



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



N° d'ordre : M2...../IP/2021

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries pétrochimiques

Option: Génie pétrochimique

Thème

Intitulé du sujet
calcul de vérification du four H101

Présenté par

1- LARBI Ikram

2- OULDABDALLAH Fatima

Soutenu le 25 / 07 / 2021 devant le jury composé de :

Président :	MEROUANI.R.D.	professeur	Université de Mostaganem
Encadrante	BELLAOUARI.H.	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice:	MEZOUAGH.A.	MCB	Université de Mostaganem
Examineur:	BELLOUL.M.	MCA	Université de Mostaganem
Invité			

Année Universitaire 2020/2021

Remerciements

Merci à Dieu le tout puissant de m'avoir donné le privilège et la chance d'étudier et de suivre le chemin de la Science.

J'adresse mes remerciements à Monsieur **HELLEL ABDELKADER** le chef de service du HB3 qui a suivi et veillé rigoureusement sur le bon déroulement de ce travail avec critiques constructives et sa surveillance étroite des résultats obtenus

Je souhaite encore dire un très grand merci à mon encadrante **BELLAOUARI HOURIA** pour sa participation et ses conseils prodiges à la réalisation de ce travail.

Mes respect aux membres de jury, qui nous feront l'honneur d'accepter de juger ce modeste travail, d'apporter leurs réflexions et leurs critiques scientifiques.

Je tiens à exprimer mes profonds remerciements à tous les enseignants du département Génie procédé de la faculté de technologie - mostaganem-

J'adresse mes sincères remerciements à tous les ingénieurs, les opérateurs...
tout le personnel de la raffinerie RA1Z pour leurs conseils.

Ikram larbi

Fatima Ouldabdallah

Dédicace

Avant tout c'est grâce à dieu que je suis arrivée là.

Je dédie ce simple travail à mes chers parents qui m'ont

Encouragé à donner le meilleur de moi-même, et qui m'ont fourni

Les moyens d'être ce que je suis aujourd'hui.

Je le dédie aussi à mes sœurs et mes frères ma famille et mon mari

mohamed . Une carrière pleine de succès. Que dieu les garde tous.

A mes très chère amie ... A tous les êtres chers à mon cœur.

Sommaire

Introduction générale	2
------------------------------------	---

Chapitre I : partie théorique

I.1.Présentation de la raffinerie d'Arzew.....	3
I.2. Situation géographique.....	3
I.3.Capacité de production.....	4
I.4.Principales installations.....	4
I.5. Unité de productions.....	5
I.6. Unité de stockage.....	6
I.7. Unité administrative.....	6
I.8. fabrication des huile librifants	8
I.9. Tendance des huiles de base.....	10
I.10.Les procédés des fabrication des huiles de base.....	11
I.10.1.La distillation sous-vide du résidu atmosphérique.....	11
I.10.2.Le Désalphatage au propane.....	11
I.10.3.L'extraction au solvant sélectif.....	12
I.10.4.Le déparaffinage au Mec / Toluène.....	12
I.10.5. L'hydrotraitement de finition (hydro-finissage).....	12
I.11.Description de l'unité de distillation sous vide.....	13
I.11.1.But de l'installation.....	13
I.11.2. Description de l'unité.....	14
I.11.3. Circuits principaux du procédé.....	14
I.11.3.1.Préchauffe de la charge	14
I.11.3.2.Chauffe de la charge.....	15
I.11.3.3.Circuit reflux principal.....	16
I.11.3.4.Circuit Spindle	16
I.11.3.5.Circuit Slop-cut léger.....	17
I.11.3.6.Circuit SAE10.....	17
I.11.3.7. Circuit Slop cut lourd.....	17
I.11.3.8.Circuit SAE 30.....	17
I.11.3.9.Résidu sous vide.....	17
I.11.4. Théorie et technologie du transfert thermique.....	18

I.11.4.1. Les Fours.....	19
I.11.4.2. Les échangeurs de chaleur.....	20
I.11.5. Calcul du four.....	20
I.11.6. Evaluation de la quantité de chaleur transmise en radiation.....	22
I.12. Les échangeurs de chaleur	22
I.12.1. Classification des échangeurs de chaleur	22
I.12.2. Echangeur faisceau et calandre.....	23
I.12.3. Critère de choix d'un échangeur.....	24

Chapitre II : partie calcul

II .1. Etude de la combustion	26
II .1.1. Réactions de combustion.....	26
II .1.2. Excès d'air.....	26
II.2. Calcul du rendement thermique du four H101 design.....	27
II.2.1. Calcul la quantité total d'oxygène.....	28
II.2.2. Calcul la quantité total du gaz inerte.....	28
II.2.3. Calcul de la quantité des fumées formée par la combustion de 1 kg de gaz.....	29
II.2.4. Calcul du pouvoir calorifique inférieur du gaz combustible	30
II.2.5. Calcul du total pouvoir calorifique pour 1kg gaz	30
II.2.6. Calcul de la chaleur total de combustion.....	31
II.2.7. Calcule de la Chaleur spécifique moyenne des fumes entre 0° et t°C	31
II.2.8. Calcule des Pertes au niveau du four	31
II.3. Suivi du fonctionnement de l'unité actuel	32
II.3. Calcul du rendement thermique actuel (réel) du four H101.....	33
II.4. Calcul de la quantité de chaleur dégagée.....	33
II.5. Calcul de la quantité de chaleur absorbée	33
II.6. La quantité de chaleur absorbée par la vapeur d'eau injectée.....	34
II.7. La quantité de chaleur absorbée par le BRA.....	34
II.8. Interprétation des résultats.....	36
II.9. Calcul de la quantité du gaz après modification.....	36
II.10. La quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz est	38
II.11. Suivi du fonctionnement de l'unité	38
Conclusion & Recommandations	39

Références bibliographiques

Les Annexes

Liste des figures

Figure I.1 Situation géographique du complexe RA1Z	03
Figure I.2 Plan de masse de la raffinerie d'Arzew	07
Figure I.3 synoptique de traitement de pétrole brut - RA1Z-	08
Figure I.4 Composition d'une huile lubrifiante	09
Figure I.5 Le principe de base d'une distillation	14
Figure I.6 circuit de préchauffage du BRA.....	16
Figure I.7 circuit d'eau tempérée	18
Figure I.8 Image réel du four H101 de l'unité 100 –RA1Z-	20
Figure I.9 le four H101 de l'unité 100	21
Figure I.10 Echangeur faisceau et calandre	24

Liste des tableaux

Tableau II.1 la Composition des fumées	28
Tableau II.2 fraction molaire de gaz combustible.....	30
Tableau II.3 les valeurs rendement des soutirages	32

Liste des abréviations

BRA : Brut Réduit Atmosphérique

RSV : Résidu Sous Vide

GPL/LPG : Gaz de Pétrole Liquéfié / Liquefied Petroleum Gas

HTS: Basse Teneur en Soufre

BTS: Haute Teneur en Soufre

MEC: Méthyle Ethyle Cétone

VGO: Vacuum Gasoil

SPO: Spindle Oil

MVO: Medium Viscous Oil

VO: Viscous Oil

SAE: Society of Automotive Engineers

BS: Bright Stock

RDC: Rotating Disc Contactor. Contacteur à Disque Rotatif.

DAO: De-Asphalted Oil

HP: Haute Pression

MP: Moyen Pression

BP: Basse Pression

HB3 : Huile de Base 3

HB4 : Huile de Base 4

TEXACO : Société Américaine

Chapitre I : partie théorique

Introduction générale :

Le pétrole a pris une place considérable dans la civilisation, non seulement parce qu'il est source d'énergie qui, avec le gaz naturel fournit plus de 50 % (33 % par le pétrole et 24 % par gaz naturel) des besoins énergétiques mondiaux. [1]

L'Algérie est riche en gisement de pétrole plus particulièrement en sud (Sahara). Elle produise et exporte le pétrole et ses dérivés vers de nombreux pays dans le monde .cette source d'énergie est composé des hydrocarbures liquides et gazeux permet les produits existent on a intéressé a la partie production des huiles de base.

Les produits finis avant d'être exporter doivent subir des traitements .ce qui exige l'installation de grands complexes. La raffinerie d'Arzew est l'une de ces complexes ou nous avons fait notre stage.

Notre étude porte sur le calcul vérificatif de four et de la batterie d'échange dans l'unité 100 section distillation sous vide et les comparés avec celle de design.

Pour mieux comprendre le problème nous devons savoir les différentes unités de la raffinerie et essentiellement l'unité 100 ou on a relevé les données réelles pour vérifier les calculs

Le mémoire est divisé en deux chapitres

Chapitre 1 : qui comporte des généralités sur la description de la raffinerie d'Arzew on se basant sur les détails de l'unité 100 section distillation sous vide production des huiles de bases et on termine par les échangeurs de chaleurs en particulier échangeur tube-calandre.

Chapitre 2 : comporte un calcul vérificatif du four et les comparés avec les valeurs design

Et on termine par une conclusion générale ou on a donnée l'essentiel de nos résultats

I.1.Présentation de la raffinerie d'Arzew :

La raffinerie d'Arzew représente pour l'Algérie l'une des réalisations industrielles les plus importantes dans le pays réalisé dans le cadre du premier plan quinquennal dans les années 70.

La pose de la première pierre a eu lieu le 19 juin 1970 tandis que le démarrage n'a été qu'en juillet 1972 pour les utilités, et en mars 1973 pour les autres ensembles d'unités de production.

L'ensemble des unités de la raffinerie a démarré en mars 1973. L'inauguration officielle a eu lieu le 16 juin 1973.

I.2.Situation géographique :

La raffinerie d'Arzew est située dans la zone industrielle sur le plateau d'El Mahgoune à deux kilomètres de la ville d'Arzew et environ 40 kilomètres de la ville d'Oran. Elle occupe 170 hectares et se situe au voisinage du port d'Arzew, lui permettant les enlèvements par bateau. Plan de masse de la raffinerie . Située dans la zone industrielle D'Arzew, la Raffinerie occupe une superficie de 170 hectares répartis comme suit :

1. 150 hectares correspondant aux anciennes installations construites entre 1970 et 1973
2. 30 hectares correspondant aux installations nouvelles construites entre 1978 et 1983



Figure I.1 : Situation géographique du complexe RA1Z

I.3.Capacité de production :

La raffinerie D'ARZEW traite en moyenne [2] :

- 2,5 millions de tonnes par an de pétrole brut Saharien.
- 2,8 tonnes de brut réduit importée pour la production de bitume.

Les capacités annuelles de production de différentes unités sont :

- ❖ 550 000 tonnes de FUEL BTS
- ❖ 70 000 tonnes de FUEL HTS
- ❖ 160 000 tonnes de LUBRIFIANTS
- ❖ 70 000 tonnes de GRAISSES
- ❖ 4000 tonnes de PARAFFINE
- ❖ 120 000tonnes de BITUMES ROUTIER
- ❖ 20 000 tonnes de BITUMES OXYDE



I.4.Principales installations :

D'une façon générale, la raffinerie d'Arzew est divisée en trois grandes parties :

- Unité de production.

- Unité de stockage.
- Unité d'administrative.

I.5. Unité de production :

-Production « P1 » :

Elle est chargée de la fabrication des différents produits commercialisés et comprend plusieurs zones qui sont :

- **ZONE 3 : Utilités** Cette zone assure le traitement de l'eau et la production et la distribution :
 - d'eau distillé.
 - d'eau de refroidissement
 - de vapeur d'eau
 - d'électricité
 - d'air comprimé.

ZONE 4 : Carburants: Cette zone comporte 3 unité :

- **unité 11** :Topping ou distillation atmosphérique.
- **unité 12** : reforming catalytique.
- **unité 13** : Gazplant ou traitement des gaz de pétrole.

ZONE 5 et 7 : huiles de base : Elle comporte 5 unité :

- **unité 21 et 100** : distillation sous vide.
- **unité 22 et 200**:désasphaltage ou propane.
- **unité 23 et 300** : extraction des aromatique au furfural.
- **unité 24 et 400** : déparaffinage des huiles et déshuilage des paraffines.

ZONE 6 et 300: huiles finies + graisse: Elle se divise en 4 unités :

- **unité 51 et 3100**: fabrication et remplissage des huiles finis.
- **unité 52 et 3200** : production des graisses.
- **unite53 et 600** : moulage de la paraffine
- **unite54 et 3300**: analogue à la zone 06.
- **unité 25** : hydrofinishing ou traitement des huiles à l'hydrogène.

ZONE 10 : production des bitumes: Elle se divise en :

- **unité 14** : fabrication des bitumes routier (flash sous vide).
- **unité15** : production des bitumes oxydés.
- **unité 45**:commercialisation des bitumes.

ZONE 28 : stockage des matières premières: c'est zone dans laquelle sont implantés les bacs de stockage et les sphères du GPL.

Il existe d'autres zones nées de l'extension de la Raffinerie en 1987.

-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 NAFTAC. Le démarrage a eu lieu en 1983, cet ensemble comprend trois zones :

ZONE19 : fonctionnement d'une manière autonome de la chaine de production des huiles de base :

Elle composée des unités suivantes :

- **Unité 1100:** Production de la vapeur **HP**.
- **Unité 1200:** production en électricité.
- **Unité 1300:** Tour de réfrigération de l'eau de refroidissement.
- **Unité 1400:** Alimentation au fiel gaz.
- **Unité 1500:** Air service et air instrument.
- **Unité 1600:** Production d'eau distillée par un évaporateur.

