



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique



Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued
Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude
En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies
Filière : Génie des Procédés et Pétrochimie
Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Présenté par :
Bounezra Hamza
Mohammad Mahmoud Sudqi Hamad
Qaboa Fahd Hasan Mohammed

Thème

***Etude de faisabilité d'augmentation de
la production en Gasoil à la raffinerie de
Hassi Messaoud 2***

Soutenu le : 27/05/2017

Devant le Jury :

Mr LAOUINI Salah Edine	Président	Université d'El Oued.
Mr SEROUTI Abdelghani	Examineur	Université d'El Oued.
Mr GUERRAM Abdelmadjid	Rapporteur	Université d'El Oued.

2016/2017

Remerciement

En premier lieu, nous remercions ALLAH.

Nous remercions nos chers parents de nous avoir épaulés tout au long de nos études.

J'adresse tout d'abord mes remerciements les plus sincères, au Dr. Abdel Madjid Guerram, qui a très volontiers accepté d'être le promoteur de ce projet. Sa grande connaissance dans le domaine, ainsi que son expérience, ont joué un rôle important dans la conception de ce travail.

Nous voudrions aussi remercier tous nos enseignants du département de génie des procédés chimiques et raffinage.

Et enfin, nous tenons à remercier tous ceux et celles qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail

Bounezra Hamza

Mohammad Mahmoud Sudqi Hamad

Qaboa Fahd Hasan Mohammed

Dédicace

Je dédie ce mémoire :

À ma mère pour m'avoir appris à faire face à l'adversité.

À mon père pour m'avoir tout appris et tout donner, que dieu le protège.

A tous mes frères : Abderrahmane, Rami, Oussama, Islam,

Abdenour, et Anes qui ont toujours été à mes coté

à toute ma famille, mes oncles, mes tentes, mes cousines et cousin,.

A tous mes amis,

Mahmoud, Fahd, Khaireddine, Aymen , Moadh, Ahmed, Salah, Abdullah

... et à ceux que je n'ai pas cité.

BOUNEZRA Hamza

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

À l'être le plus cher de ma vie, ma mère Fathea Alzmeli.

*À mes frères: Ahmed, Rawan, Ru`aa, Mohmmmed,
Amjad, Hamza, Hamed, Khaled.*

*À toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin
d'eux surtout, ma grand-mère Asia Al taweel.*

*À tous mes amis et surtout, Fahd, Hamza, khereddine, Moaadh, Ayman,
Azmi, Hussien,*

*monzer, Abdullah, Alzaben, Sulieman, Mahmood,
Deaa, Ra`ad, Ahmed, Mo`ad.*

À tous ceux qui ont semés le bonheur dans mon chemin.

*À tous les enseignants de génie de procédés et raffinage
particulièrement mon encadreur : Abdullmadjid Guerram.*

À mon cher pays « Le Jordan » et mon origine pays « palestine ».

Et mon deuxième pays « L'Algérie ».

Mahmoud Sudqi Hamad Mohammad

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

À l'être le plus cher de ma vie, ma mère et mon père.

À mes frères surtout Hamoud.

À toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin d'eux.

À tous mes amis et surtout, Mahmoud, Hamza, Sanad.

À tous ceux qui ont semés le bonheur dans mon chemin.

*À tous les enseignants de génie de procédés et raffinage
particulièrement mon encadreur : Abdullmadjid Guerram.*

À mon cher pays « Le Yemen ».

Et mon deuxième pays « L'Algérie ».

Fahd Hasan Mohammed Qaboa

SOMMAIRE

Liste des tableaux

Liste des figures

Symboles et notation

Abréviation

	Page
Introduction générale	01
 Chapitre I : Généralité sur le pétrole brut	
I.1. Introduction	03
I.2. Origine du pétrole	03
I.3. Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers groupements.....	03
I.4. Classification des pétroles	05
 Chapitre II : Spécification du Gas-oil	
II.1. Introduction	07
II.2. Production du Gas-oil	07
II.3. Les moteur Diesel	07
II.4. Spécification du Gas-oil	08
II.5. Spécification du Gas-oil selon les normes algériennes	11
 Chapitre III : Généralité sur les récupérateurs de chaleur	
III.1. Introduction	12
III.2. L'échangeur tubulaires a faisceau et calandre	12
III.2.1. Principe de fonctionnement	12
II.2.2. Rôles des échangeurs	12
III.2.3. Les différents constituants de l'échangeur à tube et à calandre	13
III.2.4. Assemblage faisceau – calandre	17
III.2.5. Choix de l'ordre de passage du fluide dans les échangeurs faisceaux et calandre	18
III.2.6. Choix du matériel	18
III.3. Les Fours tubulaires	19
III.3.1. Utilisation des fours tubulaires	19
III.3.2. Constitution d'un four	19
III.4. L'encrassement des équipements d'échange thermique	21
III.4.1. Définition de l'encrassement	21
III.4.2. Types d'encrassement	21

Chapitre IV : Présentation de la nouvelle raffinerie

IV.1 Présentation des unités	25
IV.2 Description de l'unité Topping U200	27

Chapitre V : Partie calcul

V.1. Présentation du problème	29
V.1.1. Objectif de l'étude	29
V.2. Les contraintes qui influencent l'exploitation	29
V.3. Charge maximale de l'unité	31
V.4. Rendement actuel en gas-oil	33
V.5. Etude de résidu atmosphérique	37
V.6. Calcul du pourcentage vaporise nécessaire pour la récupération maximale du gas-oil	37
V.7. Température optimale pour une meilleure récupération du gas-oil	44
V.8. Proposition pour l'amélioration de rendement du four	44
V.8.1. Proposition d'un nouvel circuit	45
V.8.1.1 Calcul d'un échangeur à faisceau et calandre (méthode du KERN)	46
V.9. Dimensionnement d'un nouvel échangeur EA-200	49
V.10. Recalcule de la section préchauffage de brut	56
V.11. Calculer la quantité de chaleur libérée par le four	58
V.12. Interprétation des résultats	59

Chapitre VI : Simulation et estimation de coût

VI.1. Simulation HYSYS	61
VI.1.1. Introduction sur le simulateur de calcul « HYSYS »	61
VI.1.3. Les modèles thermodynamiques de HYSYS	61
VI.1.4. Simulation de section de préchauffage de brut cas design	61
VI.1.5. Simulation de section de préchauffage de brut cas actuel	64
VI.1.6. Résultat de l'intégration de nouvel échangeur sur la marche actuel	65
VI.2. Estimation du coût de l'échangeur	67

Conclusion Générale	68
----------------------------------	----

Références bibliographiques

Annexe

Liste des tableaux

Tableau	Titre	Page
Tableau.II.01 :	Les indices de cétane des hydrocarbures individuels constituant le gas-oil	10
Tableau.II.02 :	Spécification du gas-oil selon les normes algériennes	11
Tableau.IV.01 :	Le rendement du Topping (cas design)	24
Tableau.V.01 :	La différence entre les deux charges cas design et cas actuel	30
Tableau.V.02 :	Les températures et les débits de chaque passe dans le four (cas actuel)	30
Tableau.V.03 :	Les interventions subit au four BA201	31
Tableau.V.04 :	Le bilan d'exploitation année 2014	32
Tableau.V.05 :	Le bilan d'exploitation année 2015	32
Tableau.V.06 :	Le bilan d'exploitation année 2016	32
Tableau.V.07 :	La capacité de l'unité cas design	32
Tableau.V.08 :	Le bilan de production de mélange année 2014	33
Tableau.V.09 :	Le bilan de production de mélange année 2015	34
Tableau.V.10 :	Le bilan de production de mélange année 2016	34
Tableau.V.11 :	Le rendement dans les cas design	35
Tableau.V.12 :	Le rendement dans les cas actuel charge CIS	35
Tableau.V.13 :	Le rendement dans les cas actuel charge UTBS	36
Tableau.V.14 :	Résultat de calcule des températures de courbe de flash à 1 atm.	40
Tableau.V.15 :	Résultat de calcule des températures de courbe de flash à 3,2 atm	40
Tableau.V.16 :	Résultat d'estimation de courbe des vapeurs	42
Tableau.V.17 :	Résultat de calcul de la zone du flash	43
Tableau.V.18 :	Le rendement dans les cas proposé	44
Tableau.V.19 :	Les données de calcul de l'échangeur EA-200	49
Tableau V.20 :	Les paramètres physiques du résidu et de brut	53
Tableau V.21 :	Les valeurs de coefficient de friction (ft)	55
Tableau V.22:	Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-200	56
Tableau V.23:	Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-203	57
Tableau V.24:	Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-204	58
Tableau V.25:	Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-205	58
Tableau V.26:	Analyse chromatographique de Fuel-gaz	59
Tableau.VI.01 :	Les Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières	61
Tableau.VI.02 :	Les paramètre opératoires des équipements dans le cas design.	61
Tableau.VI.03 :	Les résultats obtenus par le HYSYS dans le cas design	62
Tableau.VI.04 :	Les Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières cas actuel	63
Tableau.VI.05 :	Les paramètre opératoires des équipements dans le cas actuel ..	63

Tableau.VI.06 : Les résultats obtenus par le HYSYS dans le cas actuel	64
Tableau.VI.07 : Les Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières cas proposé	64
Tableau.VI.08 : Les paramètre opératoires des équipements dans le cas proposé	65
Tableau.VI.09 : Les température entrée/sortie de EA200 dans le cas proposé ...	65
Tableau.VI.11 : Les température entrée/sortie de EA203 dans le cas proposé ...	66
Tableau.VI.12 : Les température entrée/sortie de EA205 dans le cas proposé ...	66
Tableau.VI.13 : Les résultats de taux de vaporisation dans les trois cas	66
Tableau.VI.14 : Estimation de prix de le nouvel échangeur	68

