$$

$$d = 0.9037$$

$$f_{ct} = 0.019 \text{ à partir de l'abaque annexe [A1]}$$

$$L = 20' = 6.09 \text{ m}$$

A.N :

$$\Delta P_t = 0.325 \text{ ( kg / cm}^2 \text{ )}$$

###### ➤ Côté calandre :

$$\Delta P_c = (n_c \cdot f_{cc} \cdot G_c^2 \cdot (N_c + 1) \cdot D_c) / (1,271 \cdot 10^{15} \cdot d \cdot D_e)$$

Avec :

$$G_c = 2,26 \cdot 10^6 \text{ (kg / m}^2 \text{ hr)}$$

$$N_c = 43$$

$$D_c = 0.5143 \text{ m}$$

$$d = 0.9007$$

$$D_e = 0.024 \text{ m}$$

$$f_{cc} : \text{facteur de friction} : 0.14 \text{ à partir de l'abaque annexe [A2]}$$

AN :

$$\Delta P_c = 0,588 \text{ ( kg / cm}^2 \text{ )}$$

**II.C.5.2. Calcul la perte de charge E105 :****➤ Côté tubes :**

$$\Delta P_t = (n_c \cdot n_t \cdot G_t^2 / 1.271 \cdot 10^{15} \cdot d) [ (f_{ct} \cdot L / d_i) + 2 ]$$

Avec :

$$d_o = 0,01483 \text{ m}$$

$$n_t = 6$$

$$n_c = 1$$

$$G_t = 4,55 \cdot 10^6$$

$$d = 0,9459$$

$$f_{ct} = 0.017 \text{ à partir de l' abaque annexe [A1]}$$

$$L : \text{ la longueur : } 20' = 6.09 \text{ m}$$

AN :

$$\Delta P_t = 0.928 \text{ ( Kg / cm}^2 \text{ )}$$

**➤ Côté calandre :**

$$\Delta P_c = (n_c \cdot f_{cc} \cdot G_c^2 \cdot (N_c + 1) \cdot D_c) / (2.542 \cdot 10^{15} \cdot d \cdot D_e)$$

Avec :

$$G_c = 2,354 \cdot 10^6 \text{ (kg / m}^2 \text{ h )}$$

$$N_c = 39$$

$$D_c = 0.4445 \text{ m}$$

$$d = 0,9007$$

$$D_e = 0.024 \text{ m}$$

$$f_{cc} = 0.15 \text{ à partir de l' abaque annexe [A2]}$$

AN :

$$\Delta P_c = 0.536 \text{ (kg / cm}^2 \text{ )}$$

**Tableau V.3** Tableau récapitulatif des résultats obtenus

<b>Echangeur E104</b>		
	<b>Calculée</b>	<b>Design</b>
Chaleur échangée (Kcal/h)	8,57.10 <sup>5</sup>	6,01.10 <sup>5</sup>
Surface d'échange globale (m <sup>2</sup> )	57,19	52
$\Delta TLM$ (°C)	63,79	38,63
Température d'entrée (côté tubes) °C	315	335
Température de sortie (côté tubes) °C	235	264
Température d'entrée (côté calandre) °C	191	242
Température de sortie (côté calandre) °C	214	258
Perte de charge (côté tubes)	0,325	0,5
Perte de charge (côté calandre)	0,588	0,5
Surface totale installée (m <sup>2</sup> )	73	
<b>Echangeur E105</b>		
Chaleur échangée (Kcal/h)	1,2.10 <sup>6</sup>	8,60.10 <sup>5</sup>
Surface d'échange globale (m <sup>2</sup> )	72,24	103,4
$\Delta TLM$ °C	68,18	38
Température d'entrée (côté tubes) °C	352	357
Température de sortie (côté tubes) °C	264	282
Température d'entrée (côté calandre) °C	214	258
Température de sortie (côté calandre) °C	245	280
Perte de charge côté tube	0,928	1,2
Perte de charge côté calandre	0,536	1,1
Surface totale installée (m <sup>2</sup> )	103,4	

## Interprétation

Les résultats de calcul des échangeurs E104 et E105 sont repris dans le tableau N° V.3.