ZONE 3000 : Huiles finies.

I.6. Unité de stockage :

C'est une opération intermédiaire entre la production des produits pétroliers. Capacité variante entre 5.000 et 60.000 m³ sont destinés pour stocker ces produits.

Chaque produit selon sa spécificité est stocké dans le type de bac approprié.

I.7. Unité administrative :

Elle est destinée pour les prestations du personnel de production et la direction de tout le personnel du complexe.

Elle est gérée par différents départements installés au niveau du bac administratif ou dans d'autres infrastructures du complexe.

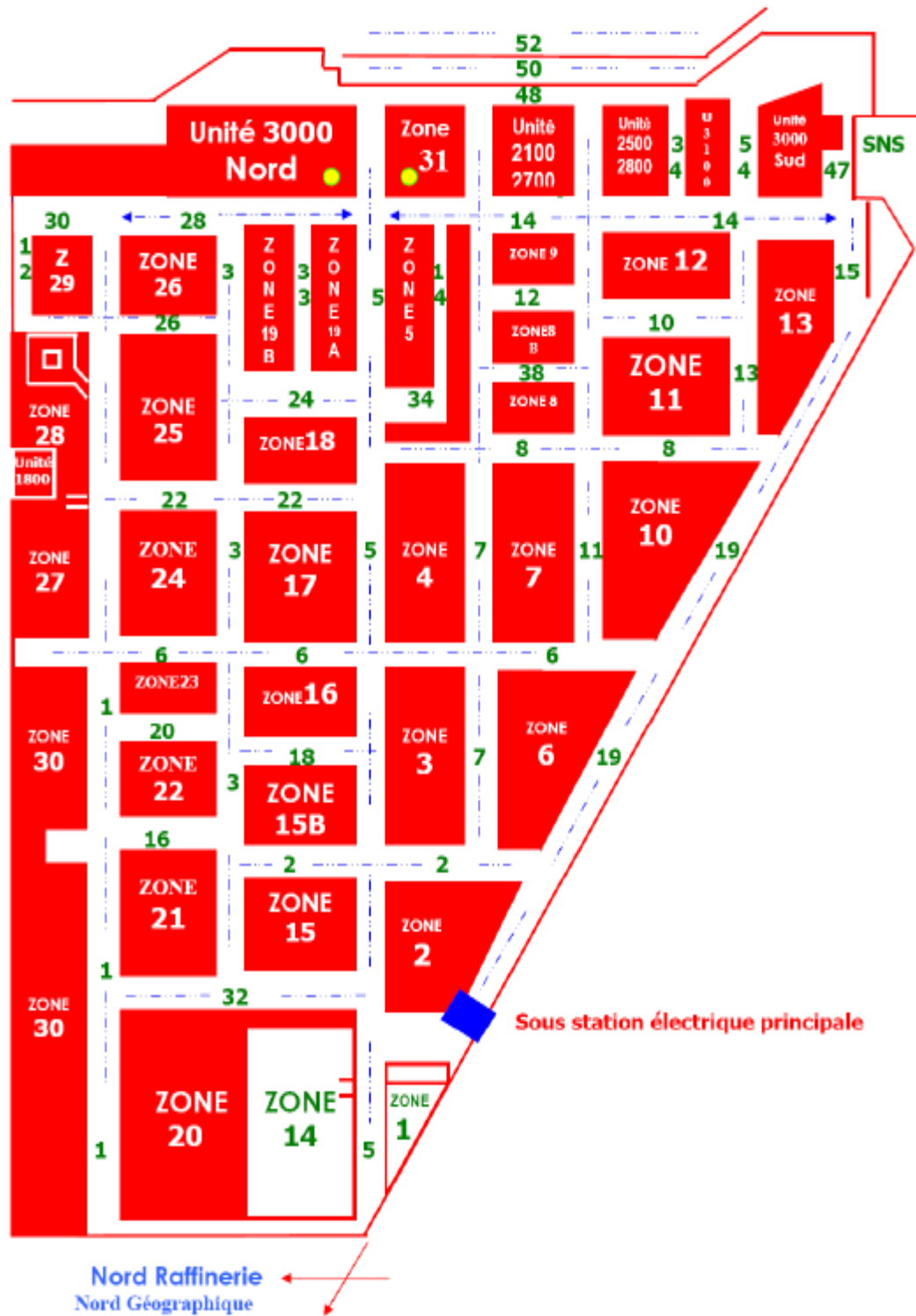


Figure I.2 : Plan de masse de la raffinerie d'Arzew

I.8. fabrication des huiles lubrifiants :

Généralités:

Lubrifiant, vient du mot latin «Lubricus» [3] qui veut dire glissant, est toute substance disposée entre deux corps qui réduit l'intensité de l'effort nécessaire pour obtenir le déplacement d'un des corps vis-à-vis de l'autre sera considérée comme lubrifiante. Le lubrifiant peut être de nature solide, liquide ou gaz (l'air d'un palier aérodynamique) [4].

Toutes les huiles lubrifiantes sont constituées d'un composant principal appelé «base», auquel sont ajoutés des additifs qui confèrent au lubrifiant les propriétés spécifiques requises pour une application donnée.[5]

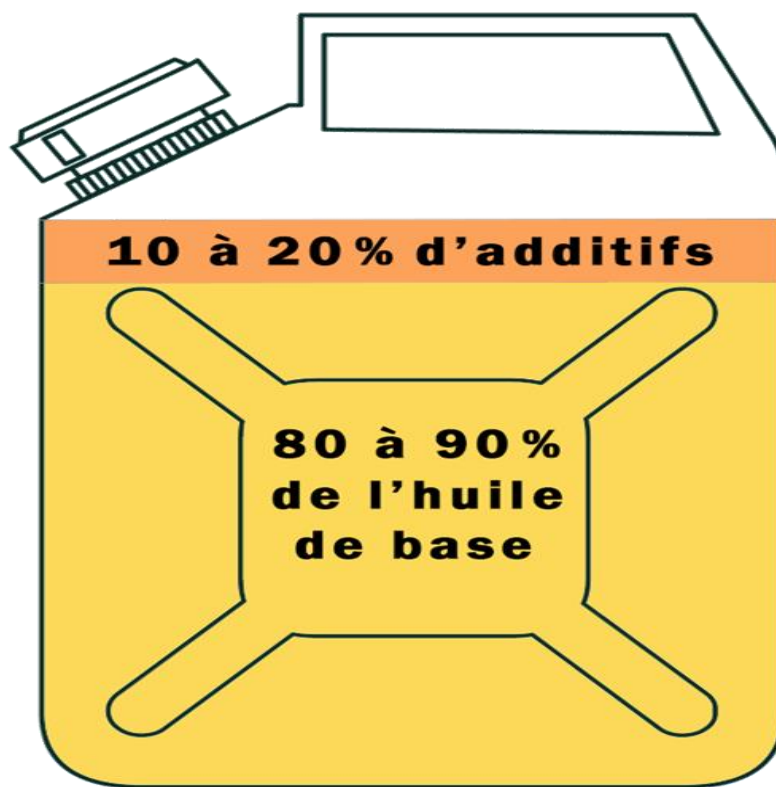


Figure 4 :Composition d'une huile lubrifiante

La lubrification est indispensable pour protéger les différents composants mécaniques du moteur. Les lubrifiants doivent assurer le bon fonctionnement des mécanismes en s'intercalent entre les surfaces en mouvement relatif

Un mélange d'huiles de base seul ne possède pas toutes les caractéristiques requises pour ces types de lubrifiants, et l'on doit pour cette raison leur adjoindre une certaine quantité d'additifs.

ces huiles de base doivent avoir des propriétés précises dont les principales recherchées sont :

- **la viscosité** : la viscosité est la propriété la plus connue des huiles lubrifiantes, 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.

$$\mu = C \cdot t \text{ en centistokes}$$

C : est un constant capillaire. **t** : temps mis à l'écoulement.

- La viscosité cinématique est mesurée dans des viscosimètres à tube capillaire, tandis que la viscosité dynamique est mesurée généralement dans des viscosimètres à rotation (notamment pour la viscosité des basses températures). [7]

$$\text{Viscosité cinématique} = \text{viscosité dynamique} / \text{densité}$$

- **Point d'écoulement** : le comportement à froid d'une huile lubrifiante était défini par le point de figeage, c'est-à-dire la température à laquelle l'huile se solidifie.

Capacité de l'huile à rester liquide à basse température égale à -9°C pour la plupart des bases pour moteur [8]

- **La résistance à l'oxydation et stabilité** : Dégradation des caractéristiques des huiles sous l'influence de l'oxygène et de la température.

I.9. Tendance des huiles de base:

Selon que le pétrole brut appartient aux familles paraffiniques ou naphthéniques, les huiles de base sont dites à tendance paraffinique, à tendance naphthénique ou à tendance aromatique. [9]

- **Les paraffines** : Sont des hydrocarbures saturés linéaires (n-paraffines) ou ramifiés (iso paraffines) caractérisés par une assez bonne stabilité à l'oxydation, un indice de viscosité élevé de l'ordre de 100, un pouvoir solvant limité et un point de congélation élevé
- **Les naphthènes** : Sont des hydrocarbures saturés cycliques. Ils sont moins stables à l'oxydation que les paraffines, possèdent des indices de viscosité faibles (60) mais ont un bon pouvoir solvant et possèdent de meilleures caractéristiques d'écoulement aux basses températures.
- **Les aromatiques** : Sont des hydrocarbures insaturés cycliques. Ils sont très denses et peu stables à l'oxydation. Leur indice de viscosité sont très bas. Compte tenu de leurs

mauvaises caractéristiques, ils nécessitent un traitement très poussé au niveau des unités de raffinage.

Leur pouvoir solvant est élevé.

I.10.Les procédés de fabrication des huiles de base:

Les installations de fabrication des huiles regroupent un ensemble de cinq unités distinctes, complémentaires et disposées en chaîne, ayant chacune un procédé de traitement spécifique[9]

I.10.1.La distillation sous-vide du résidu atmosphérique:

L'installation de distillation sous vide (DSV) a pour but de séparer le résidu atmosphérique en plusieurs coupes pétrolières. Le découpage réalisé dépend de la composition du résidu atmosphérique et des utilisations ultérieures des différentes coupes obtenues.

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.

Le vide est assuré par un dispositif d'aspiration des gaz résiduels en tête de colonne. Le gazole et les distillats sous vide « spindle ou huile légère (SPO), huile mi- visqueuse (MVO) et huile visqueuse (VO) », sont soutirés latéralement et le résidu sous vide est obtenu en fond de colonne.

I.10.2.Le Désalphaltage au propane:

Le but de ce procédé est d'obtenir une huile lourde appelée distillat « Bright stock » à partir du résidu sous vide, où sont éliminés les produits asphaltiques et résineux qui nuisent à la stabilité thermique de l'huile et donne une mauvaise couleur.

Le désalphaltage est un procédé d'extraction réalisé par raffinage au solvant. Le désalphaltage au propane est parmi les procédés les plus utilisés.

Dans une colonne à disques rotatifs, cette opération est conduite à contre-courant d'un flux de résidu sous vide et flux de propane. La phase huileuse appelée souvent « DAO » ; soluble dans le propane est séparée d'un mélange résines-asphalté qui décante au fond de la colonne.

I.10.3.L'extraction au solvant sélectif:

Le but de cette opération 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.

I.10.4.Le déparaffinage au Mec / Toluène:

Le rôle du déparaffinage est de produire des huiles lubrifiantes à bas point d'écoulement et des paraffines dures à basses teneurs en huile.

C'est une opération réalisée grâce à un mélange de solvants qui a pour but de solubiliser l'huile de base en facilitant la cristallisation à froid des paraffines. Ces hydrocarbures se cristallisent à la température ambiante et empêchent donc l'huile de circuler librement et de lubrifier parfaitement les mécanismes.

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.

I.10.5. L'hydrotraitement de finition (hydro-finissage):

La section d'hydro finissage est une unité de faible sévérité. Elle a pour rôle d'éliminer les insaturés, le soufre et l'azote dans le but d'améliorer les propriétés suivantes :

- Stabilité de la couleur
- Stabilité à l'oxydation
- Minimiser le teneur en impuretés

Le traitement consiste essentiellement à faire passer l'huile et de l'hydrogène à travers un lit catalytique sous des conditions modérées de température et de pression.

Le procédé utilise un catalyseur dans lequel est associée une base métallique où la réaction de décoloration et d'amélioration de la résistance à l'oxydation prend place.

I.11.Description de l'unité de distillation sous vide :

Introduction :

La raffinerie d'Arzew contient deux zones de fabrication des huiles de base ; la zone 07 (lubrifiants 1), et la zone 05 (lubrifiants 2).

La zone de lubrifiants 2 a une capacité de production de 120 000 T/an, et elle englobe deux compartiments :

HB3 : composé des unités suivantes [10] :

- **Unité 100** : distillation sous vide.
- **Unité 200** : désalphaltage au propane.
- **Unité 300** : extraction au Furfural.
- **Unité 150** : système d'huile chaude.
- **Unité 160** : traitement des eaux acides.