Liste des figures

Figure	Titre	Page
Fig.III.01 :	Principe de l'échangeur tubulaire	12
Fig.III.02 :	La calandre de l'échangeur tubulaire	14
Fig.III.03 :	Principe de l'échangeur tubulaire	15
Fig.III.04 :	Disposition des tubes et orientation vis-à-vis de l'écoulement.	15
Fig.III.05 :	Les déflecteur d'entrée	16
Fig.III.06 :	Les échangeurs à plaque tubulaire fixes	17
Fig.III.07 :	Les échangeurs à tête flottante type AES	17
Fig.III.08 :	Les échangeurs à tubes en U type CFU	18
Fig.III.09 :	Four cylindrique vertical	20
Fig.IV.01 :	Schéma synoptique de la raffinerie	23
Fig.IV.02 :	schema de process du topping RHM2	28
Fig.V.01 :	Les différentes charges traitées dans les trois dernières années.	33
Fig.V.02 :	Evolution du rendement en gas-oil	34
Fig.V.03 :	Le rendement en Gas-oil	36
Fig.V.04 :	Courbe de distillation TBP	38
Fig.V.05 :	Les courbes de flash à 1 atm et 3,2 atm	41
Fig.V.06 :	Courbe de distillation TBP de la phase vapeur	42
Fig.V.07 :	La zone de rectification de la colonne de distillation	43
Fig.V.08 :	Circuit actuel de section préchauffage de brut	45
Fig.V.09 :	Nouveau circuit de section préchauffage de brut	45
Fig.V.10 :	Echangeur à Contre – courant	49
Fig.V.11 :	La nouveau circuit de préchauffage	60
Fig.VI.01 :	Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas design	62
Fig.VI.02 :	Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas actuel	64
Fig.VI.03 :	Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas proposé	65

Symboles et notation

<i>Symboles</i>	<i>Désignation</i>	<i>Unité</i>
D_r	Débit volumique de résidu	m^3/h
TBP	True Boiling Point	$^{\circ}C$
LRF	Ligne de référence de la courbe de flash.	$^{\circ}C$
LRF	Ligne de référence de la courbe de distillation.	$^{\circ}C$
X	Fraction TBP de la phase liquide	/
Y	Fraction TBP de la phase vapeur	/
L	Pourcentage du liquid	%
V	Pourcentage des vapeurs	%
Z	Pourcentage vaporisé	%
Q	Quantité de chaleur	$Kcal/h$
M	Débit massique de fluide chaud	Kg/h
m	Débit massique de fluide froid	Kg/h
C_p	Chaleur spécifique	$Kcal/kg\ ^{\circ}C$
T_1	Température d'entrée fluide chaud	$^{\circ}C$
T_2	Température de sortie fluide chaud	$^{\circ}C$
t_1	Température d'entrée fluide froid	$^{\circ}C$
t_2	Température de sortie fluide froid	$^{\circ}C$
ΔTLM	Température moyenne logarithmique	$^{\circ}C$
nt	Nombre de passe coté tube	/
nc	Nombre de passe coté calandre	/
A'	La surface d'échange estimer	m^2
A	La surface d'échange réel	m^2
d_i	Diamètre intérieur de tubes	m
d_e	Diamètre extérieur de tubes	m
e	Épaisseur de tubes	m
P	Le Pas	m
L	La longueur de l'échangeur	m
a	Surface d'échange d'un tube	m^2
N'_t	Nombre de tube estimer	/
N_t	Nombre de tube réel	/
a_c	Section de passage coté calandre	m^2
at	Section par passe coté tube	m^2
D_e	Diamètre équivalent	m
D_c	Diamètre de la calandre	m
T_c	Température calorique fluide chaud	$^{\circ}C$
t_c	Température calorique fluide froid	$^{\circ}C$
d_4^{15}	La densité à $T = 15^{\circ}C$	/
λ	Conductivité thermique	$kcal/m.h.^{\circ}C$
μ	La viscosité dynamique	$Kg/m.h$
G_c	Vitesse massique	$Kg/h.m^2$
G_t	Vitesse massique	$Kg/h.m^2$
R_e	Nombre de Reynolds	/

J_h	Coefficient de transfert de chaleur	/
n_{ch}	Nombre de chicane	/
B	La distance entre les chicanes	m
t_t	Température de tube	$^{\circ}C$
h_{i0}	Coefficient de film interne	/
h_0	Coefficient de film externe	/
U_s	Coefficient de transfert salle	$Kcal/h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C$
Up	Coefficient de transfert propre	$Kcal/h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C$
R_s	Résistance d'encrassement	$h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C/kcal$
ΔP_t	Perte de charge coté tube	kg/cm^2
ΔP_c	Perte de charge coté calandre	kg/cm^2
R	Capacité thermique	/
E	Efficacité thermique	/
ϕ_t	Coefficient correctif de viscosité de brut	
ρ	La masse volumique	Kg/m^3
PCI	Pouvoir calorifique inférieur	$Kcal/Nm^3$
Q_{four}	Chaleur libérée par le four	KW

Abréviation

RHM2 : 2^{ème} Raffinerie de Hassi Massaoud

ρ_{15}^{15} : La densité à T= 15°C

ρ_4^{20} : La densité à T= 20°C

API: American Petroleum Institute

SSU: Saybolt Second Universel

PI: Point Initial

PF: Point Final

UOP: Universel Oil Product

ASTM: American Society for Testing Materials

NO : Indice d'Octane

IC: Indice de Cétane

cst: Centi stokes

cP : Centi poises

rpm : Round Per Minute

TBP : True Boiling Point

PRC : Pression Régulée et Contrôle

TRC : Température Régulée et Contrôle

FRC : Débit Régulée et Contrôle

HIC : Débit Contrôlée

PPM : Partie Par Million

TVR : Tension de Vapeur Reid

RCI : Reflux Circulant Intermédiaire

GO : Gas-Oil

Kuop: Factor of Universal Oil Product

BWG: Birmingham Wire Gage

SI : Système International

TEMA : Tubular Exchanger Manufacturers Association

ft : foot

PCI : Pouvoir Calorifique Inférieur

CIS : Centre Industriel Sud

UTBS : Unité de Traitement du Brut Sud-HMD

Introduction générale

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie [1].

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi Messaoud.

La Première unité fut construite sur les lieux même de la découverte, et a été orientée vers la recherche, et l'exploitation du brut extrait.

Après l'évolution du moteur diesel, les diesels sont devenus les machines thermiques les plus utilisées parce qu'ils consomment moins de combustible et présentent un meilleur rendement que les moteurs à carburateur et polluent moins l'environnement. Le moteur diesel équipe actuellement la quasi-totalité des engins industriels, des camions routiers, des véhicules utilitaires et bonne partie du parc automobile particulier, le Gas-oil est dès lors, le carburant numéro un de l'industrie.

Ainsi que toute le monde, l'Algérie a enregistré une forte croissance de sa consommation en Gas-oil, vu le développement rapide du parc automobile et de l'accroissement du nombre de moteur diesel, la consommation de Gas-oil atteint actuellement des niveaux qui dépassent les capacités de production nationale, ceci posera, sans doute un grand problème pour l'offre compte tenue des volumes à mobiliser et de la structure de la demande qui sera difficile à satisfaire.

Face à une demande croissante qui ne correspond pas à la capacité de production, la nouvelle raffinerie de HASSI MESSAOUD est l'une des quatre raffineries d'Algérie conçue pour satisfaire la demande en gasoil de la région sud-est et d'alimenter le parc d'automobiles et de l'aviation en carburants que l'ancienne raffinerie (250.000 T / an) n'arrivait plus à satisfaire à partir des années 70.

Ce travail est réalisé pour amorcé la demande croissante sur le Gas-oil au niveau de la zone d'activité de la raffinerie RHM2, et d'affecter à cette dernier une marche optimale qui permet son exploitation rationnelle, et la vérification de la possibilité d'augmentation de la production en Gas-oil qui satisfera les spécifications imposées au Gas-oil commercial.

Le plan de travail est scindé en six chapitres :

- Chapitre I : Généralité sur le pétrole brut
- Chapitre II : Spécification de Gas-oil
- Chapitre III : Généralité sur les récupérateurs de chaleur
- Chapitre IV : présentation de la raffinerie RHM2
- Chapitre V : Partie calcul
- Chapitre VI : Partie simulation et économique

I. Généralité sur le pétrole brut :

I.1. Introduction :

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures ; il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole – moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles) [1].

I.2. Origine du pétrole :

Tout comme le charbon, le pétrole brut est un produit naturel qui résulte de la transformation lente de matières organiques. Des résidus végétaux et animaux, recouverts par des sédiments depuis des dizaines de millions d'années et soumis à des pressions et températures élevées, sont lentement dégradés à l'abri de l'air. Des substances complexes provenant des tissus vivants ne subsistent que des molécules composées de carbone et d'hydrogène (hydrocarbures), dont la taille et les propriétés peuvent être largement variables. Les atomes de carbone forment une chaîne sur laquelle sont greffés les atomes d'hydrogène. Suivant le nombre d'atomes de carbone, l'existence éventuelle de ramifications ou de cycles dans la chaîne, on obtient un grand nombre de substances différentes, dont les propriétés dépendent de la structure [2].

I.3. Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers groupements :

Les éléments essentiels qui composent le pétrole sont, le carbone (83 à 87%) et l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures. Parmi les composants du pétrole on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote dont la teneur varie entre 1% et 7% en fonction de type du pétrole. On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole de Cl, P, Si, As et les métaux K, Na, Fe, Ni et enfin presque tous les éléments du tableau périodique de MENDELIEVE. Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants :

a) Hydrocarbures paraffiniques (alcanes) :

Ce sont des hydrocarbures saturés de formules brute C_nH_{2n+2} et se sont :

- Des gaz : (C1 à C4) : Qui peuvent être utilisés comme combustibles ménagers et industriels ou comme matière première pour la pétrochimie (pour l'obtention des alcools gras, noir de carbone ...etc.).

- Des liquides (C5 à C16) : Dans les conditions normales de pression et de température) : ils font partie intégrante de l'essence, kérosène et de gasoil, mais ils peuvent être utilisés comme matière première pour la pétrochimie pour l'obtention des alcools gras et des acides gras et des détergents.
- Des solides : (C17 et plus ; dans la température ambiante) : Ils font partie intégrante des paraffines et des cérésines.

b) Hydrocarbures naphténiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés de formule brute (C_nH_{2n}). Le pétrole à base naphténiq est utilisé pour l'obtention des huiles car ils possèdent un grand indice de viscosité, mais aussi ce sont des bons composants des carburateurs à cause de leur grand pouvoir calorifique. Les propriétés des hydrocarbures naphténiques elles se trouvent comprises entre celles des paraffiniques et celles des aromatiques.

c) Hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés, le premier nombre de cette famille est le benzène. Le benzène est désiré dans les essences car il améliore son indice d'octane. Les hydrocarbures aromatiques à plus grande masse moléculaire se trouvent dans le kérosène et le gasoil et la majeure partie dans les huiles.