Il ressort de ces calculs que la quantité de chaleur échangée dans le cas actuel et qui est de  $8,75 \cdot 10^5$  kcal/h est supérieure à celle du design qui est de  $6,01 \cdot 10^5$  kcal/h. On peut expliquer cela par l'augmentation de débit dû à l'élimination des Slop cut lourds et légers.

Etant donné que la capacité thermique d'échange des deux échangeurs n'est pas connue, nous nous référons à la surface d'échange globale dans chaque cas en la comparant à la surface d'échange installée qui est de  $75 \text{ m}^2$  pour le E 104 et de  $103,4 \text{ m}^2$  pour le E105. Nous remarquons alors dans les deux cas actuel et design, les deux échangeurs disposent de suffisamment de surface, pour subvenir à l'augmentation de la charge.

Cependant, les températures de d'entrée et sortie côté tubes et calandre ont diminué par rapport à celles du design parce que l'échangeur E103, qui avait pour rôle de préchauffer la charge du BRA par un gain de calories venant de la coupe intermédiaire « Slop cut », n'est plus en marche après l'élargissement de ces coupes.

En ce qui concerne les pertes de charge, nous constatons que les deux échangeurs E104 et E105 fonctionnent convenablement parce que les pertes sont dans les normes par rapport au design.

Nous remarquons aussi que la température de sortie de charge côté calandre pour l'échangeur E105 qui est actuellement de  $245^\circ\text{C}$  est en dessous de la valeur désirée qui doit être de  $280^\circ\text{C}$ .

Pour cette raison, et afin de ramener la température à sa valeur design, le four est mis à contribution et doit fournir la chaleur nécessaire pour aboutir à la température adéquate, ce qui se traduit par une augmentation du débit de fuel à ce niveau là.

Dans le prochain chapitre nous étudierons la répercussion de cette augmentation sur le bon fonctionnement de ce four.

## Conclusion

Après notre calcul des échangeurs E104 et E105 ; nous pouvons dire que ces derniers peuvent être utilisés étant donné que les surfaces calculées de ces deux échangeurs sont inférieures aux surfaces installées. Cependant les températures de sortie de ces échangeurs sont inférieure à celle du design

Avec ces nouvelles conditions de marche , le préchauffage de la charge est possible , mais il faut vérifier si le fonctionnement du four n'en est pas altéré .



# CHAPITRE III

## Calcul du four

## Introduction

Etant donné la défection de l'échangeur **E103** qui avait pour rôle de préchauffer la charge de **BRA** par le **Slop Cut lourd** qui est maintenant recyclé dans la colonne, la charge au niveau de four **H101** est devenue plus importante afin de palier à ce défaut.

Nous nous proposons de vérifier si le four **H101** est capable de gérer cette nouvelle situation sans qu'il ne dépasse ses limites de fonctionnement.

### III. 1.Généralités

L'énergie fournie par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct chauffage dans lequel les calories, produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de radiation, de conduction et de convection au fluide à réchauffer circulant dans un serpent tubulaire ou dans un faisceau de tubes.

La charge alimentant l'unité 100 est réchauffée par le **four H101**, qui comporte comme tous les four tubulaires :

- **Une zone de radiation** : c'est une zone à l'intérieur de laquelle les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur principalement par radiation. Cette zone 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.

### III.2. Evaluation de la quantité transmise par radiation

Pour effectuer le calcul de la quantité de chaleur, il faut procéder à la détermination de plusieurs paramètres tels que

- La quantité des fumées formées et celle de l'oxygène nécessaire pour la combustion
- Le pouvoir calorifique inférieur du gaz combustible (fuel gaz)
- La détermination des enthalpies aux différentes températures de travail pour le calcul de la quantité de chaleur absorbée.