HB4: comprend les unités suivantes [11] :

- **Unité 400** : déparaffinage au MEC-Toluène.
- **Unité 500** : hydrofinishing.
- **Unité 600** : Hydrofinishing des paraffines.

Nous détaillons les deux unités : 100 de distillation sous vide et 150 du système huile chaude.

I.11.1.But de l'installation :

L'unité de distillation sous vide, section 100, du complexe de lubrifiants Arzew 2 est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huiles de base dans les unités successives.

Cette unité est prévue pour fonctionner 333 jours/an, et calculée pour traiter 1356tonnes/jour du brut réduit atmosphérique (résidu de distillation atmosphérique venant de la zone 4) afin d'obtenir les coupes suivantes :

- Un distillat Spindle
- Un distillat SAE 10
- Un distillat SAE 30
- Un résidu sous vide

On produira en outre un gas-oil sous vide et deux coupes intermédiaires dites «slop-cut lourde et «slop-cut» légère.

Remarque : les deux coupes intermédiaires «slop-cut» lourde et «slop-cut» légère n'est pas soutirés actuellement.

Le principe de base d'une distillation est donné par le schéma ci-après :

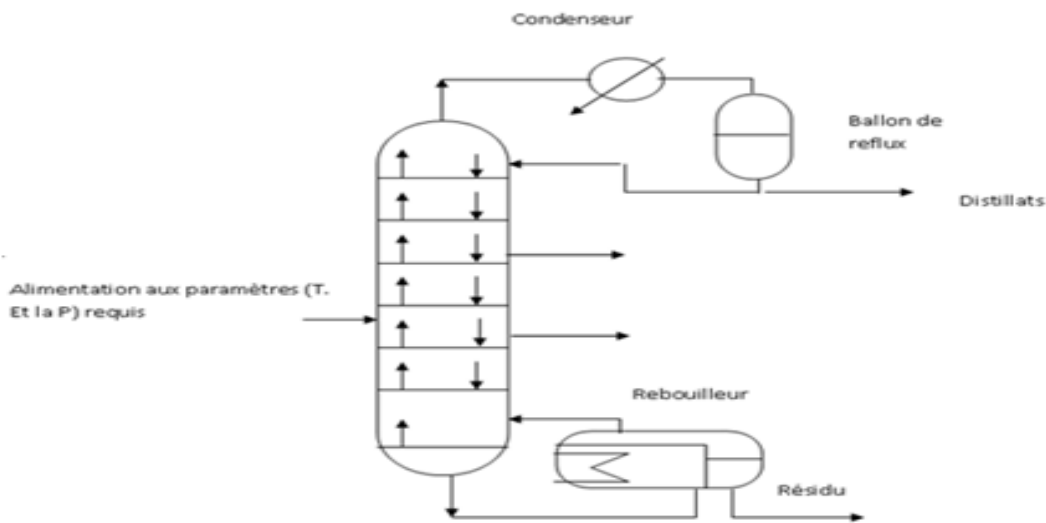


Figure I.5 : Le principe de base d'une distillation

I.11.2. Description de l'unité :

L'unité 100 comprend :

1. Une colonne de distillation sous vide C101 ;
2. Trois strippers permettant de produire simultanément les trois distillats Spindle, SAE 10 et SAE 30
3. Un four sous vide H101
4. Un système de vide (condenseur, éjecteur), (J101) et (J102), (D110) (E114).....etc.
5. Les facilités nécessaires à la préchauffe de la charge et au refroidissement des produits
6. Un système de génération de vapeur basse pression
7. Une boucle de circulation d'eau tempérée.

I.11.3. Circuits principaux du procédé :

I.11.3.1. Préchauffe de la charge :

Le brut réduit alimente l'unité à partir du stockage, est préchauffé par échange de chaleur avec le reflux circulant principal, le distillat SAE10, Slop-cut lourd, le distillat SAE30 et RSV soutirés de la colonne de distillation.

Ce brut pompé par la pompe de charge 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 avec le distillat SAE10 dans le E 102, le Slop-cut lourd dans le E103 et le distillat SAE30 dans le E104.

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 tandis qu'il n'échange pas de chaleur avec le distillat SPO et Slop Cut-léger ayant peu de chaleur à céder.

I.11.3.2. Chauffe de la charge :

La température requise pour la distillation est obtenue le four H101 où la charge est partiellement vaporisée. Le débit est reparti en deux passes à l'entrée du four, cela permet le 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 cokage.

La chaleur de la cheminée du four sert également à surchauffer la vapeur BP utilisée dans l'unité comme vapeur stripping.

- **Colonne de distillation :**

La colonne de distillation sous vide C101 contient 32 plateaux de fractionnement et deux Plateaux de soutirage PI et PII.

Ces plateaux sont des accumulateurs à cheminées qui sont installées immédiatement au-dessous du plateau n°8 et du plateau n°30.

- **Système de vide :**

Le vide est maintenu dans l'unité au moyen du pré-condenseur E114 A/B, de deux groupes d'éjecteurs, J101 ABC et J102 ABC et leurs condenseurs E123, E 124. Les incondensables sont envoyés vers ATM après passage dans le ballon D102 qui assure une garde hydraulique.

L'eau et les condensats s'écoulent dans un puits barométrique D110 où le PH est contrôlé par le chimique et de là vers le ballon enterré D101 où aura lieu la séparation par décantation entre l'eau et les hydrocarbures. L'eau acide reprise par la pompe P112 est envoyée vers la section des traitements d'eau acide, les hydrocarbures sont coulés à L.U par la pompe P 113.

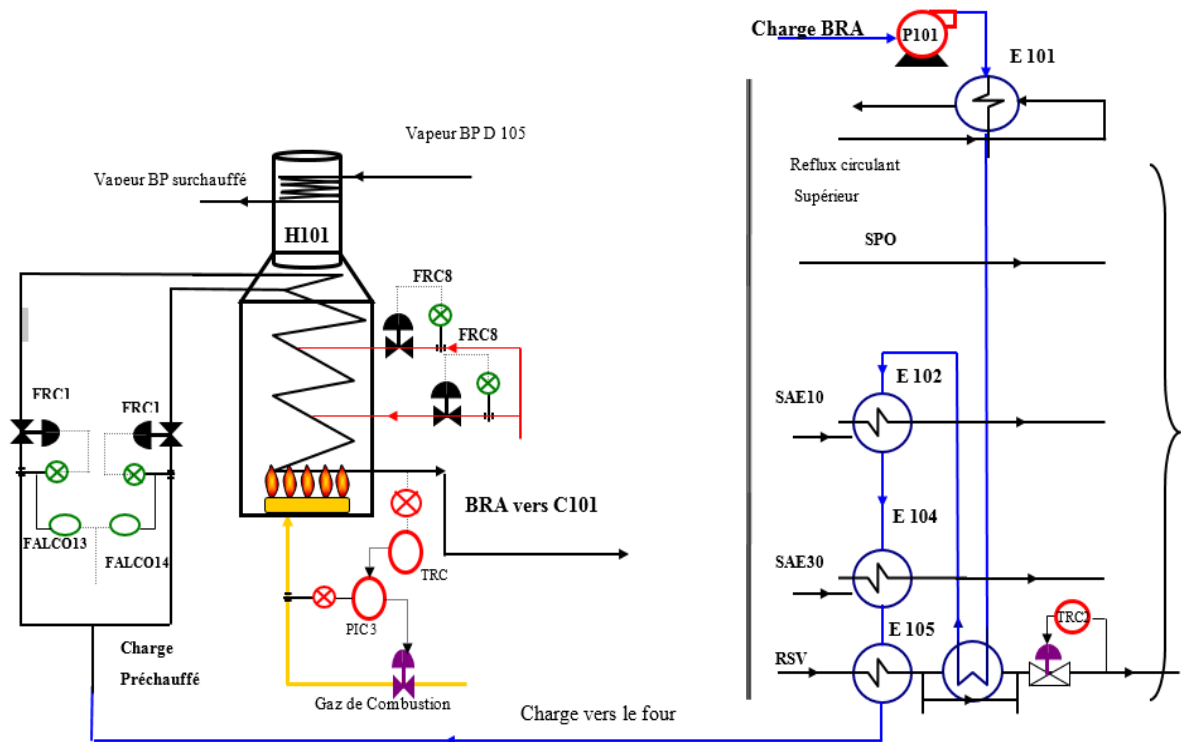


Figure I.6 : circuit de préchauffage du BRA

I.11.3.3.Circuit reflux principal :

La condensation des produits de la distillation est assurée par la circulation d'un débit régulier de gas-oil comme reflux circulant principal vers la colonne

I.11.3.4.Circuit Spindle :

Le distillat SPO est soutiré du plateau 23 et envoyé vers le stripper C102 à 265°C

La LV15 contrôle le niveau du stripper C102, le distillat SPO est strippé dans la C102, (le reste descend du plateau 23 dans la C101) par la vapeur BP surchauffer à la température de 313°C Les légers qui sont récupérés par la tête du stripper reviendront vers la tour de distillation C101 au-dessus du plateau 24.

Le distillat SPO strippé est aspiré par la pompe P104 A/B, il évite une ligne de circulation vers la C102, cette ligne est utilisée en cours de démarrage ou d'arrêt ainsi que dans le cas du niveau bas. L'autre partie passe dans le E107 à une température de 255°C et sort à 162°C, puis passe dans le E117 où il perd sa chaleur au contact de l'eau tempérée et sort à la température de stockage 80°C.

I.11.3.5.Circuit Slop-cut léger :

Le Slop cut léger est aspiré par la P105 A/B du plateau n°20, elle échange sa chaleur avec l'eau de chaudière à 284 °C dans l'E108 où elle sort à une température de 162°C, puis elle perd le reste de cette chaleur dans l'E118 pour sortir à 80°C (température de stockage).

I.11.3.6.Circuit SAE10 :

Le distillat SAE10 est soutiré du plateau 16 pour être envoyé vers le stripper C103 à 310°C le distillat est strippé dans la C103 par vapeur BP surchauffée à une température de 313°C, les légers qui sont récupérés par la tête du stripeur retourne vers la C101 au-dessous du plateau 17.

Le produit passe dans l'E102 à une température de 298°C où il échange sa chaleur avec la charge, il passe dans l'E109 où il rentre à une température de 254°C et échange sa chaleur vers l'eau de chaudière pour régénération de vapeur BP (D105) et il sort à une température de 162°C et traverse le E119 pour se refroidir avec l'eau tempérée et atteint la température de stockage de 80° C .

I.11.3.7. Circuit Slop cut lourd :

Le circuit Slop cut-lourd est aspiré par la pompe P107 du ^plateau 13, elle échange la chaleur qui est de 324°C avec la charge dans le E103 où elle sort à une température de 259°C, rentre dans le E110 où donne sa chaleur à l'eau tempérée dans le E 120. Puis il sort à 80°C (Température de stockage).

I.11.3.8.Circuit SAE 30 :

Le distillat SAE30 est soutiré du plateau PII à 345°C. Le distillat SAE30 est strippé dans la C104 par la vapeur BP surchauffée (316°C) venant du four H101, les légers qui sont récupérés par la tête du stripeur C104 retourneront au-dessus du plateau n°9.

Le produit passe dans l'E104 à 355°C pour échange de chaleur avec la charge puis passe Dans le E111 à 264°C et change sa chaleur avec l'eau de chaudière génération de vapeur BP (D105) et sort à 162°C, pour traverser le E121 où il perd sa chaleur avec l'eau tempérée pour Atteindre la température de stockage qui est de 80 °C.

I.11.3.9.Résidu sous vide :

Le distillat RSV est soutiré par la P111 A/B du fond de la tour de distillation à une température de 357°C rentre dans le E105 A/B pour être refroidi à contre-courant avec la charge, Il sort du E105 à une température de 282°C pour rentrer dans le E106 et chauffe une

deuxième fois la charge et sort à une température de 239°C et puis chauffe l'eau de chaudière pour produire de la vapeur BP dans le E112 est sort à 160°C.

Après cela, il passera dans le E113 pour préchauffer l'eau de chaudière et sort à une Température de stockage de 124°C.

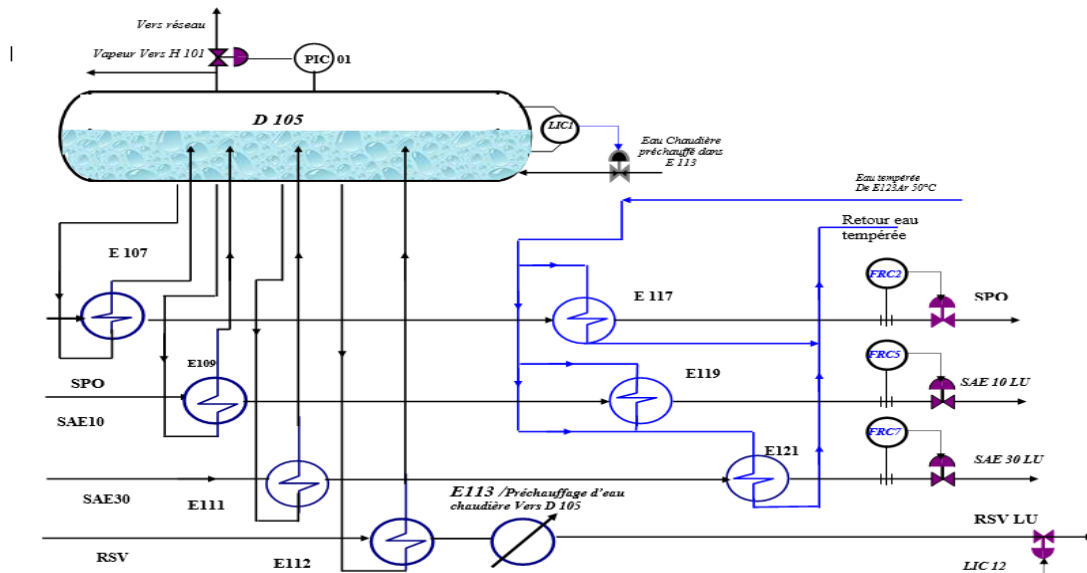


Figure I.7: circuit d'eau tempérée

I.11.4. Théorie et technologie du transfert thermique

Introduction :

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

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

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'infra-rouge et du visible. Aucun support matériel n'est nécessaire pour leur propagation, pour plus de détail, consultez la référence [12]

L'échelle des températures est très vaste, on dispose deux types d'équipement :

I.11.4.1. Les Fours :

Les usages de ces fours sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux .

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

Les fours de réchauffage de fluide sans changement de phase : dans lesquelles la charge liquide ou vapeur ne reçoit que de la chaleur sensible .c'est le cas par exemple :

-Des fours des unités de reformage catalytique ou hydrotraitement de coupe 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.

Les fours de réchauffage de liquide avec vaporisation partielle que l'on rencontre en particulier dans les unités de distillation, four de distillation atmosphérique ou sous vide de pétrole brut ou four en fond de la colonne ,les fours de ce type sont d'ailleurs les plus nombreux ont la capacité thermique est la plus élevée.

Les fours de réchauffage de fluide avec réaction chimique c'est le cas du four de charge des unités de craquage et de reformation thermique.



Figure I.8 : Image réel du four H101 de l'unité 100 –RA1Z-

I.11.4.2. Les échangeurs de chaleur :

facilitent l'échange de chaleur entre deux fluides avec des températures différentes, tout en empêchant leur mélange : les échangeurs de chaleur ont un champ d'utilisation très vaste : dans les grandes usines, secteur d'activités industriel

Le transfert de chaleur dans un échangeur de chaleur implique l'effet de la convection dans chaque fluide et la conduction à travers la paroi sépare les deux fluides. [13]

I.11.5. Calcul du four :

Le four H 101 est un équipé d'une régulation automatique de température de sortie du fluide chauffé. Cette température agit directement en cascade sur un régulateur de pression (ou débit) du combustible en amont du brûleur.

suivant les responsables de service HB3 il à été constaté une augmentation du température du tube (T_s température tolérable) qui risque d'avoir une fissure de tube à l'intérieur du four suit un formation de coke qui va diminuer le transfert de chaleur et de matière

Les fours sont des appareils dans lequel le chauffage des fluides s'effectue par les fumées produit par la combustion d'un combustible liquide ou gazeux.

La charge alimentant l'unité de distillation sous vide et surchauffé par le four qui est de type cabine, il comporte :

- **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, des produits de la combustion. 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, elle sert à surchauffer de la vapeur de stripping injectée au fond des colonnes de distillation.

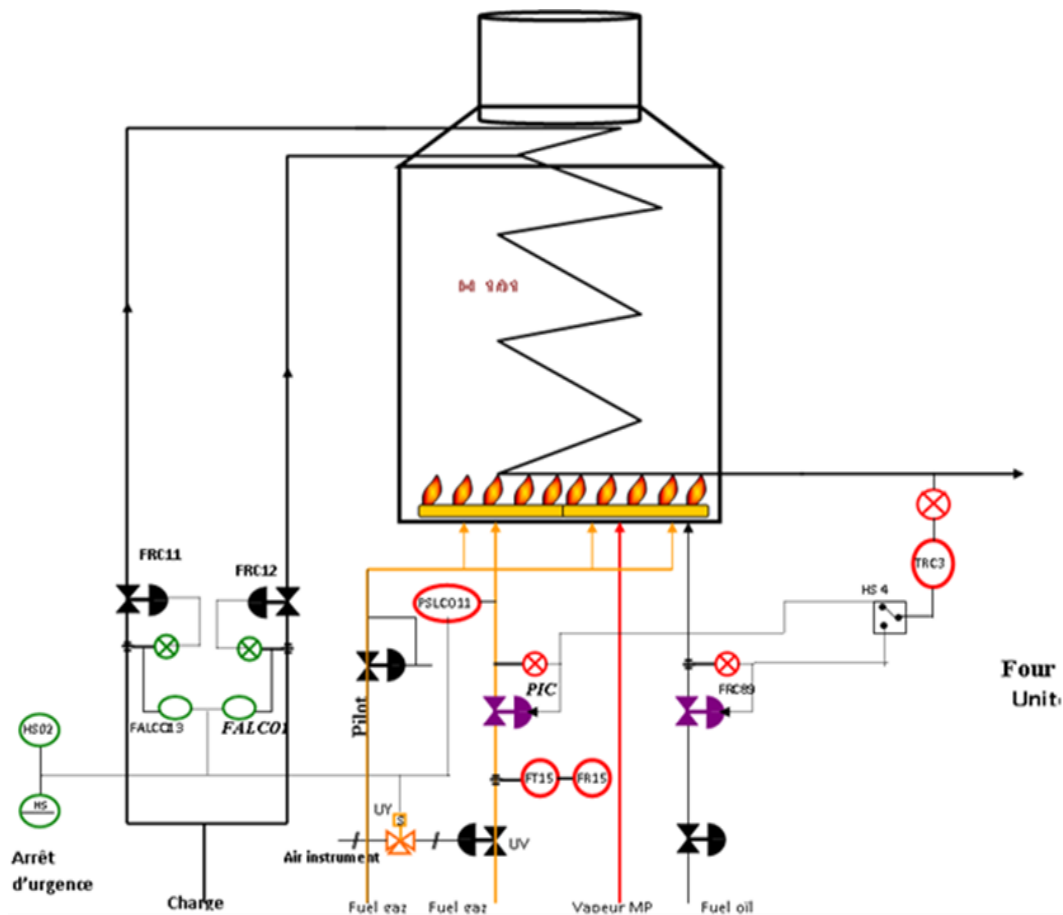


Figure I.9 : le four H101 de l'unité 100

I.11.6. Evaluation de la quantité de chaleur transmise en radiation :

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 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.

I.12. 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.

- La fonction réfrigération
- La fonction réchauffage
- Fonction de condensation
- Fonction vaporisation [6].

I.12.1. Classification des échangeurs de chaleur :

Il existe plusieurs critères de classification des différents types d'échangeurs. Enumérons les principaux

a. Selon les procédés de transfert

- Un échangeur à contact direct : dans cet 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 courant parallèle : les deux fluides sont disposés parallèlement et vont dans le même sens.
- Echangeur à contre-courant : les deux fluides sont disposés parallèlement et vont dans des sens opposés.
- Echangeur à courants croisés : les deux fluides sont positionnés perpendiculairement [6].

d. Selon la surface d'échange

- Les échangeurs à plaques
- Les échangeurs spiraux
- Les échangeurs à double tube
- Echangeur faisceau et calandre

I.12.2. Echangeur 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 [6].

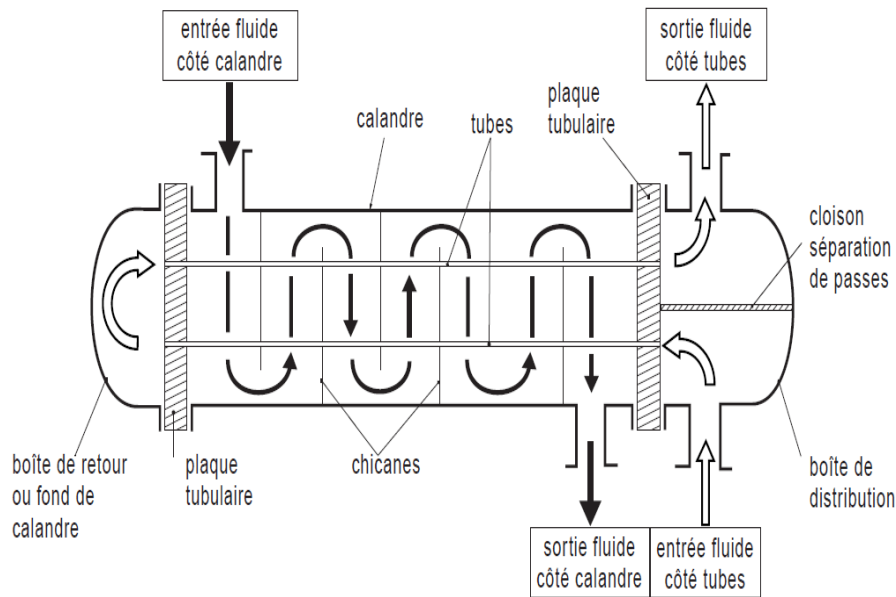


Figure I.10 : Echangeur faisceau et calandre [6].

I.12.3. 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
- Condition de fonctionnement
- Niveau thermique des parois
- Les pertes de pression
- Conditions de tenue mécanique
- Conditions de maintenance
- Le prix de l'échangeur [6].

Chapitre II : partie calcul

II .1.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.

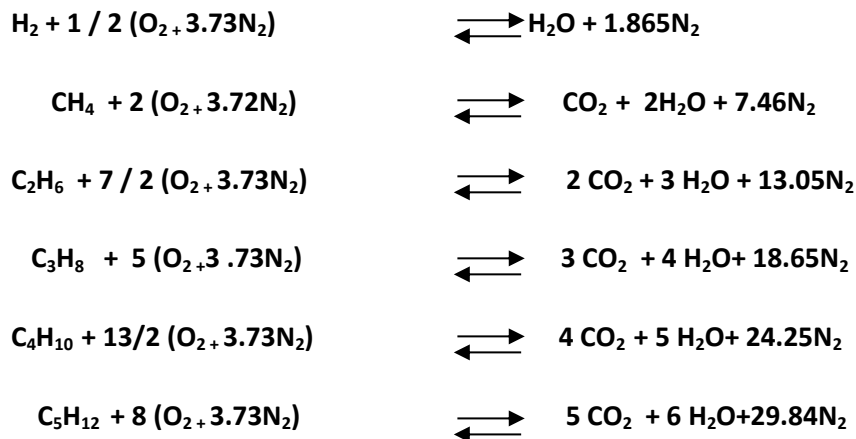
II .1.1.Réactions de combustion :

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

Les réactions qui peuvent avoir lieu sont :



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

II .1.2.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 à celle 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 30 à 40 % si l'on brûle le fuel avec une pulvérisation correcte.

II.2. Calcul du rendement thermique du four H101 design:

Pour déterminer le rendement du four H101 design, doit connaître la valeur design de l'excès d'air (25 %) et la température des fumes (335C°).

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

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 perdu par les parois du four prés + la quantité de chaleur absorbée dans le four [8].

Le tableau 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 Nm³ de gaz combustible.

Constituants du combustible	Pourcentages molaires Y_i	O_2 de la combustion Nm3	Composition des fumées				Constituants du combustible
			CO_2	H_2O	O_2	N_2	
H_2	1.25	0.625	-	1.25	-	2.33	H_2
C_1	84.29	168.58	84.29	168.58	-	629	C_1
C_2	7.6	26.6	15.2	22.8	-	99	C_2
C_3	5.97	29.85	17.91	23.88	-	111.4	C_3
iC_4	0.29	1.885	1.16	1.45	-	7.03	iC_4
nC_4	0.44	2.86	1.76	2.2	-	10.7	nC_4
iC_5	0.1	0.8	0.5	0.6	-	3.0	iC_5
nC_5	0.06	0.48	0.3	0.36	-	1.8	nC_5
T2OTAL	100	231.68	-	-	-	864.20	Air de combustion
O_2 dans l'excès d'air		57.92	121.12	221.12	57.92	1080	TOTAL
O_2 dans l'air de combustion		289.6	08.18%	14.94%	03.91%	72.97%	Pourcentage molaire
N_2 dans l'air de combustion		1080					
Nombres de Nm3 d'air de combustion pour 100 Nm3 de gaz combustible		1369.8	1480				Nombre de Nm3 de fumées pour 100 Nm3 de gaz combustible

Tableau II.1- la Composition des fumées.