Plus de ces trois principaux groupements il existe dans le pétrole :

d) Composés sulfurés :

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés et leurs teneurs varient largement d'un pétrole à un autre. Ex : Le brut de HASSI MASSAOUD contient approximativement 0,14 %, ces composés sont très corrosifs pour les appareils et les machines et ce sont des poisons pour les catalyseurs (PCI). Ils diminuent l'indice d'octane des essences et ils forment des gommages dans les essences, on les divise généralement en trois parties :

- Les composés sulfurés à base d'acide (H_2S : acide sulfuré, RSH mercaptans), ils peuvent se dissoudre dans l'eau et donner l'acide sulfurique H_2SO_4 (corrosif).
- Les sulfures et les polysulfures ($R-S-R'$ sulfures, $R-SS-R'$ polysulfures), Avec l'augmentation de température il y a formation de H_2S et $R-SH$.
- Les composés sulfurés à grande masse moléculaire, se trouvent principalement dans les mazouts et les goudrons.

e) Composés azotés :

Ils sont indésirables dans le pétrole et les produits pétroliers, ils sont toxiques pour les catalyseurs.

f) Composés oxygénés :

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des homologues de phénol et des acides naphthéniques $R-COOH$ qui se concentrent principalement dans les gasoils et les huiles. Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets.

g) Substances minérales :

Le pétrole brut contient de l'eau dont la combinaison donne une émulsion qui peut être stable, il contient aussi des sels et des impuretés [3].

I.4. Classification des pétroles :

Après la découverte d'un gisement du pétrole et avant leur traitement en appliquant les divers procédés du raffinage, le pétrole doit subir au niveau du laboratoire, certaines analyses afin de le classer.

On distingue trois sortes de classifications :

a) Méthode chimique :

Cette classification est basée sur la prédominance d'une ou plusieurs familles d'hydrocarbures.

On peut distinguer les pétroles suivants :

- Pétrole paraffinique (Etats unies)
- Pétrole naphthénique (république d'Azerbaïdjan)
- Pétrole aromatique (Indonésie)
- Pétrole paraffino-naphténique (Algérie)
- Pétrole naphteno-aromatique (la Californie)
- Pétrole paraffino-naphteno-aromatique.

b) Classification industrielle :

Le pétrole est classé selon la densité en :

- Pétrole léger avec : $\rho_{15}^{15} < 0,828$.
- Pétrole moyen avec : $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,884$.
- Pétrole lourd avec $\rho_{15}^{15} > 0,884$.

c) Méthode technologique (marchande) :

Cette méthode est basée sur la connaissance de la :

1. La teneur en soufre :

Le pétrole se divise en trois classes :

- A faible teneur, lorsque le pétrole ne contient pas plus de 0,5 %.
- A moyenne teneur, lorsque le pétrole contient entre 0,5 à 2%.

- Sulfureux lorsque sa teneur est supérieure à 2%.

2. La teneur potentielle en fractions claires :

- Teneur élevée > 45% (pétrole léger).
- Teneur moyenne entre 30 et 45% (pétrole moyen).
- Teneur faible < 30% (pétrole lourd).

La méthode technologique est la plus complète et permet de choisir le schéma adéquat de traitement. Cependant, l'impression de cette classification augmente au fur et à mesure que le poids moléculaire augmente.

Il apparaît donc important de mettre sur le pétrole brut une autre étiquette que celle de leur classe. A ces fins, différents facteurs ont été proposés faisant intervenir de leur classer des relations plus ou moins complexes, mais permettant toute fois de classer le pétrole brut en groupes bien définis chimiquement. C'est le cas notamment du facteur de caractérisation K_{uop} . Nelson, Watson et Murphy de la société UOP (Universel – Oil – Products) ont proposé en 1937 la formule suivante qui définit le facteur de caractérisation K_{uop}

$$K_{UOP} = \frac{\sqrt[3]{Tm(^{\circ}R)}}{Sp\ gr\ (\frac{60}{60})} \quad ou \quad K_{UOP} = \frac{1,216\sqrt[3]{Tm(K)}}{\rho_{15}^{15}}$$

Où $Tm(K)$, $Tm (^{\circ}R)$: Température moyenne d'ébullition exprimée en Kelvin et en degré Rankine.

II. Spécification du Gas-oil :

II.1 Introduction :

Les politiques mises en place pour contrôler les émissions provenant des combustibles moteurs sont passées de moteurs à essence aux moteurs diesel. À l'instar des carburants à essence, le gasoil a également changé de composition pour respecter ces contraintes environnementales tout en restant en maintenant une norme de performance requise.

Ces changements ont imposé un impact majeur sur l'industrie du raffinage à un moment où la demande de diesel est en augmentant. Encore une fois, comme dans le cas du carburant à essence, le carburant diesel reformulé fait partie de la spécification et de la composition modernes du diesel [4].

II.2. Production du Gas-oil :

Le gas-oil est une base issue de la distillation atmosphérique dont la coupe vient après le kérosène et avant le fioul lourd (intervalle de distillation 180°C - 350°C). Il se caractérise par un indice de cétane, l'équivalent de l'indice d'octane des essences). Il peut également être le résultat de la distillation sous vide qui fractionne à nouveau les résidus de la distillation atmosphérique. Enfin, on obtient du gazole dans les unités de conversion que sont le craqueur catalytique et le viscoréducteur à partir des résidus sous vide.

II.3. Les moteur Diesel :

Avant de parler sur le carburant diesel, il peut être avantageux d'examiner brièvement les principes du moteur diesel lui-même.

Les moteurs diesel ont été historiquement préférés dans de nombreuses applications en raison de leur simplicité de conception, de leur puissance, de leur durabilité et de leur efficacité énergétique accrue. Les moteurs diesel se répartissent en trois catégories :

- Moteurs à basse vitesse
- Moteurs à moyenne vitesse
- Moteurs à grande vitesse

Moteurs à basse vitesse : Ils fonctionnent à moins de 300 tours par minute (rpm) et sont utilisés pour des applications nécessitant des charges lourdes soutenues à vitesse constante du moteur. Des exemples sont les principaux moteurs de propulsion dans les navires et les moteurs utilisés dans la production d'énergie électrique.

Moteurs à moyenne vitesse : Ceux-ci fonctionnent à une vitesse comprise entre 300 et 1000 tr / min et sont utilisés pour des applications avec des charges assez élevées et des vitesses relativement constantes. Les moteurs utilisés dans les centrales auxiliaires sur les navires et dans les petites centrales électriques sont des exemples de ce type de moteur diesel.

Moteurs à grande vitesse : Fonctionner à des vitesses supérieures à 1 000 tr / min et sont conçus pour variations fréquentes et larges de la charge et de la vitesse. C'est le type de moteur utilisé pour le transport routier et les locomotives diesel [4].

Par ordre d'importance, les qualités suivantes sont requises pour le Gas-oil :

- Propreté (carbone Conradson, sédiments, eau, soufre)
- Combustion (indice de cétane)
- Fluidité (viscosité et point de congélation)
- Volatilité (distillation, point d'éclair)

II.4. Spécification du gas-oil :

a) Densité :

Comprise entre 0,810 et 0,890, la densité n'est pas un élément déterminant ; elle conditionne uniquement le pouvoir calorifique au litre. En fait, les Gas-oils commerciaux se situent entre 0,825 et 0,850.

b) Distillation :

Les spécifications ne touchent que les fractions lourdes du Gas-oil : moins de 65% distillés à 250°C et plus de 85% à 350°C. Faisant suite au Kérosène, le Gas-oil a un point initial qui se situe aux environs de 220°C et ainsi, contient donc approximativement une gomme d'hydrocarbures compris entre C₁₄ et C₂₀. Le point 50% de la courbe de distillation A.S.T.M est représentatif des propriétés moyennes : viscosité, volatilité, point de congélation.

Le point 85% inférieur à 350°C limite la teneur en produits lourdes et s'obtient aisément à l'unité de distillation. Le dépassement de cette norme correspond à une mauvaise sélectivité de la séparation Gas-oil et résidu et, en général, la couleur dans ce cas est mauvaise. Enfin, le point d'éclair doit être compris entre 55°C et 120°C.

c) Viscosité :

Inférieur à 9 cst à 20°C, la viscosité conditionne l'écoulement et la finesse de la pulvérisation dont dépendra la qualité de la combustion. On estime que la viscosité doit être inférieure à 2 cst et en aucun cas n'excéder 40 cst en amont des trous d'injecteur pour que l'atomisation soit correcte.

d) Inflammabilité (<500°C) :

Pour que le gas-oil s'enflamme sans intervention d'une source d'allumage extérieure, il faut que sa température d'auto - inflammation soit inférieure à la température de l'air comprimé dans les cylindres (500-550°C). Ce sont les arènes à courtes chaînes latérales qui ont la plus haute température d'auto - inflammation ($\approx 600^\circ\text{C}$), celle des alcanes est la plus basse.

Il est clair que l'aptitude à l'inflammation est meilleure chez le gas-oil riche en alcanes et pauvres en arènes. Ces combustibles possèdent un délai d'inflammation plus court et une température d'auto - inflammation moins élevée.

On caractérise l'aptitude à l'inflammation des huiles diesel en les comparant à des combustibles étalons ou en analysant leur composition chimique. Le plus souvent on a recours aux indices de cétane.

e) Indice de cétane :

On appelle indice de cétane le pourcentage volumique de cétane (hexa décane ou $C_{16}H_{34}$) dans son mélange avec l'alphaméthylnaphtalène, dont l'aptitude à l'auto - inflammation est équivalente à celle du combustible testé dans les conditions prévues par la norme. L'indice de cétane de l'hexa décane est pris égal à 100, celui de l'alphaméthylnaphtalène à 0.

Une huile diesel a indice de cétane égal à x si dans le moteur standard, il y a un délai d'allumage équivalent à celui d'un mélange de x parties en volume de cétane et (100-x) parties d'alphaméthylnaphtalène.

Les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50. Pour les moteurs de faible cylindrée, les valeurs élevées de l'indice de cétane favorisent les départs à froid par la diminution de la température d'auto inflammabilité du Gas-oil et rendent le fonctionnement du moteur diesel moins dur et moins bruyant, ce qui s'obtient également par l'adoption d'une préchambre de combustion. Toutefois, il ne faut pas également que l'indice de cétane soit trop élevé, car la réduction du délai d'allumage peut entraîner la cokéfaction du nez de l'injecteur. Enfin l'addition de nitrate d'éthyle, tel que le dope DB 36, permet d'améliorer légèrement l'indice de cétane. Par ailleurs, on cherche une relation simple entre l'indice de cétane et la nature chimique du Gas-oil ; pour cela, il suffit de caractériser le combustible par deux propriétés facilement mesurables : sa densité exprimée en A.P.I et son point d'aniline (température de dissolution d'un mélange équimoléculaire de Gas-oil et d'aniline pure).