#### ❖ Remarque

L'analyse des fumées n'a pas été faite par le service laboratoire suite à la défaillance de LORSAT.

**III.2.1. Données de fonctionnement du four**

Les différents paramètres de marche H101 sont représentés dans le tableau N°VII.1

Tableau VI.1 Paramètres du marche du four H101

	<b>DESIGN</b>	<b>ACTUEL</b>
<b>Température d'entrée charge H101(°C)</b>	280	258
Température sortie charge H101 passe N°1(°C)	377	378
Température sortie charge H101 passe N°2 (°C)	377	374
Temp. Fumée convection amont prèchauffeur (°C°)	750	763
Débit de la charge ( T/h )	56,5	56,6
Débit du fuel gaz ( Nm <sup>3</sup> / h )	884	961,8
Excès d'air (%)	30,3	

### III.2.2. Etude de la combustion :

Pour assurer une combustion complète, les brûleurs provoquent un mélange intime de l'air et du combustible.

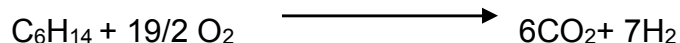
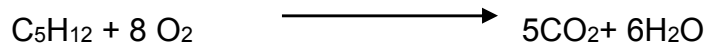
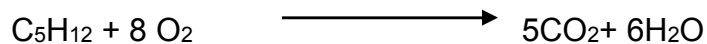
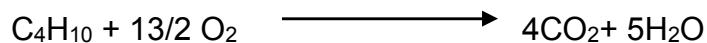
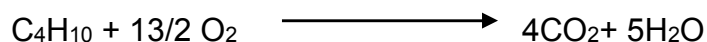
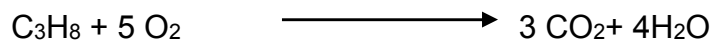
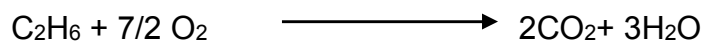
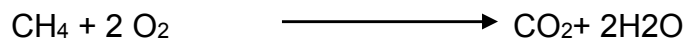
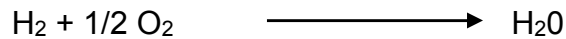
Le combustible utilisé dans le **four H101** est le fuel gaz ( gaz de raffinerie ), c'est un mélange d'hydrocarbures qui peut contenir des impuretés, en particulier du soufre dont la teneur peut être négligeable.

#### a) Réactions de combustion

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



Les réactions qui peuvent avoir lieu sont :



Ces équations permettent de déterminer la quantité d'oxygène, et donc d'air nécessaire à la combustion ainsi que la quantité des fumées formées lors de la combustion

**b) Tableau récapitulatif des compositions des fumées [1]:**

Le tableau N°VI.2 indique la composition et la quantité obtenue des fumées ainsi que la quantité théorique d'oxygène nécessaire pour la combustion sur la base de 100 kmole de gaz combustible.

Pour établir le tableau VI.2 , plusieurs calculs intermédiaires ont été effectués en passant par les étapes suivantes :

- **Calcul de la quantité des fumées :**

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

➤ *Masse moléculaire des fumées*

La masse moléculaire des fumées est déterminée comme suit :

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

$$M_F = 27.754 \text{ Kg / kmole}$$

➤ *Masse volumique des fumées aux conditions normales*

La masse volumique des fumées est exprimée comme suit :

$$\rho_f = M_f / 22.4$$

$$\rho_f = 1.24 \text{ Kg/ Nm}^3$$

➤ *Masse moléculaire du gaz combustible*

La masse moléculaire du gaz combustible est égale à :

$$M_{com} = \sum (M_i * Y_i) = M_{H_2} * Y_{H_2} + M_{C_1} * Y_{C_1} + M_{C_2} * Y_{C_2} + M_{C_3} * Y_{C_3} + M_{iC_4} * Y_{iC_4} + M_{nC_4} * Y_{nC_4} + M_{iC_5} * Y_{iC_5} + M_{nC_5} * Y_{nC_5} + M_{C_6} * Y_{C_6}$$

$$M_{com} = 13.71 \text{ kg / kmole}$$

➤ *Masse volumique du gaz combustible aux conditions normales*

La masse volumique du gaz combustible est égale à :