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

II.2.1.Calcul la quantité total d'oxygène :

L'excès d'air est égal à 25 %(voir Annexe 1) , le rapport $N_2/O_2 = 3.73$

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

II.2.2.Calcul la quantité total du gaz inerte :

Donc : Le débit du gaz inerte (N_2) est : $3.73 \times 289.6 = 1080 \text{ Nm}^3$

La composition finale des fumées = la sommes des composants à lasorite du fur

$$Q_{\text{tt fumées}} = \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{O}_2 \text{ en excès} + \text{N}_2_{\text{total}} = 1480 \text{ Nm}^3$$

II.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 :

Masse moléculaire des fumées :

$$M_F = \sum (M_i * Y_i) = M_{\text{CO}_2} * Y_{\text{CO}_2} + M_{\text{O}_2} * Y_{\text{O}_2} + M_{\text{H}_2\text{O}} * Y_{\text{H}_2\text{O}} + M_{\text{N}_2} * Y_{\text{N}_2}$$

$$M_F = 27.97 \text{ kg / kmole.}$$

Masse volumique des fumées aux conditions normales de T° et de P :

$$\rho_f = M_f / 22,4 = 1,248 \text{ kg / Nm}^3$$

Masse moléculaire du gaz combustible :

$$M_{\text{com}} = \sum (M_i * Y_i) = M_{\text{H}_2} * Y_{\text{H}_2} + M_{\text{C}_1} * Y_{\text{C}_1} + M_{\text{C}_2} * Y_{\text{C}_2} + M_{\text{C}_3} * Y_{\text{C}_3} + M_{\text{iC}_4} * Y_{\text{iC}_4} + M_{\text{nC}_4} * Y_{\text{nC}_4} \\ + M_{\text{iC}_5} * Y_{\text{iC}_5} + M_{\text{nC}_5} * Y_{\text{nC}_5} .$$

$$M_{\text{com}} = 18.956 \text{ kg / kmole.}$$

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

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

-Le volume de fumées :

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

Donc 1 Nm³ de gaz dégage un volume de fumées $V_f = 14.80 \text{ Nm}^3$

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

La quantité de l'air nécessaire pour la combustion de 1 kg de gaz :

1Nm³ de gaz combustible nécessite 13,698 Nm³ d'air La masse volumique de l'air = 1,294 kg/Nm³

Alors ; 1kg de gaz combustible nécessite 20,94 kg d'air

1Nm³ de gaz combustible nécessite 13.698 Nm³ d'air

La masse volumique de l'air = 1.294 kg/Nm³

Alors ; 1kg de gaz combustible nécessite 20.94 kg d'air.

Remarque :

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).

II.2.4. Calcul du pouvoir calorifique inférieur du gaz combustible :

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) du gaz combustible est calculé à partir de l'équation suivante : $PCI(\text{gaz}) = \sum (PCI_i * Y_i)$ voir l'annexe 3

Y_i : pourcentage molaire du gaz combustible

Constituants	Y_i % (molaire)	PCI_i (kcal / Nm ³)	$PCI_i * Y_i$ (kcal / Nm ³)
H₂	1.25	2575	32.18
C₁	84.29	8565	7219.43
C₂	7.6	15240	1158.24
C₃	5.97	21815	1302.35
iC₄	0.29	28375	82.28
nC₄	0.44	28375	124.85
iC₅	0.1	34890	34.89
nC₅	0,06	34890	20.93
Total	100	-	9975.15

TABLEAU II.2 : fraction molaire de gaz combustible.

II.2.5. Calcul du total pouvoir calorifique pour 1kg gaz :

Pouvoir calorifique inférieur du combustible = 9975.15 kcal /Nm³

Pouvoir calorifique inférieur du combustible = 11788.2 kcal/kg

L'humidité de l'air = 80%

Température moyenne de l'air de combustion = 20 C°

Tension de vapeur de l'eau à 20 C° = 17.4 mmhg

Chaleur sensible de l'air à 20°C est égale à $20.94 \times 20 \times 0.24 = 100.5$ kcal /kg de gaz

Chaleur sensible du gaz à 20°C est égale à $1 \times 20 \times 0.5 = 10$ kcal /kg de gaz

Pouvoir calorifique total du gaz est : $11788.2 + 100.5 + 10 = 11898.7$ kcal /kg gaz

II.2.6. Calcul de la chaleur total de combustion :

Débit du gaz design = 884 Nm³, masse volumique du gaz = 08462 kg/Nm³

On a : $PCI_i * Y_i$

La chaleur spécifique de l'air est prise à partir de l'annexe 4

Quantité de chaleur sensible du gaz = $10 \times 884 \times 0.8462 = 7480.4$ kcal/hr

1780Quantité de chaleur sensible de l'air : $100.5 \times 884 \times 0.8462 = 75178$ kcal/hr

Quantité de chaleur dégagée par le gaz = $884 \times 9975.15 = 8818032.6$ kcal/hr

La quantité de chaleur totale dégagée par la combustion à l'entrée du four =

$8818032.6 + 7480.4 + 75178 = 8900691$ kcal/hr

II.2.7. Calcule de la Chaleur spécifique moyenne des fumées entre 0° et t° C :

Le calcule , d'après la composition des fumées donne :voir **annexe 2**

Pour O₂ : $C_p = 6.8 + 6 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C° = $0.266 + 0.234 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C°

Pour N₂ : $C_p = 6.8 + 6 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C° = $0.496 + 4.378 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C°

Pour H₂O : $C_p = 8.1 + 2.9 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C° = $1.21 + 0.433 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C°

Pour CO₂ : $C_p = 8.5 + 3.7 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C° = $0.695 + 0.302 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C°

$C_{p \text{ fumées}} = 7.13 + 5.347 \times 10^{-4} t$ kcal /mol.C° = $7.13 + 5.347 \times 10^{-1} t$ kcal /kmol.C°

$M_F = 27.97$ kg /kmol, alors $C_{p \text{ fumées}} = 0.255 + 1.91 \times 10^{-2} t$ kcal /kg.C°

Température de fumées à la sortie de la zone de convection $t_f = 335^\circ\text{C}$

Débits de combustible : 884 Nm³/hr ; la quantité fumé dégagé par combustion 1 Nm³ de gaz :14.8(**Tableau n=1**)

Débits de fumées : $884 \times 14.8 = 13083$ Nm³/hr = 16327.8 kg/hr

La quantité de pertes chaleur de fumées = $M_f \times C_{p \text{ fumées}} \times (t_f - t_0) = 108637$ kcal/hr

II.2.8. Calcule des Pertes au niveau du four :

Nous admettons que les pertes au niveau du four sont répartir comme suit :[8].

Pertes par parois en zone de radiation : 1%

Pertes par parois en zone de convection : 0.5%

Pertes par les fumées en zone de convection : 18.5%

Totale perte au niveau du four = 20 %

Les pertes de 20 % = $8900691 \times 0.2 = 1780138$ kcal/hr

Les pertes totales = perte par le four + perte par les fumées

Les pertes totales = 1780138 (four) + 108637 (fumées) = 1888775 kcal/hr

Donc le rendement du four H101 = $100 \times (8900691 - 1888775) / 8900691$

$n_{\text{four}} = 78.78\%$

II.3. Suivi du fonctionnement de l'unité actuel :

Compte tenu de l'importance des quantités des huiles de base SAE10 et SAE30 utilisée pour la fabrication des différents grades d'huiles finis, les rendements des distillats SAE10 et SAE30 soutirées de la colonne de distillation sont très importante.

Dans le but d'augmenter ces rendements de distillat SAE10 et SAE30 à partir de la colonne de distillation, les Slop Cut léger et lourd ne sont plus soutirés. Cela augmente la quantité du distillat SAE10 par débordement du Slop cut léger et de même la quantité du distillat SAE30 par débordement du Slop Cut lourd. Durant notre période de stage, nous avons fait un suivi quotidien du fonctionnement actuel de l'unité 100 à un taux de charge moyen de 80%,

Produit	Débite T/Jour	Rendement actuel des soutirages	Rendement design des soutirage
BRA	1084		-
Gasoil	125	11.5 %	15.92 %
Distillat SPO	48	4.5 %	04.57 %
Slop cut léger	00	00 %	11.87 %
Distillat SAE10	227	21 %	11.43 %
Slop cut lourd	00	00 %	07.08 %
Distillat SAE30	304	28 %	20.80 %
RSV	380	35 %	28.17 %

Tableau II.3 : les valeurs rendement des soutirages

II.3.Calcul du rendement thermique actuel (réel) du four H101 :

La formule de calcul du rendement du four est exprimée comme suit [13] :

$$\eta (\text{four}) = [\text{Qabs (BRA)} + \text{Qabs (Vap.inj)} + \text{Qabs (Vap.stip)}] / [\text{Q dégagée (fuel gaz)}]$$

II.4.Calcul de la quantité de chaleur dégagée :

$$Q_{\text{dégagée}} = \text{PCI (fg)} * M (\text{fg})$$

• Fuel gaz	Design	Réel
température (°C)	20	20
pression (bar)	3.5	3.5
Débits m ³ /hr	884	940

La quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz est :

- Design : $Q_{\text{dégagée}} = 8818032.6$ kcal/hr.
- Réel : $Q_{\text{dégagée}} = 940 \times 9975.15 = 9376641$ kcal/hr.

II.5.Calcul de la quantité de chaleur absorbée :

La quantité de chaleur absorbée par la vapeur sur chauffe :

$$Q_{\text{vsc}} = M_{\text{vsc}} (\text{Hs} - \text{He})$$

He et Hs : enthalpie de vapeur d'eau déterminées par l'annexe 5

vapeur sur chauffe	Design	Réel
température d'entre °C	140	140
température de sortie °C	316	316
pression d'entrée bars	3.5	3.5
pression de sortie bars	3.5	3.5
Débits Tonnes/hr	4	2

Enthalpie d'entrée He = **2740** kJ/kg

Enthalpie de sortie Hs = **3100** kJ/kg

$$\text{Hs} - \text{He} = 3100 - 2740 = 360 \text{ kJ/kg} = 86.124 \text{ kcal/kg}$$

- Quantité de chaleur Design: $Q_{vsc} = 344497.60$ kcal / hr
- Quantité de chaleur Réel: $Q_{vsc} = 172248.80$ kcal / hr

II.6.La quantité de chaleur absorbée par la vapeur d'eau injectée :

- $Q_{inj} = M_{inj} H_s - H_e$
 H_s et H_e : enthalpie de vapeur d'eau

• vapeur sur chauffe	Design	Réel
température d'entre °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/hr	2.6	1.4

Enthalpie d'entrée $H_e = 2935$ kJ / kg

Enthalpie de sortie $H_s = 3240$ kJ / kg

$H_s - H_e = 305$ kJ / kg = **72.97** kcal / kg

- Quantité de chaleur Design: $Q_{vsc} = 189722$ kcal / hr
- Quantité de chaleur Réel: $Q_{vsc} = 102158$ kcal / hr

II.7.La quantité de chaleur absorbée par le BRA :

La densité du BRA est déterminée par l'annexe 6.

La capacité calorifique du BRA est donnée par l'annexe 7.

Nous avons deux phases :

A l'entrée : $Q_{(BRA\ entrée)} = M * C_p * T_e$

	Design		Réel	
	T d'entrée (°C) :280	T sorties (°C) :380	T d'entrée (°C) :235	T sorties (°C) :380
Densité	0.712	0.680	0.740	0.615
Cp en kcal/kg°C	0.646		0.740	
Débits T/hr	56.5		45.16	

- Design: $Q_{BRA\ entrée} = 1021920$ kcal / hr

- Réel: $Q_{\text{BRA entrée}} = 7853324 \text{ kcal / hr}$

A la sortie : nous avons deux phases:

$$Q (\text{BRA sortie}) = Q_{\text{BRA(L)}} + Q_{\text{BRA(V)}}$$

La phase liquide : $Q_{\text{BRA(L)}} = M * H_L * (1 - e)$

e : pourcentage de la vapeur dans le cas design (e = 65.5 %).

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

HL : enthalpie à l'état liquide déterminée par l'**annexe 8** est égal à 260 kcal/kg

- **Design** : $Q_{\text{BRA(L)}} = 56500 * 260 * (1 - 0.655)$

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

- **Reel** : $Q_{\text{BRA(L)}} = 45160 * 260 * (1 - 0.655)$

$$Q_{\text{BRA(L)}} = 4050852 \text{ kcal / hr}$$

La phase vapeur : $Q_{\text{BRA(V)}} = M * (H_v + F) * e$

H_v : enthalpie à l'état vapeur déterminée par l'**annexe 8** est égal à 310 kcal/kg

F : facteur de correction (à l'état vapeur égal 0 pour $K_{uop} = 11.8$)

- **Design**: $Q_{\text{BRA(v)}} = 56500 * 310 * 0.655$

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

- **Reel**: $Q_{\text{BRA(L)}} = 45160 * 310 * 0.655$

$$Q_{\text{BRA(L)}} = 9169738 \text{ kcal / hr.}$$

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

- **Design**: $Q_{\text{BRA sortie}} = 16540375 \text{ kcal / hr}$

- **Réel**: $Q_{\text{BRA sortie}} = 13220590 \text{ kcal / hr}$

Donc: la quantité de chaleur absorbée par le BRA est :

$$Q_{\text{BRA absorbée}} = Q (\text{BRA sortie}) - Q (\text{BRA entrée})$$

- **Design**: $Q_{\text{BRA absorbée}} = 6317400 \text{ kcal / hr}$

- **Reel**: $Q_{\text{BRA absorbée}} = 5367266 \text{ kcal / hr}$

Calcul du rendement:

$$\eta (\text{four}) = [Q_{\text{abs}}(\text{par le BRA}) + Q_{\text{abs}}(\text{vapeur d'eau injectée}) + Q_{\text{abs}}(\text{vapeur surchauffé})] / [Q_{\text{dégagée}}(\text{fuel gaz})]$$

$$\eta (\text{four}) = [(5367266) + (102158) + (172248.80)] / (9376641) * 100$$

$$\eta (\text{four}) = 60.16\%$$

- **Design**: $\eta (\text{four}) = 78.70\%$
- **Reel**: $\eta (\text{four}) = 60.16\%$

II.8. Interprétation des résultats

D'après ces calculs, nous remarquons que le rendement du four actuel est bas par rapport à celui design, cela est due à

- 1- 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 la paroi interne des tubes du four ce qui affaiblit le transfert de chaleur vers le fluide
- 2- une température plus basse de la charge BRA par rapport au design à l'entrée du four (235 C° au lieu de 280 C°), causé par une perte de chauffe au niveau de la batterie de chauffe et spécialement E103 par l'annulation du soutirage de la coup Slop cut lourd et dans le E101 suite à un débit de circulation du reflux plus faible par rapport au design

Ce déficit en chauffe causé par un mauvais transfert de chaleur et une température de charge plus faible, a conduit à une augmentation importante de la température de peau des tubes jusqu'à dépassement de son seuil maximum de température admissible que peut supporter le tube suite à un excès de débit de gaz supplémentaire pour compenser ce déficit en chauffe.