On définit ainsi l'indice de cétane par la méthode graphique comme suit :

$$\text{Indice Diesel} = \text{point aniline } (^{\circ}\text{F}) \times \text{densité (A.P.I)} \div 100$$

La figure ci-dessous établit la correspondance approximative entre les valeurs de l'indice de cétane et celles de l'indice Diesel de Gas-oils commerciaux courants.

Tableau.II.01 : Les indices de cétane des hydrocarbures individuels constituant le gas-oil
[4].

Hydrocarbures	Indice de cétane	Hydrocarbures	Indice de cétane
Alcanes : C12 : Dodécane Ethyl-3 décane Diéthyl-4,5 octane	72 46.5 20.2	Alcènes : C14 : Tétradécène C16 : Butyl-5 dodécène-4 Propyl-8 pentadécène C17 : diméthyl-octyl:naphtylméthane méthyl-dibutyl:naphtylméthane C21 : Héryl-8 : pentadécène	79 45.6 28 17.5 12.3 47.3
C13 : Diméthyl-2,5 décane Propyl-4 décane	58 39.5	Cycloalcanes : Méthyldodécylcyclohexane Cyclohexyldiméthyl-dodécyl-méthane	70 57
C16 : Héxadécane (cétane) Diméthyl-7,8 tétradécane	100 40.5	Bicycloalcanes : Décaline Butyldécaline octyldécaline	48.2 31.6 30.7

f) Point d'écoulement et test de friabilité :

Dérivant directement de la valeur du point final de distillation et de la teneur en paraffines cristallisable, le point d'écoulement du Gas-oil est fixé à -12°C en hiver et -7°C en été. Sa valeur détermine les conditions de réchauffage à envisager par temps froid et peut être abaissée par additifs appropriés. En outre, le test de friabilité doit être inférieur ou égal à -6°C en hiver.

g) Teneur en cendres :

Ce sont les sels et oxydes minéraux qui demeurent à l'état solide après combustion complète du Gas-oil ; parmi eux, on trouve principalement le silicium, le fer, le calcium, le sodium et le vanadium, ce dernier représentant dans certains cas 50⁰⁰% des cendres totales. Les spécifications prévoient des traces de cendres non dosables dans le Gas-oil pour éviter les dépôts solides sur les parties froides, en outre, la teneur en sédiments doit être nulle.

h) Teneur en eau :

En elle-même, l'eau ne serait pas gênante, mais elle contient généralement, soit dissoutes, soit en suspension, des matières organiques pouvant donner des cendres, en particulier des chlorures de sodium et magnésium. La teneur en eau est donc fixée à des traces non dosables.

D'ailleurs la purification des combustibles lourds peut se réaliser par agitation avec de l'eau qui dissout les matières organiques solubles, puis par centrifugation qui élimine cette eau chargée ainsi que les matières en suspension.

i) Teneur en soufre :

Elle est comprise entre 0,45 et 0,55 % en poids. Quelle que soit la nature des composés sulfurés, ces derniers provoquent une corrosion des chemises, à froid, par l'acide sulfurique dilué qui se dépose et agissent sur la formation et la dureté des dépôts, formant de véritable vernis qui gomme les segments.

En résumé, le Gas-oil idéal sera constitué par une coupe de première distillation de nature paraffinique, contenant le moins possible de fractions lourdes. Sa propreté un critère de qualité, ainsi qu'une faible teneur en soufre

II.5. Spécification du Gas-oil selon les normes algériennes :*Tableau.II.02 : Spécification du gas-oil selon les normes algériennes [5].*

Spécifications Produit			Gas-oil
Densité	-	-	0.810 à 0.860
Couleur	-	-	2.5 maxi
Point d'éclair	°C	-	55 mini
Point de congélation	En hiver du 01/11 au 30/03	°C	-12
	En été du 01/04 au 30/10	°C	-7
Distillation ASTM	Point 65% volume	°C	250 mini
	Point 90% volume	°C	350 maxi
	Point final	°C	390 maxi
Viscosité à 20 °C		Cst	9 maxi
Teneur en soufre		% poids	0.15 maxi
Teneur en cendres		% poids	TND
Teneur en eau		% poids	TND
Indice de cétane		-	48 mini

III.1. Introduction :

Les procédés des industries pétrolières, pétrochimiques ou chimiques demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phase au cours des diverses opérations auxquelles on les soumet. La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie dont il est nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible en permettant, par exemple, à un fluide chaud de transmettre sa chaleur à un fluide froid.

La valeur des calories, libérées au four de chauffage de la charge, constitue souvent un des éléments prépondérants du prix de revient de la fabrication ; c'est pour quoi on s'attache à réduire au maximum ce poste, en réalisant un circuit de récupération de chaleur entre l'alimentation froide et les effluents chauds de l'installation. L'équipement de récupération est constitué par des appareils tubulaires d'échange de chaleur appelées échangeurs de chaleur.

Echangeur de chaleur (Heat exchanger) : en dehors de son sens général tel qu'utilisé plus haut, ce terme désigne l'appareil qui réchauffe un fluide de procédé et en refroidit un autre le plus souvent sans changement de phase de l'un et l'autre de ces deux fluides [6].

III.2. L'échangeur tubulaires a faisceau et calandre :

L'échangeur tubulaires a faisceau et calandre est le plus répandu en raffinerie. Il constitue près de 80% de tout l'appareillage d'échange de chaleur. Dans ce type d'échangeurs, l'un des fluides circule dans la calandre autour de tubes qui le franchissent tandis que l'autre fluide circule à l'intérieur des tubes. Souvent, il est constitué d'un faisceau de tubes traversant un réservoir de manière longitudinale, appelé échangeur multitubulaire.

La circulation du fluide à travers les tubes est forcée par l'emplacement des parois, de manière à ce qu'il effectue un ou plusieurs aller-retours. [7]

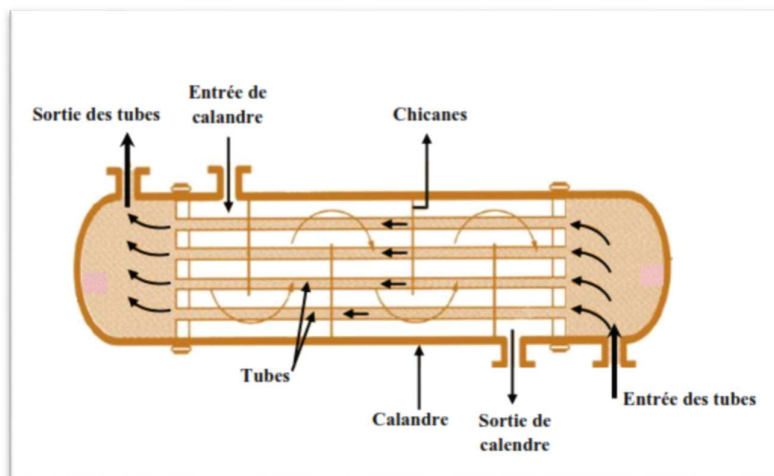


Fig.III.01 : Principe de l'échangeur tubulaire [7].

III.2.1. Principe de fonctionnement :

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. De manière générale les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleurs. On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid.

En d'autres termes le fluide chaud se refroidit au contact du fluide froid et le fluide chaud se réchauffe au contact du fluide froid. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi d'où le nom de l'appareil. On voit le principe général est simple mais il donne lieu à un grand nombre de réalisations différents par la configuration géométrique. Le principal problème consiste à définir une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur nécessaire dans une configuration donnée. La quantité de chaleur transférée dépend de la surface d'échange. [8]

II.2.2. Rôles des échangeurs : [9]

a) Fonction réfrigération :

- Réfrigérant (cooler) : il refroidit un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire, généralement de l'eau.

b) Fonction réchauffage :

- Réchauffeur (heater) : il réchauffe également un fluide de procédé mais le terme s'emploie surtout pour désigner l'appareil qui réchauffe un produit stocké généralement pour assurer sa pompabilité.

c) Fonction condensation :

- Condenseur (condenser) : il assure la condensation totale (total condenser) ou partielle (Partial condenser) de vapeur par circulation d'eau ou d'un fluide de procédé suffisamment froid.
- Aérocondenseur : il a la même fonction que le précédent en utilisant l'air comme fluide froid.
- (Subcooler) : il assure simultanément la condensation de vapeur et le refroidissement des généralement condensats par circulation d'eau.

d) Fonction vaporisation :

- Vaporiseur (vaporizer) : il assure la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait par la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation.

III.2.3. Les différents constituants de l'échangeur à tube et à calandre : [10]

1. Calandre :

L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres ; pour un nominale inférieur à 24", la calandre est constituée par un tube d'acier i.p.s (Schedule 30 jusqu'à 12") et 1 cm d'épaisseur entre 12 et 24"), pour les pressions de service inférieures à 20 Kgf/cm².

Au-delà de 24", la calandre est réalisée à partir de plaques d'acier roulées et soudées. A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaque de renforcement ou non ; selon la pression de service. La calandre pourra être équipée d'anneaux pour le lavage et portera la plaque d'identité de l'appareil.

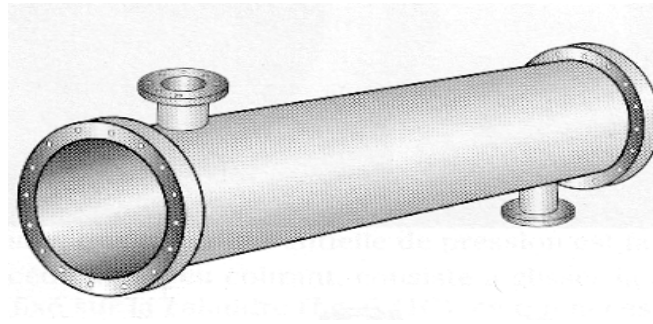


Fig.III.02 : La calandre de l'échangeur tubulaire [10].