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

$$\rho_{\text{com.}} = 0.621 \text{ Kg / Nm}^3$$

La quantité des fumées est exprimée par la formule suivantes [ 1 ]

$$G_F = (1179.96 / 100) * (\rho_f / \rho_{\text{com}}) = (1179.96 / 100) * (1.24 / 0.621)$$

$$G_F = 23.90 \text{ Kg / Kg de gaz combustible}$$

Tableau VI.2 : Composition des fumées

Constituants du combustible	Pourcentage Molaire (Yi)	O <sub>2</sub> de la Combustion ( kmoles )	Composition des fumées				Constituants Du Combustible
			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	Inerte	
H <sub>2</sub>	25	12,5	0	25	-	-	H <sub>2</sub>
C <sub>1</sub>	67,74	135,48	67,14	135,48	-	-	C <sub>1</sub>
C <sub>2</sub>	6,14	21,49	12,28	18,42	-	-	C <sub>2</sub>
C <sub>3</sub>	0,89	4,45	2,67	3,56	-	-	C <sub>3</sub>
iC <sub>4</sub>	0,15	0,975	0,6	0,75	-	-	iC <sub>4</sub>
nC <sub>4</sub>	0,08	0,52	0,32	0,4	-	-	iC <sub>4</sub>
iC <sub>5</sub>	0	0	0	0	-	-	iC <sub>5</sub>
nC <sub>5</sub>	0	0	0	0	-	-	nC <sub>5</sub>
C <sub>6</sub>	0	0	0	0	-	-	C <sub>6</sub>
<b>TOTAL</b>	100	175,415	-	-	53,10	859,65	<b>Air de combustion</b>
<b>O<sub>2</sub> dans l'excès d'air</b>		53,10	83,61	183,61	53,10	859,65	<b>TOTAL</b>
<b>O<sub>2</sub> dans l'air de combustion</b>		288,515	7,08	15,56	4,5	72,85	<b>Pourcentage molaire</b>
<b>N<sub>2</sub> dans l'air de combustion</b>		859,65					
<b>Nombre de moles d'air de combustion pour 100 kmoles de gaz combustible</b>		1148,165	1179,96				<b>Nombre de moles de fumées pour 100 kmoles de gaz combustible</b>

Excès d'air (%)	30,3
-----------------	------

### III.3. Calcul du rendement thermique du four H101

La formule de calcul du rendement du four est exprimée comme suit [ 1 ] :

$$\eta = 1 - (Q_{\text{fumée}} / Q_{(\text{gaz} - \text{com.})})$$

#### a) Calcul la quantité chaleur libérée par 100 kmoles de gaz combustible

Comme la fumée sort à une température supérieure à celle du 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)

$$Q_{(\text{gaz} - \text{com})} = 100 * PM * PCI$$

- **Calcul du pouvoir calorifique du gaz combustible :**

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) du gaz combustible est calculé comme suit ;

$$PCI = \sum ( PCI * Y_i )$$

**Y<sub>i</sub>** : pourcentage molaire du gaz combustible .

**PCI** : kcal / kg

**Tableau VI.3** Caractéristiques de gaz combustible

<b>Constituants</b>	<b>Yi % (molaire)</b>	<b>PCI<sub>i</sub> [1] (Kcal / Nm<sup>3</sup>)</b>	<b>PCI<sub>i</sub> * Yi ( kcal / Nm<sup>3</sup>)</b>
H2	25	2610	652,5
C1	67,74	8714	5902,86
C2	6,14	15272	937,70
C3	0,89	21655	192,73
iC4	0,15	27941	42,51
nC4	0,08	27941	27,912
IC5	0	34890	0
nC5	0	34890	0
Total	100		7750,05