Pour un fonctionnement du four à sa température maximum admissible de peau des tubes, le taux de charge de l'unité a été réduit à 80% max, c'est-à-dire une perte de 20% en charge design de l'unité.

Pour remédier à ce problème, le service technique de la raffinerie a proposé d'utiliser un débit de fluide caloporteur (300C°, 10 t/h) pour remplacer le Slop cut lourd du E103 dans le but d'augmenter la température du BRA à l'entrée du four

A cet effet, nous allons calculer la nouvelle température du BRA à l'entrée du four avec cette proposition de modification

Résultat : température du BRA à l'entrée du four = 254 C°

II.9. Calcul de la quantité du gaz après modification :

Soit 254 la nouvelle température d'entrée du BRA dans le four après modification

La quantité de chaleur absorbée par le BRA :

	Après modification		Réal	
	T d'entrée (°C) :254	T sorties (°C) :380	T d'entrée (°C) :235	T sorties (°C) :380
température				
Densité	0.728	0.680	0.740	0.615
Cp en kcal/kg°C	0.745		0.740	
Débits T/hr	45.16		45.16	

$$Q_{\text{(BRA entrée)}} = M \cdot C_p \cdot T_e$$

▪ **Après modification:** $Q_{\text{BRA entrée}} = 8545627 \text{ kcal / hr}$

La quantité de chaleur du BRA à la sortie du four reste constante:

▪ **Réal:** $Q_{\text{BRA sortie}} = 13220590 \text{ kcal / hr}$

Donc:

la quantité de chaleur absorbée par le BRA est :

$$Q_{\text{BRA absorbée}} = Q_{\text{(BRA sortie)}} - Q_{\text{(BRA entrée)}}$$

▪ **Après modification :** $Q_{\text{BRA absorbée}} = 4674963 \text{ kcal / hr}$

La quantité de chaleur absorbée par la vapeur d'eau injectée reste fixe

Quantité de chaleur Réel: $Q_{\text{vsc}} = 102158 \text{ kcal / hr}$

La quantité de chaleur absorbée par la vapeur sur chauffe reste fixe

Quantité de chaleur Réel: $Q_{\text{vsc}} = 172248.80 \text{ kcal / hr}$

Si on suppose que le rendement du four réel reste constant : 60.16%

$$\eta (\text{four}) = [Q_{\text{abs}} (\text{BRA}) + Q_{\text{abs}} (\text{Vap.inj}) + Q_{\text{abs}} (\text{Vap.stip})] / [Q_{\text{dégagée}} (\text{fuel gaz})]$$

alors :

$$Q_{\text{dégagée}} (\text{fuel gaz}) = [Q_{\text{abs}} (\text{BRA}) + Q_{\text{abs}} (\text{Vap.inj}) + Q_{\text{abs}} (\text{Vap.stip})] / \eta (\text{four})$$

$$Q_{\text{dégagée}} (\text{fuel gaz}) = 8227011 \text{ kcal / hr}$$

Doc le débit de gaz nécessaire = $8227011 / 9975.15 = 824.7 \text{ m}^3/\text{h}$

Une différencié de température de BRA à l'entrée du four de 19 °C nous fait gagner 115.3 m³/h de gaz combustible

Si on considère un fonctionnement du four avec :

Un rendement du four calculé précédemment = 60.16%

Un débit du gaz 940 m³/h avec

Une température d'entrée de charge = 254 C° après modification

II.10. La quantité de chaleur dégagée par le fuel gaz est :

$$Q_{\text{dégagée}} = 9376641 \text{ kcal/hr.}$$

$$\eta (\text{four}) = [Q_{\text{abs}} (\text{BRA}) + Q_{\text{abs}} (\text{Vap.inj}) + Q_{\text{abs}} (\text{Vap.stip})] / [Q_{\text{dégagée}} (\text{fuel gaz})]$$

Alors :

$$Q_{\text{abs}} (\text{BRA}) = (\eta (\text{four}) \times Q_{\text{dégagée}} (\text{fuel gaz})) - Q_{\text{abs}} (\text{Vap.inj}) - Q_{\text{abs}} (\text{Vap.stip})$$

$$Q_{\text{abs}} (\text{BRA}) = 5366580 \text{ kcal/hr}$$

$$Q_{\text{BRA absorbée}} = Q_{\text{(BRA sortie)}} - Q_{\text{(BRA entrée)}}$$

Alors :

$$Q_{\text{BRA absorbée}} = Q_{\text{BRA(L)}} + Q_{\text{BRA(V)}} - M \times C_p \times T_e$$

$$Q_{\text{BRA absorbée}} = M \times H_L \times (1 - e) + M \times (H_v + F) \times e - M \times C_p \times T_e$$

F= 0, donc

$$Q_{\text{BRA absorbée}} = M \times (H_L \times (1 - e) + H_v \times e - C_p \times T_e)$$

Alors :

$$M = Q_{\text{BRA absorbée}} / (H_L \times (1 - e) + H_v \times e - C_p \times T_e)$$

$$M = 5366580 / (260 \times 0.345) + (310 \times 0.655) - (0.745 \times 254) = 51841 \text{ kg/hr}$$

Alors :

Le nouveau débit de charge = 51.841 t/hr

Le nouveau taux de charge = 91,75 % au lieu de 80%

Donc :

Cette proposition de modification permet un fonctionnement du four avec :

Un taux de charge 80% avec un débit de gaz 824.7 m³/hr

Un taux de charge 91.75% avec un débit de gaz 940 m³/hr

II.11. Suivi du fonctionnement de l'unité :

Compte tenu de l'importance des quantités des huiles de base SAE10 et SAE30 utilisée pour la fabrication des différents grades d'huiles finis, les rendements des distillats SAE10 et SAE30 soutirées de la colonne de distillation sont très importante.

Dans le but d'augmenter ces rendements de distillat SAE10 et SAE30 à partir de la colonne de distillation, les Slop Cut léger et lourd ne sont plus soutirés. Cela augmente la quantité du distillat SAE10 par débordement du slop-cut léger et de même la quantité du distillat SAE30 par débordement du Slop Cut lourd

D'après ces calculs, nous remarquons que le rendement du four actuel est bas par rapport à celui design, cela est due à

- 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 la paroi interne des tubes du four ce qui affaiblit le transfert de chaleur vers le fluide
- une température plus basse de la charge BRA par rapport au design à l'entrée du four (235 C° au lieu de 280 C°), causé par une perte de chauffe au niveau de la batterie de chauffe et spécialement E103 par l'annulation du soutirage de la coupe Slop cut lourd et dans le E101 suite à un débit de circulation du reflux plus faible par rapport au design.


Afin d'améliorer le rendement thermique du four nous proposons les travaux suivants :

- Suivre régulièrement les analyses de la composition du ballon de composition du fuel gaz, car le combustible influe d'une façon directe sur le rendement du four.
- Pour une optimisation de la consommation du fuel gaz, il existe une méthode qui peut être réalisé et qui se repose sur la réduction des pertes des fumées par :
 - Réduction de l'excès d'air : par l'installation à la suite de la zone de convection un préchauffeur d'air de combustion, les calories ainsi récupérés permettent d'augmenter la quantité de chaleur libérée ce qui permet une diminution de la consommation du gaz combustible. Mais tout en gardant une limite bien stricte de cette réduction. Cette dernière peut toutefois être obtenue, En utilisant des brûleurs soignés réalisant un bon mélange de l'air et de combustion en particulier par la turbulence de l'écoulement imposé à l'air, celui étant nécessairement admis sous pression.

Références et bibliographiques

- [1] P-WUITTIER, Raffinage et Génie chimique Tome 2, 2eme . Institut française du pétrole, 1792.
- [2] A. M. Tiani, “Rapport Annuel 2014,” p. 16, 2014.
- [3] S. Villeuneuve, “les lubrifiants,” Enceclopédielarousse. 1982.
- [4] J.-L. Ligier, Avaries en lubrification: application aux paliers. Editions TECHNIP, 2004.
- [5] J.-P. Wauquier, Raffinage du pétrole (Le). Tome 1. Pétrole brut. Produits pétroliers.Schémas de fabrication. Editions TECHNIP, 1998.
- [6] J. E. Pope, Rules of Thumb for Mechanical Engineers: A Manual of Quick, Accurate Solutions to Everyday Mechanical Engineering Problems. Gulf Professional Publishing, 1997.
- [7] P. Wuithier, Le pétrole: raffinage et génie chimique, 2nd ed. Paris: Technip, 1972.
- [8] J. Ayel and M. Born, Lubrifiants et fluides p... Editions OPHRYS.
- [9] A. Schilling, Les huiles pour moteurs et le graissage des moteurs, vol. 3. TECHNIP OPHRYS EDITIONS, 1975.
- [10] Manuel opératoire de HB3.
- [11] Manuel opératoire de HB4.
- [12] D. Marchio and P. Reboux, Introduction aux transferts thermiques. Presses des MINES, 2008.
- [13] B. Mounir and C. Naoil, Echangeurs de chaleur: Technologie, calcul et design. Editions TECHNIP, 2014.
- [14] Étude des fours pétroliers et pétrochimiques - J. Le Nogues - Google Livres..

APPENDIX I REQUISITION N° 6260-1241A

 FOSTER WHEELER FRANÇAISE 31 RUE DES BOURDONNAIS 75 - PARIS 1 tx 21 782 tél 233 44 32	JOB NO. PRH 4510 PAGE 1/9 ITEM NO. H 101 ORIGINAL 9.3.79 ISSUE 6.9.78 8.3.79 28.3.79 11.7.79 6-1-81
FIRE HEATER DATA SHEET	CLIENT: KLOCKNER / SONATRACH LOCATION: ARZEW UNIT LUBEOIL PLANT ARZEW II (2SV Unit) MATERIAL FIRED HEATER

1 Service VACUUM HEATER Reference VeKoma 278-78 - Client PRC 6260

2 Number Required One Type CABIN + CONNECTION Manufacturer VEKOMA

3 *Total Duty per Heater, MMKcal per Hr Absorbed (Process) 6,70 (TOTAL) (6,35) (Other) 0,35

PROCESS DESIGN CONDITIONS

	RAD.	CONV.	CONVECTION
4 *Heater Section		Process	Superheater
5 *Service		6,35	0,35
6 *Heat Absorption, MMKcal per Hr		6,35	0,35
7 *Fluid		Atmosph. residue ⁽²⁾	Steam H ₂ O
8 *Flow Rate, Kg per Hr		HC 62 400	3943
9 *Flow Rate, EHP		H ₂ O 2 600 (1)	
10 *Pressure Drop, bars (Allowable)		8	1,6
11 *Pressure Drop, bars (Calculated)		6	1,6
12 *Average Flux Density, Kcal/h.m ² (Allowable)		21 700	
13 Average Flux Density, Kcal/h.m ² (Calculated)			
14 Maximum Flux Density, Kcal/h.m ²			
15 Velocity Limitation <u>To Service Velocity</u>		80%	
16 Maximum Allowable Inside Film Temperature, Deg°C (BULK)		385	
17 Fouling Factor			
18 Corrosion or Erosion Characteristics		0,2 → 0,3% WTS	

INLET CONDITIONS:

19 *Temperature, Deg°C	280	139
20 *Pressure, bars ga.	6,46 Bars Abs	2,5 Bar g.
21 *Liquid Flow, Kg per Hr	62 400	
22 *Vapor Flow, Kg per Hr	0	38%
23 *Liquid, (Deg API) (Density)	25,3	
24 *Vapor, Molecular Weight		18
25 *Liquid Viscosity, Cp (CST) at T°C	1,1	

OUTLET CONDITIONS:

26 *Temperature, Deg°C	385	316
27 *Pressure, bars ga.	TOTAL PRESSURE 0,46 Bar Abs	0,9 Bar g.
28 *Liquid Flow, Kg per Hr	28392	0
29 *Vapor Flow, Kg per Hr	34 008 (HC)+2 600 (H ₂ O)	100%
30 *Liquid, (Deg API) (density)	21	
31 *Vapor, Molecular Weight	3,30 (HC)	18
32 *Liquid Viscosity, Cp (CST) at T°C	0,8	