2. Faisceau :

Les tubes constituant le faisceau forment une classe spéciale répondant aux spécifications du tableau 1 (annexe n°1). Le diamètre nominal correspond au diamètre extérieur pour lequel les tolérances sont sévères. Les épaisseurs de tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham Wire Gage). On utilise le plus couramment les tubes 12 ,14 ou 16 BWG, dans des longueurs de 8 ,12 ,16 et 20ft.

Les tubes sont fixés à chacune de leur extrémité par mandrinage (ou dudgeon nage) dans deux plaques tubulaires (Fig.1 annexe n°1).

La perforation des trous dans ces plaques est normalisée, elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire. Compte tenu de l'orientation du faisceau par rapport à la direction générale du fluide circulant dans la calandre, on obtient les quatre dispositions de la (Fig.2 annexe n°1).

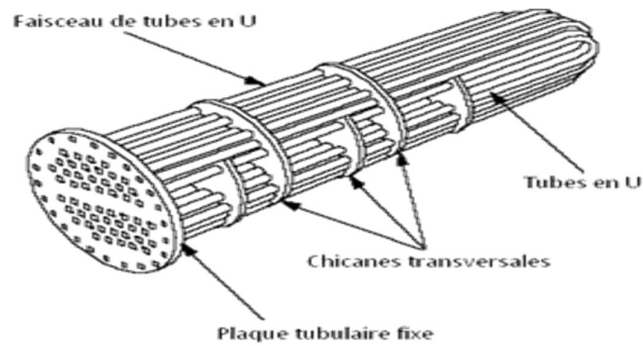


Fig.III.03 : Principe de l'échangeur tubulaire [10].

En raffinerie, on utilise surtout des faisceaux au pas carré. Le tableau 3 (annexe n°1) présente les caractéristiques d'appareils les plus fréquemment rencontrés.

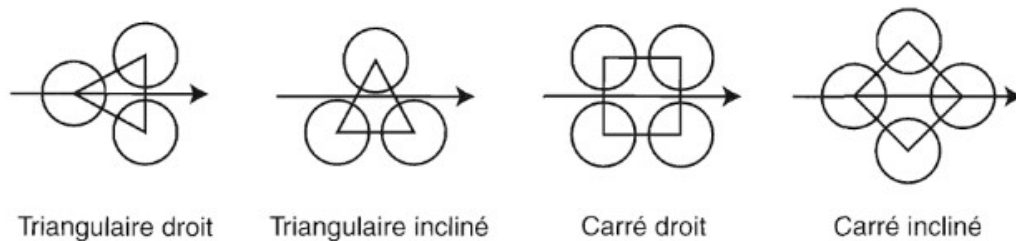


Fig.III.04 : Disposition des tubes et orientation vis-à-vis de l'écoulement [9].

3. Chicanes :

Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tube par accroissement de la vitesse. Ces chicanes (Fig.1 annexe n°02) sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont l'aire représente 20 à 45% de la section totale.

Ces chicanes assurent en outre la rigidité du faisceau et sont solidaires de la plaque tubulaire fixe au moyen de tirants et entretoises qui occupent la place de tubes (Fig.2 annexe n° 3).

Dans certains cas, on utilise les chicanes longitudinales constituées par une simple tôle insérée au milieu du faisceau. Cette disposition oblige le fluide à effectuer un aller et retour dans la calandre et l'on a alors un appareil désigné par le terme « deux passes côte calandre ».

4. Déflecteur d'entrée :

Pour éviter ou du moins minimiser l'érosion de tube du faisceau, des déflecteurs de protection peuvent être installés faces aux tubulures d'entrée du fluide côté calandre,

l'obligation de leur mise en place est définie dans les standards (TEMA) en fonction de la nature, de l'état du fluide et du produit ρu^2 (ρ : masse volumique, u : vitesse du fluide).

Ces déflecteurs, d'une épaisseur de l'ordre de 1/2in, sont circulaires, carrés ou rectangulaires, soudés sur des tirants ou entretoise.

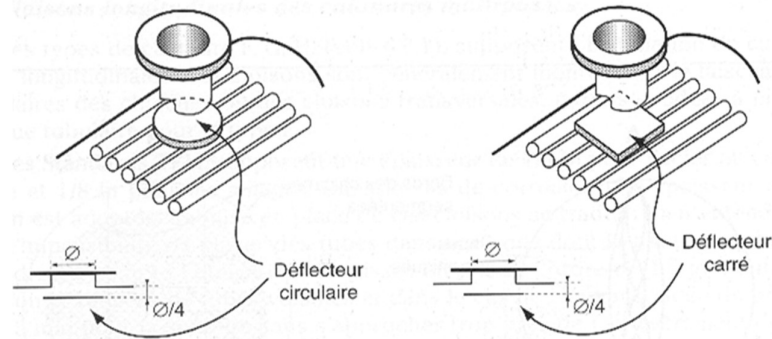


Fig.III.05 : Les déflecteur d'entrée [9].

5. La boîte de distribution et la boîte de retour :

L'introduction du faisceau dans la calandre détermine parfaitement la circulation du fluide à l'extérieur des tubes. La circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boîte de distribution, portant les brides d'entrée et de sortie et d'une boîte de retour.

Le classement de ces boîtes oblige le fluide à traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour but d'accroître la vitesse et d'augmenter ainsi le coefficient de transfert à l'intérieur des tubes. Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passages ou passes dans le faisceau l'étanchéité des cloisons des boîtes accolées aux plaques tubulaires est assurée par des joints, de sorte qu'il faut supprimer certaines rangées de tubes pour ménager les portées du joint sur les plaques tubulaires, dans ces conditions, il est possible d'estimer le nombre de tubes pouvant être montés sur une plaque tubulaire donnée, déduction faite des emplacements des tirants et des potées de joint. Kern propose dans le tableau 3 (annexe n°1) un décompte de tubes, établi en fonction du diamètre intérieur D_c de la calandre, du nombre de passes n_t dans le faisceau, du diamètre des tubes et de leur disposition.

Les boîtes de retour sont généralement constituées par un métal identique à celui des tubes alors que les boîtes de distribution sont toujours en acier au carbone et protégées intérieurement par des peintures plastifiées ou des revêtements d'époxy résines lorsque la corrosion le nécessite.

III.2.4 Assemblage faisceau –calandre :

On distingue trois classes d'appareils :

➤ **Les échangeurs à plaque tubulaire fixes :**

Soudées sur la calandre, ils ne peuvent être utilisés que si la différence de température entre les fluides chaud et froid est suffisamment faible pour que la dilatation du faisceau soit acceptable.

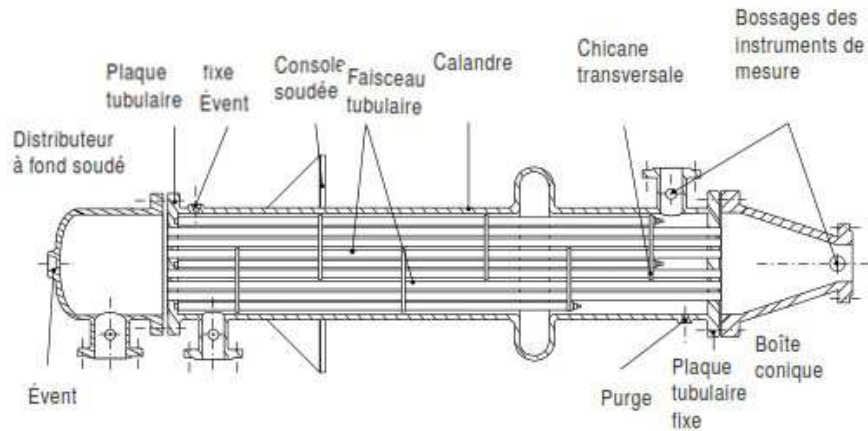


Fig.III.06 : Les échangeurs à plaque tubulaire fixes [6].

➤ **Les échangeurs à tête flottante :**

L'une des plaques tubulaires est fixe, la seconde plaque, d'un diamètre inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement de l'intérieur du capot qui ferme la calandre.

Ces appareils permettent l'expansion thermique du faisceau ainsi que son nettoyage mécanique, constituent la presque totalité des échangeurs utilisées en raffinerie.

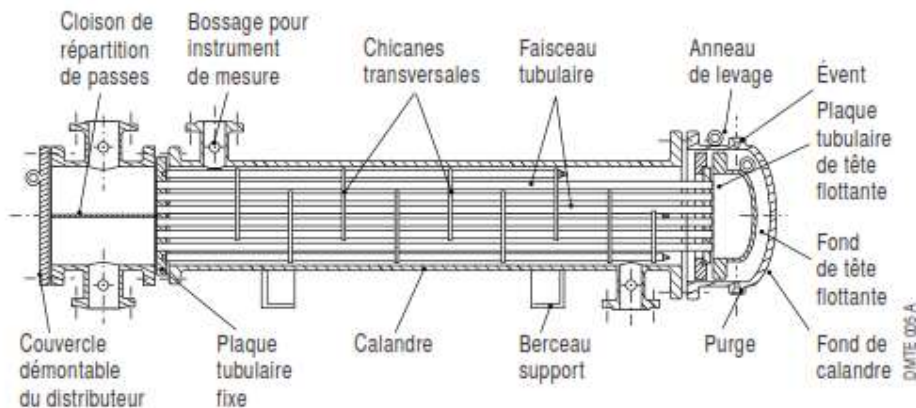


Fig.III.07 : Les échangeurs à tête flottante type AES [6].

- **Les échangeurs à tubes en U** : l'utilisation de tubes coudés supprime une plaque tubulaire, tout en conservant les propriétés d'expansion de la tête flottante. L'économie réalisée par le coût d'une plaque tubulaire est compensée par l'impossibilité de nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes, ces faisceaux seront surtout utilisés dans les rebouilleurs à vapeurs.