Les valeurs de PCI sont obtenues à partir des données [1]

Donc :

$$\text{PCI du Fuel Gaz} = 7750,05 \text{ kcal / Nm}^3 = 12479,67 \text{ kcal / kg}$$

$$\text{PM du Fuel Gaz} = 13,71 \text{ kg / kmole}$$

Après le calcul on trouve :

$$Q_{(\text{gaz} - \text{com})} = 17110013,77 \text{ kcal}$$

**b) Calcul la chaleur des fumées**

La quantité de la chaleur des fumées formées par la combustion de 100 k moles de gaz combustible est déterminée en calculant les paramètres suivants :

**Tableau VI.4** Enthalpies des composantes des fumée [1]

Composant	kmole	PM	kg	Enthalpie kcal/kg	Enthalpie kcal
CO <sub>2</sub>	83,61	44	3679	87,7	322648,3
H <sub>2</sub> O	183,61	18	3305	172,8	571104,0
O <sub>2</sub>	53,10	32	1699	85,8	145774,2
Inerte N <sub>2</sub>	859,65	28	24070	94,5	2274615
<b>Total</b>	<b>1179,96</b>				<b>3314141,5</b>

L'enthalpie des fumées : 3314141.5 kcal pour 100 kmoles de fuel gaz

Le rendement thermique sera donc égal à :

$$\eta = 1 - (3314141,5 / 17110013,57)$$

Après calcul on obtient :

$\eta = 80.63 \%$
-------------------

**c) Calcul de la quantité de chaleur absorbée dans la chambre de combustion**

La quantité de chaleur absorbée par la charge dans la chambre de combustion  $Q_{abs}$  est déterminée par la relation générale suivante:

$$Q_{abs} = G * (h_{ts} - h_{te})$$

$$Q_{abs} = G * (h_{374} - h_{250})$$

**G** : Débit massique de la charge BRA

$$G = 56500 \text{ Kg / h}$$

**Les enthalpies déduits ci- dessous sont obtenues à partir de l'abaque**

$$h_{374} = 223 \text{ Kcal / Kmole}$$

$$h_{250} = 145 \text{ Kcal / Kmole}$$

**A.N**

$$Q_{abs} = 56500 * (223 - 145)$$

<b><math>Q_{abs} = 4407000 \text{ Kcal / h}</math></b>
--

**d) Quantité de chaleur dégagée dans chambre de combustion :**

La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion  $Q_{deg}$  est déterminée d'après la relation suivante [ 1]

$$\eta = Q_{abs} / Q_{deg}$$

d'où :

$$Q_{deg} = Q_{abs} / \eta$$

Après calcul, on trouve :

<b><math>Q_{deg} = 5466385.5 \text{ Kcal / h}</math></b>
--

Nous avons rassemblé les résultats du bilan thermique et les paramètres de marche du Four H101 dans le tableau VI.5 suivant :

Tableau VI.5

	<b>Design</b>	<b>Actuelle</b>	<b>Test 1987</b>
<b>Rendement %</b>	82	80,63	81,4
<b>Quantité de Chaleur absorbée Kcal / h</b>	4124500	5085000	4463500
<b>Quantité de Chaleur dégagée Kcal / h</b>	5029878	6307368	5483415
<b>Débit du fuel gaz Nm<sup>3</sup> / h</b>	884	961.8	920 - 910
<b>Temp. D'entrée H 101 (°C)</b>	280	250	266
<b>Temp. De sortie H 101(°C)</b>	377	374	376
<b>Débit de la Charge (T/h )</b>	56.5	56.5	56.5

### **Interprétation des résultats obtenus**

D'après les calculs entamés et les résultats obtenus nous avons remarqué que le rendement actuel du four H101 a diminué par rapport à celui du design et à celui du test 1987 qui sont donnés ci-dessous à cause du problème du cokage dû à la surcharge du four

Rendement design : 82 %

Rendement test 1987 : 81.4 %

Rendement actuel : 80.62 %

En outre , la diminution de température d'entrée de la charge dans le four de 280°C à 250°C a engendré une augmentation de la consommation en gaz combustible à des valeurs maximales, pour récupérer les calories perdus à cause de L'élimination de l'échangeur E103.