REMARKS AND SPECIAL REQUIREMENTS: 33 *Distillation Data or Composition Attached

1) QUALITY OF STEAM INJECTED INTO CHARGE: 150°C 4,0 bars ga

2) ATMOSPHERIC BOTTOMS DISTILLED AT 343°C WITH 10,5% (WT) RECYCLE + 4% STEAM INJECTED

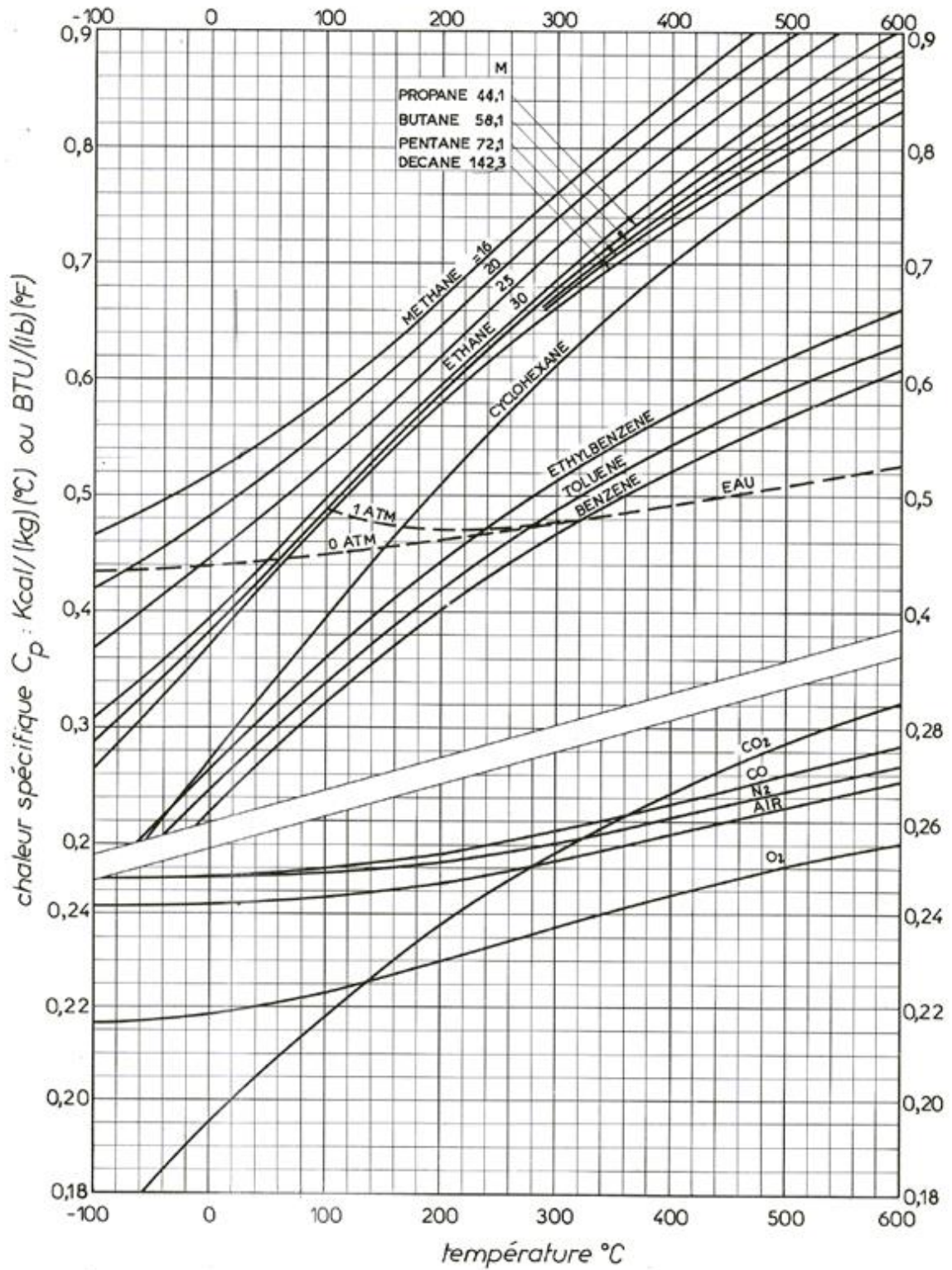
3) OPERATING RANGE: 50% TO 110% OF HEAT ABSORBED BY EACH SECTION

COMBUSTION DESIGN CONDITIONS

	FUEL OIL
34 *Type of Fuel	25%
35 *Excess Air, Percent	80%
36 Guaranteed Efficiency, Percent (LHV) (See Note)	82%
37 Calculated Efficiency, Percent (LHV)	2%
38 Radiation Loss, Percent of Heat Release (LHV)	150
39 Flue Gas Temperature, Deg C, Leaving Radiant Section	335
40 Flue Gas Temperature, Deg C, Leaving Convection Section	
41 Flue Gas Mass Velocity Through Convection Section, Kg/m ² .s.	

FORM: 010
Items designated by asterisks are the minimum to be completed and furnished to the manufacturer. All other items shall be completed by the manufacturer.

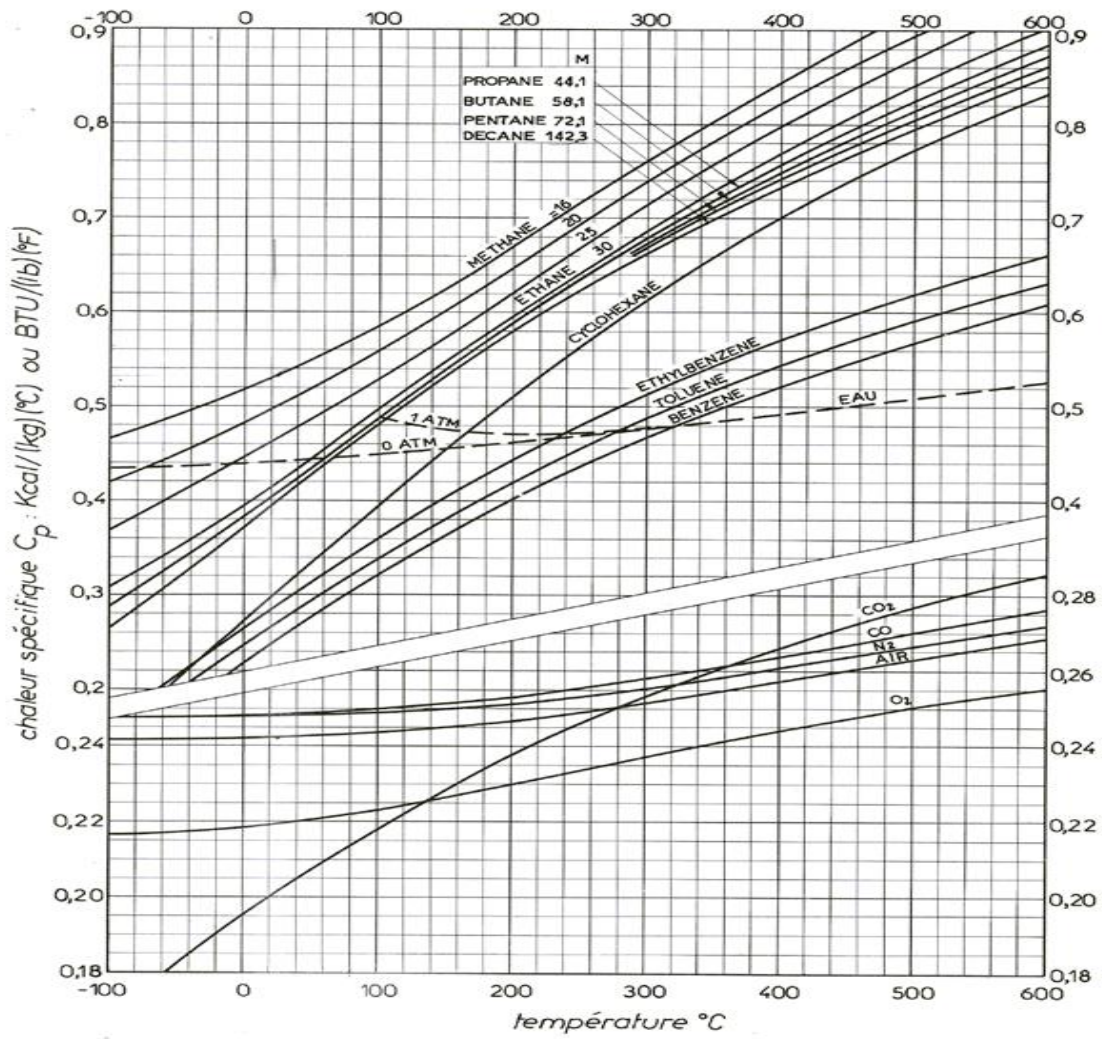
Annexe II. 1 : feuille de spécification du four H101



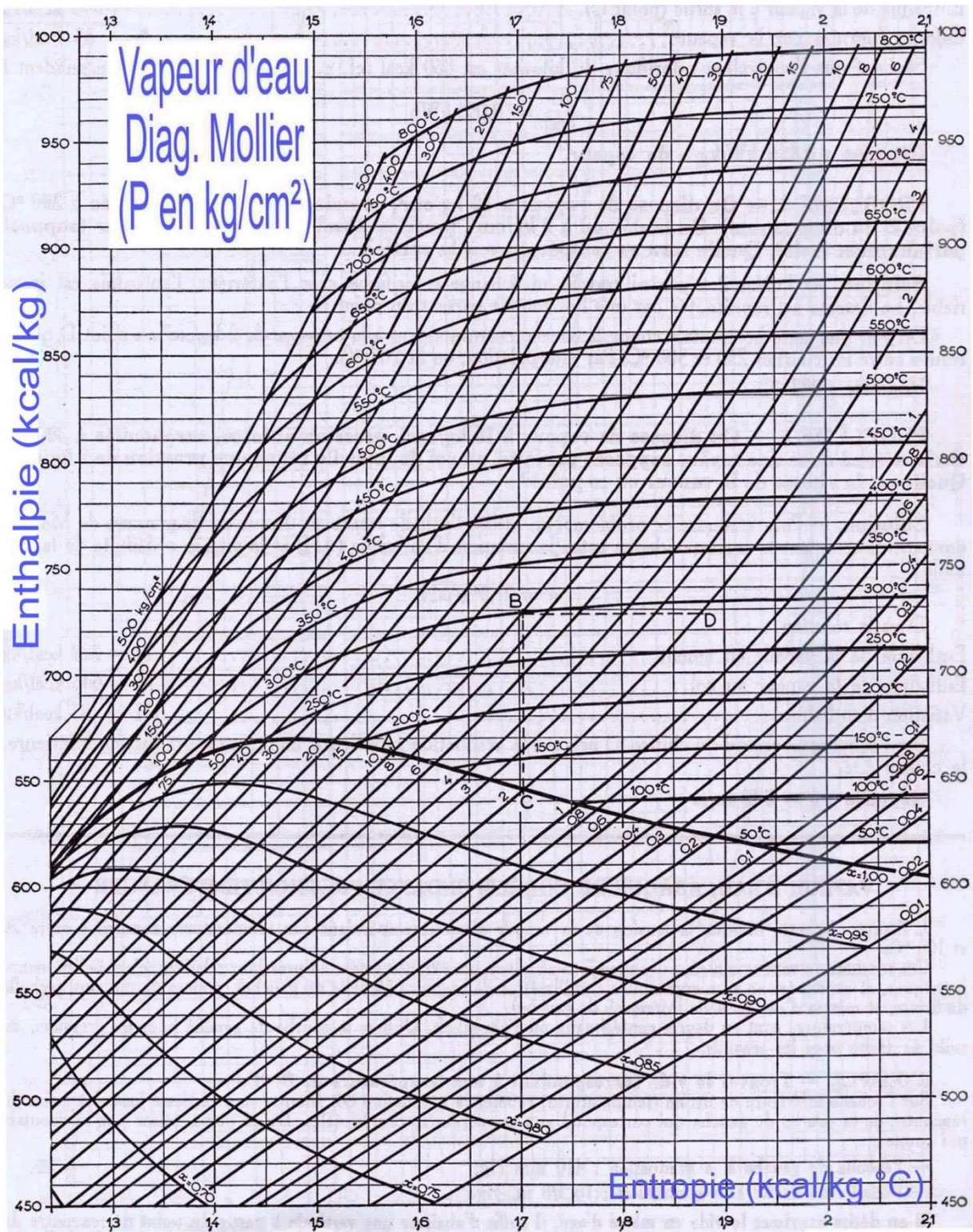
Annexe II. 2 : Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides

Composé	PCI _m (kJ/kg)	Composé	PCI _m (kJ/kg)
Paraffines		Acétyléniques	
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	Aromatiques	
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
Isoparaffines		Propylbenzène	41 193
Isobutane	45 613	Cumène	41 217
Isopentane	45 241	Alcools	
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
Naphtènes		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	Ethers	
Oléfines		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	Aldéhydes et cétones	
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
Dioléfines		Autres espèces chimiques	
Butadiène 1-3	44 613	Carbone (graphite)	32 808
Isoprène	44 078	Hydrogène	120 971
Dérivés nitrés		Oxyde de carbone	10 112
Nitrométhane	10 513	Ammoniac	18 646
Nitropropane	20 693	Soufre	4 639