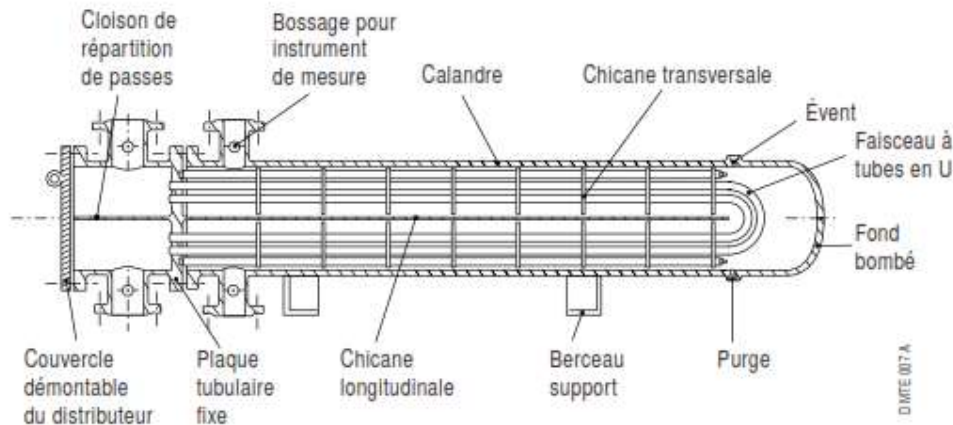


Fig.III.08 : Les échangeurs à tubes en U type CFU [6].

III.2.5. Choix de l'ordre de passage du fluide :

- ✓ Si un fluide est sous forte pression ($>1\text{Mpa}$) par exemple, le faire circuler de préférence dans les tubes, pour éviter une trop forte épaisseur de la calandre.
- ✓ Si un fluide est encrassant (par exemple un produit risquant de se polymériser) le faire circuler de préférence dans les tubes, car il est alors possible de nettoyer l'intérieur des tubes sans démonter l'échangeur.
- ✓ En mettant le plus grand débit dans la plus grande section.

III.2.6. Choix du matériel :

- ✓ S'il y a risque d'encrassement dans les tubes, éviter les tubes en U (difficile à nettoyer mécaniquement)
- ✓ S'il y a risque d'encrassement à l'extérieur des tubes choisir un pas carré plutôt qu'un pas triangulaire et un faisceau tubulaire démontable pour faciliter le nettoyage (le pas carré est préconisé dans l'industrie du raffinage).
- ✓ S'il y a de grands écarts de température entre les deux fluides $> 50^\circ\text{C}$, il est préconisé d'utiliser des échangeurs à tête flottante.
- ✓ Choisir des tubes en U (s'il n'y a pas d'encrassement côté tubes).
- ✓ S'il y a risque de fuite d'un fluide aux conséquences graves, éviter l'utilisation d'un échangeur à tête flottante dans laquelle l'étanchéité n'est pas parfaite.

III.3. Les Fours tubulaires :

Dans la plupart des unités de raffinage ou de pétrochimie l'apport de l'énergie thermique requise par le procédé se fait par l'intermédiaire de fours à chauffage direct dans lesquels l'énergie produite par la combustion est transmise directement au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tube, C'est la raison pour laquelle est appelé **four tubulaire**.

III.3.1. Utilisation des fours tubulaires :

Les usages des fours tubulaires sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux adapté aux conditions imposées.

On peut citer les exemples suivants :

- Réchauffage d'un fluide sans changement de phase
- Réchauffage d'un fluide avec vaporisation partielle
- Réchauffage d'un fluide avec réaction chimique

III.3.2. Constitution d'un four :

D'une façon générale, les fours comportent les parties principales suivantes :

a) Une zone dite de radiation :

Constituée essentiellement d'une chambre de combustion, dans laquelle des tubes sont disposés. Les tubes, non jointifs sont reliés entre eux par des coudes. Le fluide à chauffer circule à l'intérieur de ce faisceau de tube. La transmission de chaleur s'effectue principalement par radiation. Une fraction de l'échange se fait également par convection entre les fumées et les tubes.

La température des fumées, à la sortie de la zone de radiation, est élevée (700 à 1100°C) et donc le rendement est faible (de l'ordre de 50% du pouvoir calorifique inférieur « PCI »)[11].

b) Une zone dite de convection :

Afin de récupérer la chaleur sensible des fumées, ces dernières circulent à Vitesse élevée (parallèlement ou perpendiculairement) à travers un faisceau de tubes, où l'échange s'effectue principalement par convection. Cette zone est, en conséquence, qualifiée de section de convection. Ces tubes peuvent être garnis d'ailettes ou d'aiguilles, afin d'augmenter la surface d'échange du côté des fumées, qui est en général le fluide présentant la résistance thermique la plus forte. Le rendement d'un four avec zone de convection est, bien entendu, supérieur à celui d'un four ne comportant qu'une zone de radiation.

Le rendement dépend de la température d'entrée du fluide chauffé (on ne peut refroidir des fumées en dessous de la température du fluide froid), mais également de l'importance de la surface d'échange que l'on a installée.

c) Une cheminée d'évacuation des fumées

d) Brûleurs

- e) Ramoneurs : afin de maintenir propre le circuit des fumées et ainsi conserver l'efficacité des surfaces d'échange, On installe dans les zones de convection des ramoneurs.

On distingue deux méthodes utilisées pour éliminer les dépôts :

- La première méthode repose sur le soufflage des suies par un jet de vapeur.
 - La deuxième méthode est une technique plus récente qui fait appel à l'émission des vibrations acoustique dans l'enceinte de la zone de convection par un tube de résonance.
- (Puisque les sons se propagent dans toute la zone de convection).[11]

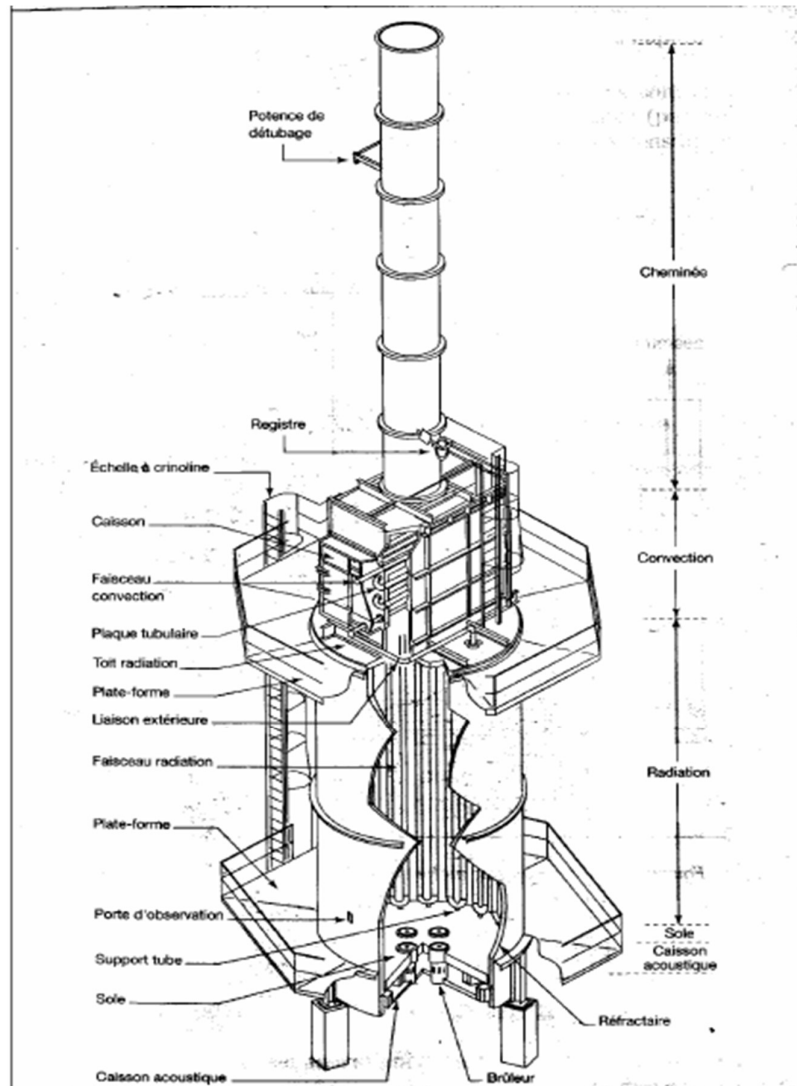


Fig.III.09 : Four cylindrique vertical [11].

III.4 L'encrassement des équipements d'échange thermique :

Les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs d'équipements d'échange thermique ont trait aux phénomènes d'encrassement, de corrosion, de vibrations et de tenue mécanique.

L'encrassement et la corrosion restent les phénomènes les moins compris de l'industrie ; ils se traduisent par :

- Un surdimensionnement des appareils dans les bureaux d'études
- Une dépense d'énergie supplémentaire
- Le remplacement des appareils corrodés
- Des coûts d'arrêt des installations pour démontage et nettoyage

III.4.1. Définition de l'encrassement :

L'encrassement, qui sous sa forme la plus générale peut être défini comme l'accumulation d'éléments solides indésirables sur une interface, affecté une grande variété d'opérations industrielles. Dans le cas des échangeurs, la présence d'un fort gradient thermique près de la surface peut perturber les mécanismes d'encrassement isotherme rencontrés, par exemple lors de l'utilisation de membrane ou de filtre.

III.4.2. Types d'encrassement :

Il est possible de classer l'encrassement selon le mécanisme qui contrôle la vitesse de dépôt « régime d'écoulement », selon les conditions d'utilisation des équipements d'échange thermique ou selon le mécanisme dominant, même s'il ne contrôle pas la vitesse de dépôt. Six types différents peuvent alors être définis :

- Encrassement particulaire
- Corrosion
- Entartrage
- Encrassement biologique
- Encrassement par réaction chimique
- Encrassement par solidification

IV.1 Présentation des unités [12] :

La nouvelle raffinerie se trouve au complexe industriel sud, situé à 3 Km de la Ville de HMD.

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

- ALTEC (Société Algérienne d'Engineering).
- H.E France (Hydrocarbon Engineering).

Le montage a été réalisé par ENGTP : (Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers).

La RHM2 est conçue en 1979, et étudiée pour traiter 1 070 600 T/an de brut de HASSI MESSAOUD afin de satisfaire à la demande du gas-oil au sud Algérien, ainsi pour l'enrichir en essences pour le parc d'automobile, et en kérosène pour l'aviation.

Descriptif des procédés :

La RHM2 est composée de 04 unités :

- U200 : Distillation atmosphérique.
- U300 : Pré traitement du naphta (Hydrosulfuration).
- U800 : Reforming Catalytique.
- U900 : Stockage, pomperie d'expédition et Utilité.

❖ 1. Section U200 :

Cette unité a pour but de fractionner le brut en produits finis et semis finis, ces derniers présents la matière première pour d'autre unité qui les transformeront par la suite en produits finis.