C'est pour cette raison que la quantité de chaleur absorbée et dégagée actuellement est supérieure à celles de design et du test 1987.

Donc, l'élargissement des coupes d'huile par réinjection des Slop cut légers et lourds a augmenté d'une part, le rendement des produits soutirés et d'autre part a surchargé le four pour atteindre la température d'entrée adéquate dans la colonne de distillation sous vide.

### **CONCLUSION**

Pour obtenir une température de sortie de four adéquate, nous avons poussé les consommations du gaz combustible à des valeurs maximales, ce qui a augmenté la quantité de chaleur dégagée par la chambre de combustion.

Donc, le chauffage de la charge par rapport à la capacité du design est possible, mais le four se trouve surchargé dans ce cas là.

En ce qui concerne le rendement calculé actuellement, il est inférieur à celui du design à cause du problème du coke qui a été rencontré dans le four.

## **CONCLUSION GENERALE**

L'objectif assigné à notre travail était d'étudier le fonctionnement général de l'unité de la distillation sous vide de la raffinerie d'Arzew dans le cas de récupération des Slop cut légers et lourds dans la colonne de distillation, alors que le design les envoyait vers fuel, et aussi dans le cas de l'élimination de l'échangeur E103 qui résultait de cette réinjection, qui avait pour but d'augmenter le rendement en SAE10 et SAE30.

Cette étude devait nous permettre de démontrer l'intérêt de l'élimination de ces derniers en vérifiant les performances des principaux équipements constituant cette section .

Les équipements stratégiques d'objets de notre étude sont : la colonne distillation sous vide C101 ; le four H101 ; les échangeurs E104 et E105 .  
pour chacun de ces équipements examinés nous avons comparé les grandeurs caractéristiques calculées avec celles de design .

A la lumière des résultats obtenus concernant les équipements vérifiés , il ressort que l'unité de distillation sous vide peut aisément fonctionner pour ces nouvelles conditions ; en effet la modification apportée sur cette partie du procédé a l'avantage de donner un meilleur rendement par rapport à l'ancien.

néanmoins , le phénomène de présence de coke dans le four et la diminution de la température d'entrée de ce dernier va hausser la consommation du gaz combustible vers des valeurs maximales , ce qui nécessite un contrôle permanent du four et demande une révision de qualité du fuel gaz utilisé .

Il reste à vérifier si toutes ces modifications ; parfaitement réalisables et efficaces en ce qui concerne les rendements quantitatifs ;le sont aussi de point de vue qualitatif des huiles obtenues

# BIBLIOGRAPHIE

- [1] : P.WUITIER Raffinage et génie chimique. Tomme I & Tomme II
- [2] : MANUEL OPERATOIRE ZONE 05 & 07. (Raffinerie d'Arzew)
- [3] : TECHNIQUE DE L'INGENIEUR .FR Echangeurs de chaleur (Méthode de KERN)
- [4] : SOFT DE DISTILLATION SOUS VIDE DRH. Sce .Formation. (Raffinerie d'Arzew)
- [5] : COMBUSTION PHYSICS CHUNG K.LAW

# RESUME

La structure d'une raffinerie évolue constamment pour satisfaire la demande quantitative et qualitative d'un marché de l'énergie chaque jour plus exigeant. Dans ces conditions, la recherche de procédés nouveaux et l'amélioration de la productivité demeurent un objectif permanent.