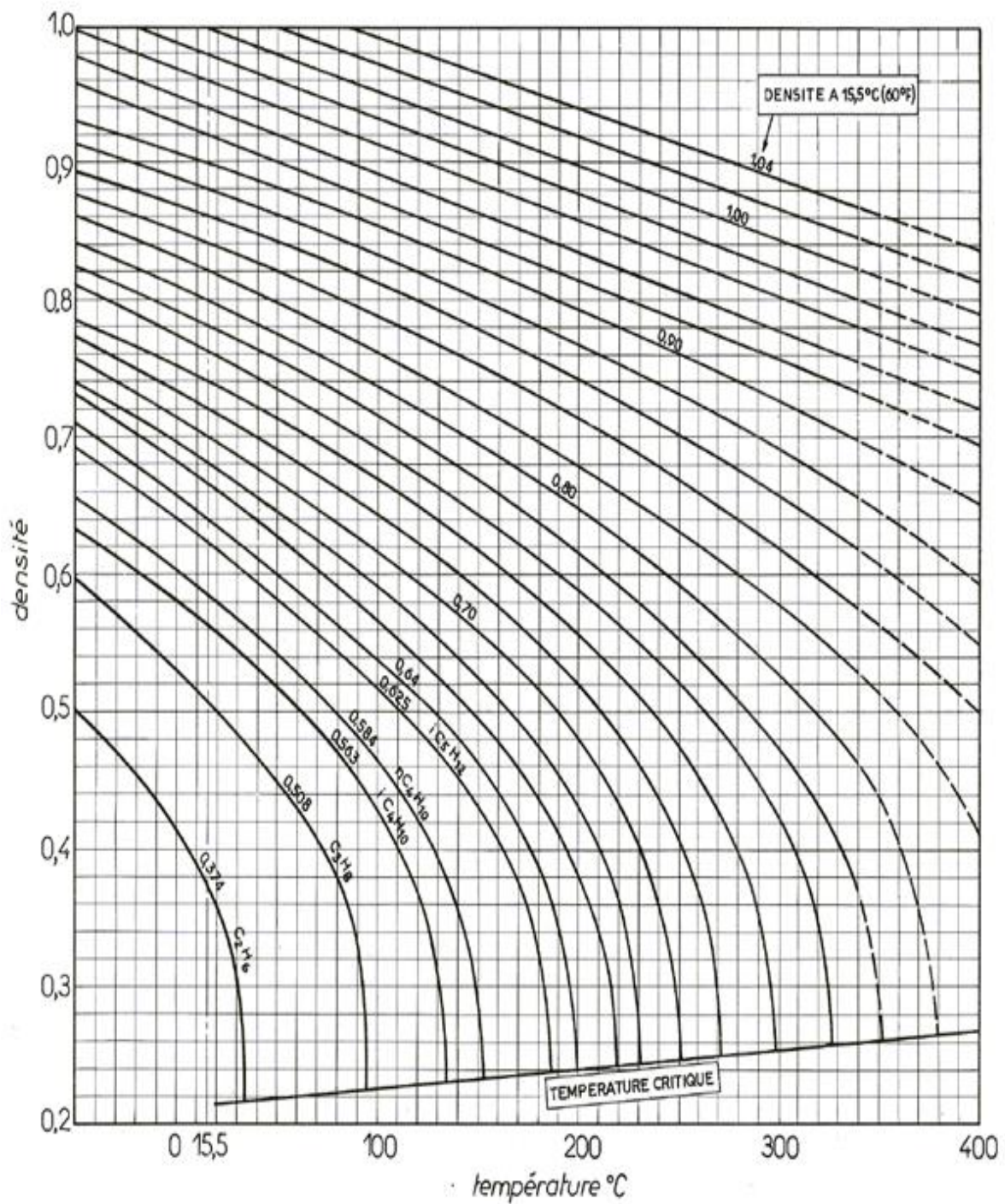
Annexe II. 3 : pouvoir calorifique inférieur massique PCI_m de composés organiques purs (à 20 °C)



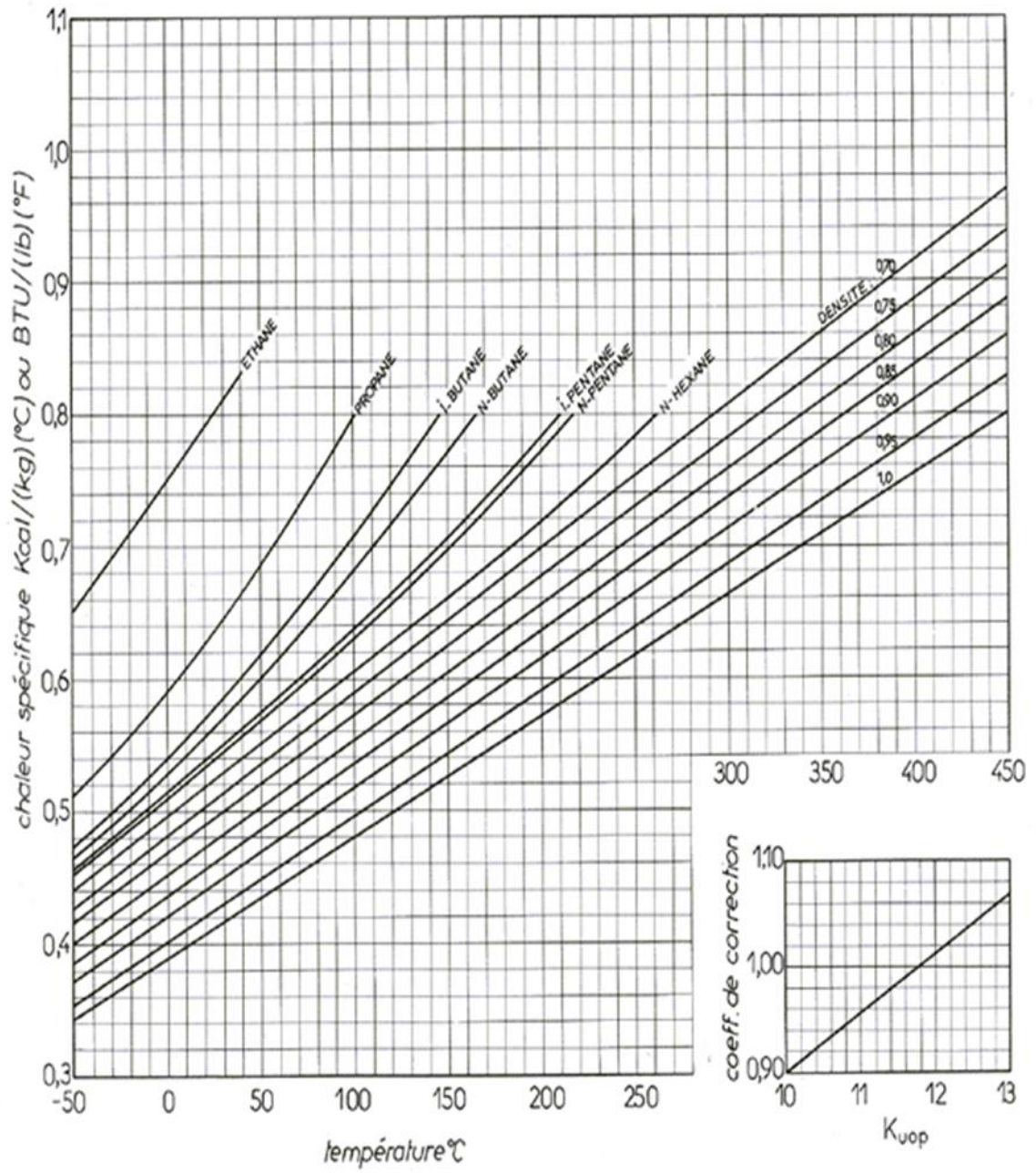
Annexe II .4 : Chaleur spécifique des hydrocarbures gazeux et de quelques gaz sous pression atmosphérique



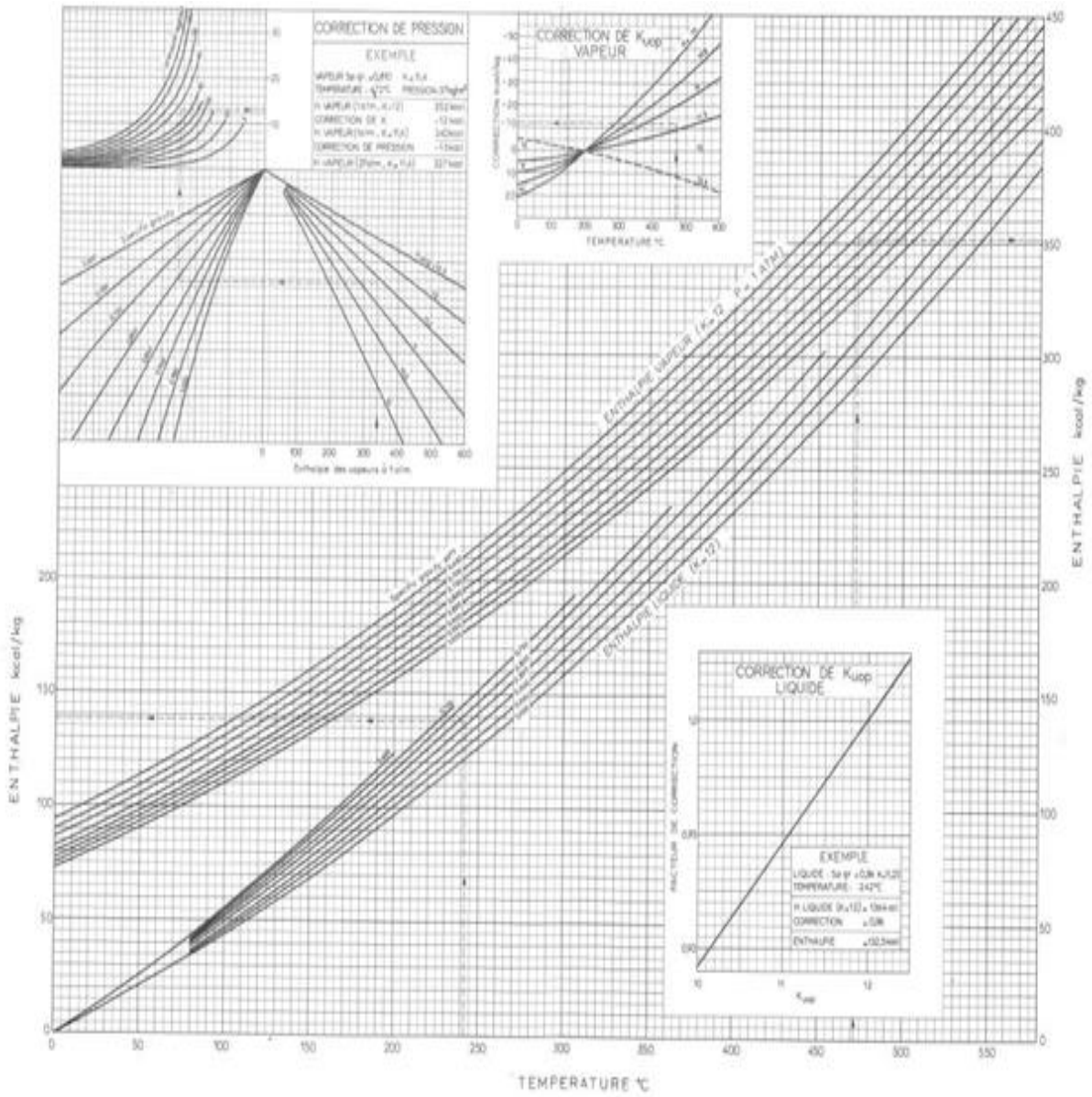
Annexe II. 5 : Diagramme de Mollier



Annexe II. 6: Variation de la densité des hydrocarbures ou fractions paraffiniques à l'état liquide en fonction de la température



Annexe II. 7: Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides



Annexe II. 8: Abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières

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) ou 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 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 étude spécifique sur le four H 101, en vérifiant son rendement thermique par deux méthodes de calcul. Et de dimensionner un échangeur de chaleur à faisceau et calandre pour augmenter le taux de charge à 88.64% de cette unité.

ملخص تتضمن معظم العمليات في صناعة التكرير والبتروكيماويات إما تسخين المواد الخام أو تبريد المنتجات النهائية أو شبه النهائية بواسطة السخانات أو الأفران التي تعمل بالحرق المباشر أو بواسطة وحدات تبريد الأجهزة (مبردات الهواء) أو أجهزة التبادل الحراري. في منطقة إنتاج الزيت الأساسي (المنطقة 5) في مصفاة أرزيو ، في ارتفاع درجة حرارة غاز المداخن وبالتالي (U100) لوحدية التقطير الفراغي H101 يتسبب تلوث حزمة أنبوب الفرن استهلاك غاز الوقود الذي له تأثير مباشر على الإنتاج وعلى الميزانية العمومية الاقتصادية للشركة. الهدف من هذا ، من خلال التحقق من كفاءته الحرارية من خلال طريقتين حساب. H 101 الموضوع هو إجراء دراسة محددة على فرن ولحجم مبادل حراري للهيكل والشعاع لزيادة معدل الشحن إلى 88.64% من هذه الوحدة. 100% واط

Les mots clé :

l'industrie de raffinage et de pétrochimie

la raffinerie d'Arzew

l'unité de distillation sous vide (U100)

le four H 101

fuel gaz

température des fumées

rendement thermique

le rendement thermique