❖ 2. Section U300 :

Le prétraitement du naphta est un procédé d'hydrorafinage, le but de prétraitement est de réduire la quantité de soufre, ainsi que d'autre impuretés tel que : l'azote, oxygène, arsenic, ... etc. afin d'éviter l'empoisonnement du catalyseur du reforming.

Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le : $\text{CoMo/Al}_2\text{O}_3$.

❖ 3. Section U800 :

La matière première de cette section c'est le naphta désulfuré, le but du reforming catalytique est de transformer les hydrocarbures à bas nombre d'octanes en hydrocarbures à nombre d'octane élevés, ces dernier forme la base d'une essence normale.

Le catalyseur utilisé dans ce procédé est le : $\text{Pt/ Al}_2\text{O}_3$.

❖ 4. Section U900 :

Les produits de la raffinerie sont stockés dans 16 bacs de stockage :

- 5 bacs de réformat. (RS903, RS905, RS907, RS908, RS912)
- 3 bacs de gas-oil. (RS915, RS916, RS917)
- 3 bacs de kérosène. (RS913, RS914, RS918)
- 1 bac de naphta. (RS906)
- 1 bac de gazoline. (RS904)
- 2 bacs d'essence normale. (RS909, RS910)

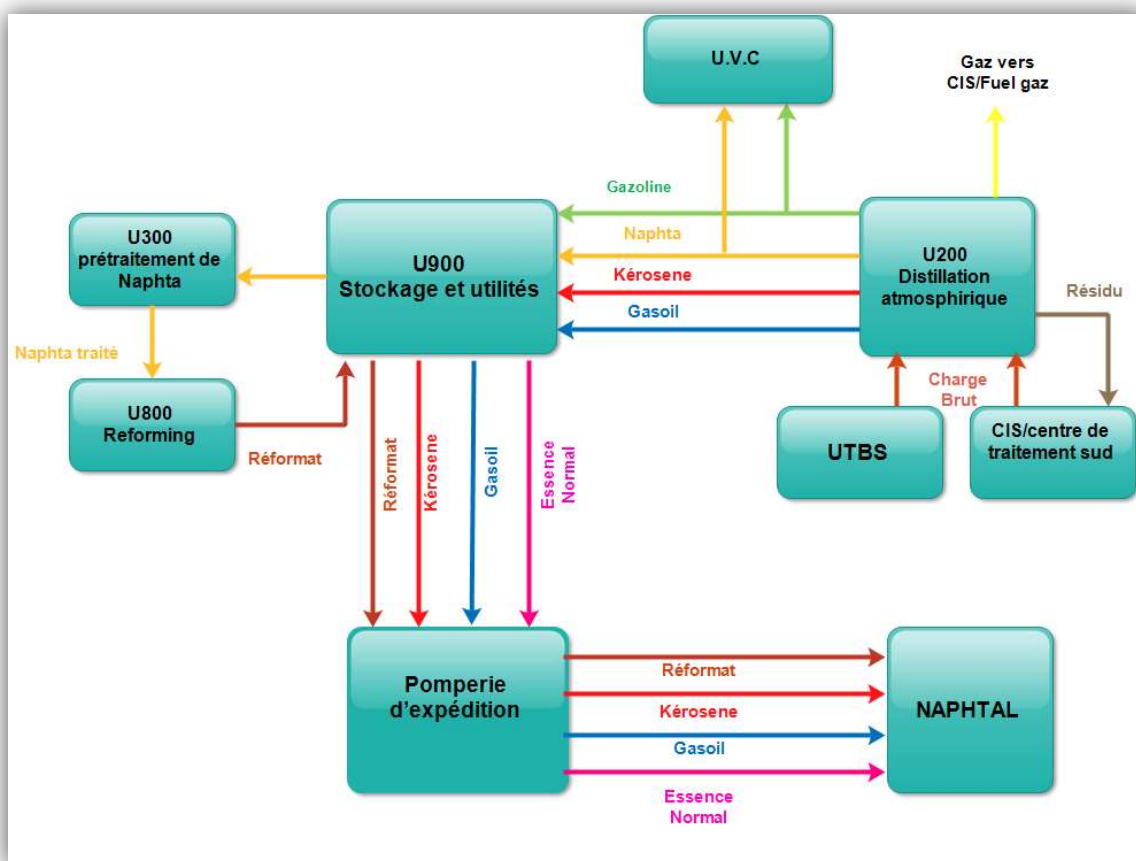


Fig.IV.01 : Schéma synoptique de la raffinerie [12].

IV.2 Description de l'unité Topping U200 [13] :

Le rendement du Topping s'établit comme suit (design) :

Tableau.IV.01 : Le rendement du Topping (cas design) [13].

Coupes	%poids	Tonne/an	Densité
Légers	3,79	40 600	/
Gazoline (C5/80)	9,01	96 500	0,6680
Naphta (80/160)	19,28	206 400	0,7440
Kérosène (160/250)	20,71	221 700	0,8020
Gas-oil (250/375)	21,56	230 800	0,8700
Résidu (375+)	25,65	274 600	/
Charge	100	1070 600	/

La charge de Brut, provenant de la pomperie d'expédition du service traitement à une pression de 3,5 bars, est reprise par la pompe GA201 en amont de laquelle on lui injecte à l'aide de la pompe GA213 environ 5% volume d'eau préalablement préchauffée dans l'échangeur EA219 et environ 5 ppm vol de dés émulsifiant à l'aide de la pompe doseuse GA214 par rapport au débit volumique de la charge de Brut qui est régulé par le FRC215.

Le mélange est préchauffé à environ 75 °C dans 02 échangeurs EA201-202 en parallèles, puis amené dans le champ électrique du dessaleur FA205 entre 2 électrodes HT, l'action du champ électrique provoque la coalescence et la précipitation de l'eau qui entraîne, avec elle, les sels contenus dans le brut.

L'eau saturée en sel est envoyée par gravité sous régulation du niveau interface vers bourbier après avoir cédé ses calories à l'eau d'injection dans l'échangeur EA219.

Le Brut dessalé est repris par la pompe booster GA212, préchauffé dans une série d'échangeurs (EA204-EA203-EA205) à environ 190 °C, puis chauffé à 340°C dans le four BA201 sous contrôle du TRC203 pour pénétrer dans la zone d'expansion de la colonne DA201, cette colonne est équipée de 29 plateaux à clapets ces derniers sont répartis dans 02 zones :

- 1^{er} zone d'expansion 03 plateaux.
- 2^{ème} zone de fractionnement 26 plateaux.

La partie vaporisée sort du sommet de la zone d'expansion à 320°C pour alimenter la zone de fractionnement au 21^{ème} plateau de la colonne DA201.

Les produits soutirés sont :

- Résidu ou brut réduit
- Gas-oil
- Kérosène
- Naphta
- Gazoline +gaz

Le Résidu est soutiré à environ 340°C du fond de la colonne DA201 à l'aide de la pompe GA207, est envoyé vers slop sous contrôle du LRC 201 après avoir cédé ses calories au préchauffage du Kérosène dans l'échangeur EA208 et au brut charge dans l'échangeur EA205, puis refroidi dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air humidifié (EC218A-B) pour être mélangé avec le brut au service traitement.

Le Gas-oil est soutiré à environ 335°C du fond de la colonne de fractionnement DA201 à l'aide de la pompe GA206, une partie est réchauffée à environ 350°C dans le four BA202 sous contrôle du TRC204 pour élimination des fractions légères et maintien du gradient de température dans la colonne de fractionnement et l'autre partie est envoyée au stockage sous contrôle du LRC204 après avoir cédé ses calories au brut charge dans l'échangeur EA203, puis refroidi dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air sec (EA217A-B).

Le Reflux circulant est soutiré à environ 246°C du 16^{ème} plateau de la colonne de fractionnement à l'aide de la pompe GA208 sous contrôle du FRC214, une partie est envoyée sous contrôle du DPIC228 qui permet de compenser les variations de ΔP à travers les rebouilleurs EA207 et EA209 pour cédé ses calories au rebouillage du Naphta sous contrôle du TRC208 et de la Gazoline sous contrôle du TRC209. Le retour des rebouilleurs et l'autre partie du Reflux circulant retournent sur le 13^{ème} plateau de la colonne de fractionnement après avoir cédé ses calories au Brut charge dans l'échangeur EA204 puis refroidi à environ 110°C sous contrôle du TRC218 dans une batterie d'aéro-réfrigérant à air sec (EA212A-B). Le but de Reflux circulant est d'assurer le rebouillage du Naphta, Gazoline, préchauffage de Brut et de générer le reflux interne nécessaire à la qualité de fractionnement, cet apport de frigories permet de réduire la charge thermique des aéro-réfrigérants de tête de la colonne DA201.

Le Kérosène est soutiré à environ 200°C du 12^{ème} plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du LIC207 dans une petite colonne (Stripper DA202A) de 06 plateaux.

Le rebouillage du fond de la colonne DA202A se fait dans le rebouilleur EA208 à environ 240°C par le Résidu sous contrôle du TRC207 pour élimination des fractions

légères (réglage du point d'éclair), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 11^{ème} plateau de la colonne de fractionnement DA201.

Le Kérosène, sortie stripper, est repris par la pompe GA205 puis refroidi dans un aéro-réfrigérant humidifié (EC216) après avoir cédé ses calories au Brut charge dans l'échangeur EA202, une partie est reprise par la pompe GA219 sous contrôle du FRC227 pour être envoyée vers le précipitateur électrostatique (FA214) pour élimination des traces d'eau et subir un traitement à la soude pour le réglage de l'acidité, avant d'être envoyée au stockage, on lui injecte un produit antistatique (STADIS 450) à l'aide de pompe doseuse GA218 pour le réglage de la conductivité électrique et l'autre partie est mélangée au Gas-oil.

Le Naphta est soutiré à environs 160°C du 6^{ème} plateau de la colonne de fractionnement, il s'écoule par gravité sous contrôle du LRC209 dans une petite colonne (Stripper) DA202B de 06 plateaux à clapets.

Le rebouillage fond DA202B se fait par le Reflux circulant dans le rebouilleur EA207 à environs 170°C sous contrôle du TRC208 pour élimination des fractions légères (réglage du point initial), les vapeurs de tête de cette colonne retournent sur le 5^{ème} plateau de la colonne de fractionnement. Le Naphta, sortie stripper, est repris par la pompe GA204, puis refroidi dans un aéro-réfrigérant à air humidifié (EC215) après avoir cédé ses calories au Brut charge dans l'échangeur EA201 puis, envoyé au stockage sous contrôle du FRC217 pour servir de charge à la section prétraitement du Naphta et reforming.