L'ensemble des unités de la raffinerie ont été mises en service en 1973, parmi elles la zone 7 qui est destinée à la production des huiles de base et vu la grande demande du marché de ces produits, l'industrie du raffinage a décidé de faire installer une nouvelle zone (zone 5) qui a été conçue par TEXACO et en collaboration avec la zone 7 pourras par la suite satisfaire cette demande du marché tout en gardant la même qualité du produit.

Notre travail dans cette étude consiste à une présentation de la raffinerie d'Arzew et description de la zone 5 dans la première partie, dans la seconde partie on s'intéresse à l'étude et détermination des performances des équipements de transfert de chaleur au niveau d'unité distillation sous vide (unité 100).

Le présent travail a pour objet de nous informer, d'identifier et de traiter les différentes actions requises lors de la récupération des Slop cut légers et cut lourds , à l'instar des autres installations de la raffinerie d'Arzew.

Durant les années 90 , et suivant l'élargissement du marché de lubrifiants, la demande sur le grade SAE30 a été très importante , et pour répondre aux exigences et satisfaire la demande du marché , les services techniques de NAFTEC ont fait des études appropriées sur la récupération des Slop cut légers et cut lourds afin d'améliorer les rendements massiques de la production des huiles de base et celle d'augmenter réellement les quantités nécessaires du grade **SAE30** ,tout en gardant les mêmes spécifications et qualités des produits. Ce qui peuvent en outre maintenir la stabilité de marche de l'unité 300 basée sur ce grade SAE30, ou il est traité en grande quantité et d'éviter les arrêts fréquent par manque de charge.

Dans l'unité 100 au niveau de la zone 5, la colonne de distillation sous vide C101 est destinée au soutirage de quatre produits et le cinquième en zone d'épuisement (VGO,SPO,SAE10, SAE30, RSV) qui seront transformés par la suite en huiles de base. En outre, on produira deux coupes intermédiaires dites «Slop cut » lourd et léger.

Ces dernières participent respectivement au préchauffage de la charge et à la régénération de la vapeur BP (basse pression), ensuite elles sont acheminées vers fuel.

La récupération et l'introduction de ces deux coupes dans la colonne permet d'augmenter les quantités de distillats et d'améliorer les rendements massiques de ces derniers et plus précisément celui du grade SAE 30.

Depuis ce temps, l'unité 300 marche avec un taux de charge de 100 % sans perturbation par manque de charge.

➤ **Donc le but de cette modification : est d'augmenter le rendement**

Cependant l'élargissement des coupes d'huiles a engendré certaines contraintes comme :

La perte de la quantité de chaleur de l'échangeur E103 acquise par les Slop cut lourds pour préchauffer la charge du BRA.

Une surcharge du four H101 en fuel gaz (débit de fuel augmente) dû à la diminution de la température d'entrée du four qui est actuellement de 250°C au lieu de 280 °C (température du design) ce qui a donné naissance à un problème de cokage.

Altération de la qualité des huiles au niveau de la couleur, l'indice de réfraction et l'indice de viscosité.

Nous rappelons que l'unité 100, telle qu'elle a été conçue initialement renvoyait les Slop légers et lourds vers fuel. Nous avons vu aussi que pour augmenter le rendement en SAE10 et SAE30, une modification du procédé a été entreprise par les opérateurs de cette unité, et qui consiste à la récupération des Slop cut lourds et légers dans la colonne de distillation sous vide. Ce qui se traduit par l'élimination de l'échangeur E103 qui avait pour rôle de surchauffer le BRA ; et par l'augmentation de la charge tant au niveau de la colonne ; qu'au niveau des échangeurs et du four.

Dans nos calculs nous allons, à partir d'un bilan de matière, reprendre le fonctionnement de la colonne de distillation sous vide avec la nouvelle charge, et étudier le comportement des échangeurs E104 et E105 en absence de l'échangeur E103, nous verrons aussi quel est l'impact de ces variations sur le fonctionnement du four H101.

Dans chaque cas nos calculs seront comparés à ceux du design, ce qui nous permettra de tirer les conclusions nécessaires quant au bon fonctionnement de l'unité 100.