Les vapeurs de tête est sort de la colonne de fractionnement DA201 à la température de 90°C sont refroidies dans une batterie d'aéro-réfrigérants à air sec (EA211), puis condensées et séparées dans le ballon FA201, la phase gazeuse (riche en C₃-C₄) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC224) à 2,4 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3^{ème} étage.

La phase eau est recueillie dans un appendice au FA201, puis purgée par gravite vers l'unité bourbier ou vers l'égout.

La phase liquide (condensat) une partie est reprise par la pompe GA203 pour être envoyée à la colonne de fractionnement DA201 comme reflux de tête sous contrôle du FRC209 et l'autre partie est reprise par la pompe GA202 pour être envoyée sous contrôle du LRC211 du FA101 vers une colonne de stabilisation (DA203) de 26 plateaux à clapets.

Le rebouillage fond de la colonne DA203 se fait par le Reflux circulant dans le rebouilleur EA209 à environs 120°C sous contrôle du TRC209 pour le réglage de la TVR de la Gazoline. La Gazoline stabilisée est envoyée vers stock par gravité sous contrôle du LRC215 après avoir cédé ses calories à la charge de la colonne DA203 dans l'échangeur

EA210, puis refroidie dans un aéro réfrigérant à air humidifié (EA214) pour être utilisée à la préparation des essences.

Qualité de la Gazoline :

- Densité 15/4 : 0,6500 à 0,6700
- TVR : 0,7000 à 0,900 bars

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA203 sont refroidies dans une batterie d'aéro réfrigérant à air sec (EA213A-B) puis, condensées et séparées dans le ballon FA202, la phase gazeuse (riche en C₃-C₄) est envoyée sous régulation de pression du ballon (PRC226) à 7 bars au service traitement vers l'unité de récupération 3^{ème} étage et la phase liquide est envoyée à l'aide de la pompe GA209 en totalité comme reflux de tête de la colonne DA203 sous contrôle du LRC209.

➤ **Les injections des produits chimiques se font aux endroits suivant :**

- Inhibiteur de corrosion en tête de colonne DA201-DA203.
- STADIS 450 dans le kérosène, sortie précipitateur FA214.

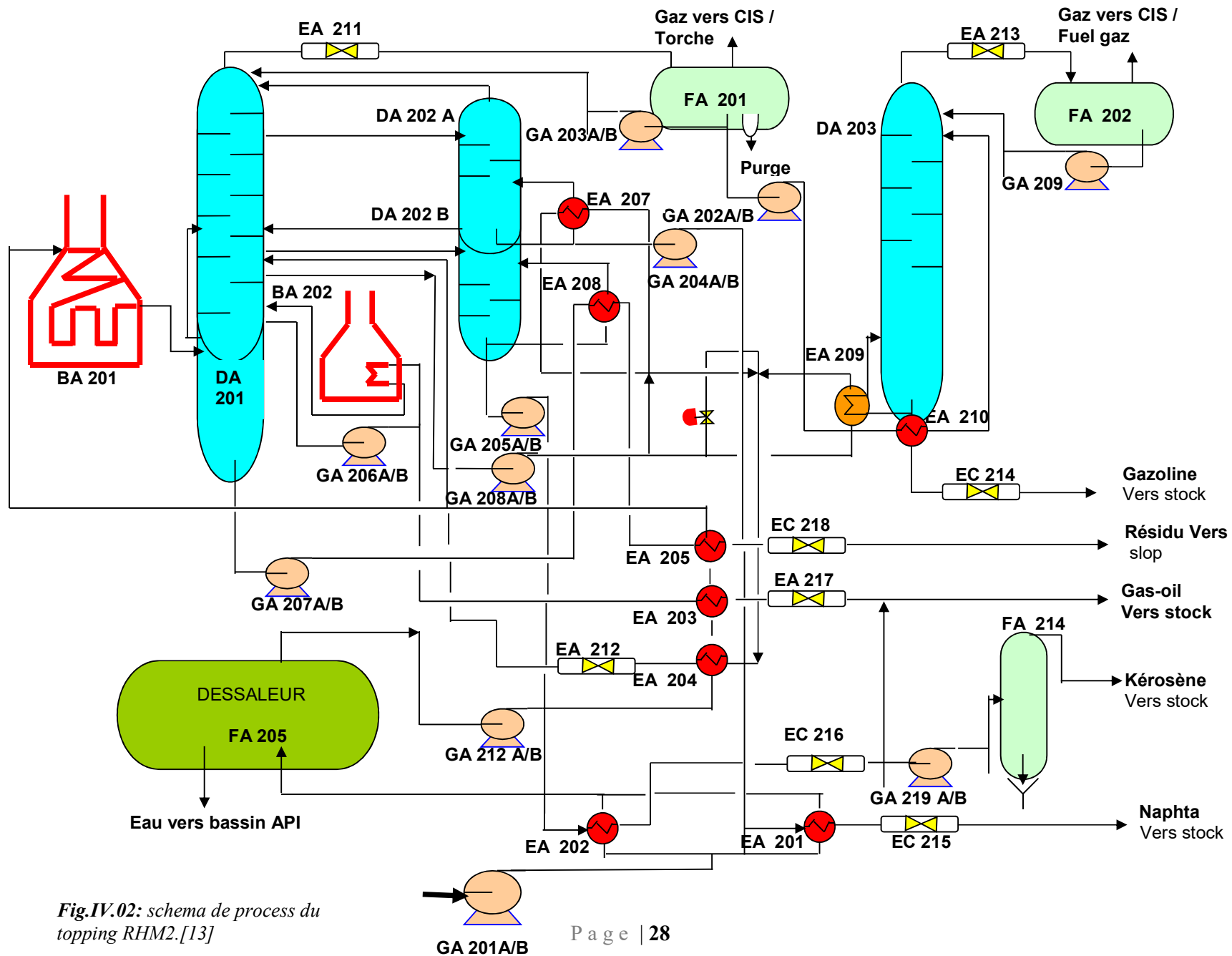


Fig.IV.02: schéma de process du topping RHM2.[13]

V.1. Présentation du problème :

A partir de l'année 1994 et jusqu'à ces jours-là, la demande sur la coupe lourde (Kérosène + Gas-oil) est devenue croissant, et le stock est maintenu plus bas.

Devant une capacité de traitement limitée de 1070000 (t/an) de brut d'une part, et d'autre part, un four qui limité par la température de ces peaux tubes, l'unité topping n'a pas permet la récupération de tout le gasoil.

La RHM2 est soumis à des obligations pour récupérer la totalité de Gas-oil contenue dans le brut, pour satisfait la demande de cette matière sur sa zone d'activité.

V.1.1. Objectif de l'étude :

L'objectif de l'étude sera d'optimiser la marche de l'unité pour une meilleur récupération du Gas-oil ; qui consiste en l'augmentation de cette matière.

Pour cela, nous vérifierons l'influence négative des contraintes à l'exploitation sur la production du Gas-oil, et déterminer la qualité de la charge et les conditions nécessaire pour un meilleur rendement en Gas-oil qui satisfait aux spécifications imposées au Gas-oil commerciale.

V.2. Les contraintes qui influencent l'exploitation :

Nombre de problèmes influencent sur le rendement en carburants lourds, kérosène et Gas-oil, et qui perturbé la production en ce dernier coupes,

Les problèmes qui influencent directe sur la coupe lourde (Kérosène + Gas-oil) :

- Qualité de la charge.
- Mauvaise conception du four BA201.
- Mauvais dessalage.
- Les arrêts à cause des échangeurs (problèmes d'encrassement).

1. Qualité de la charge :

Initialement l'alimentation en brut de la raffinerie était prévue par le brut stabilisée ayant une densité de 0.8025. Actuellement, la charge d'alimentation est devenue très légère, car la densité du brut est de l'ordre de 0,7980. Cette baisse de densité est l'une des conséquences de la réinjection du gaz dans les puits des champs pétroliers de HASSI MESSAOUD pour augmenter le rendement en production du brut.

Le tableau ci-dessous montre la différence entre les deux charges :

Tableau.V.01 : La différence entre les deux charges cas design et cas actuel.

	d^{15}_4	Tension de vapeur à 37°C	Pression de distillation (bar)	Temp. de dessalage (°C)	Pression entrée four (bar)	Temp. Entrée four (°C)	Temp. Sortie four (°C)
Cas design	0.8013	0.75 bar	2.7	108	7.8	213	370
Cas actuel	0.783	1.10 bar	2.4	75	16	190	340

2. Mauvais dessalage :

Point d'injection de l'eau de dessalage en amont des pompes de charge crée une émulsion stable, et la diminution de la température affecte l'efficacité du dessaleur.

3. Four Topping BA201 :

C'est un four du type tubulaire ayant 12 brûleurs, alimentés en fuel gaz provenant du FA990, installé pour l'apport de chaleur complémentaire à la charge de la colonne de fractionnement en augmentant sa température de 190°C sortie de EA205 à 340°C température de fractionnement. Mais il est constaté, depuis le démarrage de l'unité, que les températures de peaux des tubes des passes extrêmes sont plus élevées que celles maximales du design, raison pour laquelle l'unité travaille avec d'environ 75% de sa capacité, car le problème se posera grossièrement en augmentant le débit de la charge d'alimentation, jusqu'au changement des tubes du four (an 2000).

Le 02/03/2017 : Débit 170 m3/h.

Tableau.V.02 : Les températures et les débits de chaque passe dans le four (cas actuel).

Passe	A	B	C	D	E	F
Débit dans chaque passe	29.6	23.8	25.2	24.5	39	24.5
Température de peau	450	436	419	436	454	459

Deux causes principales qui ont entraînés cette augmentation :

- 1- Présence des gaz avec la charge brute car il s'agit d'un brut non stabilisé au moment où le design prévoit un brut stabilisé.
- 2- Dépôt de coke sur les tubes donc il faut une chaleur supplémentaire pour chauffer la charge à 360°C.

Le four BA201 a subi un nombre important d'interventions dues principalement à une mauvaise conception du système de support du faisceau ainsi que la disposition de l'alimentation à l'entrée (manifold). La qualité de brut d'alimentation a accentué le mauvais fonctionnement par rapport au design.

Tableau.V.03 : Les interventions subit au four BA201.

Année	Révision	Intervention majeures	Causes
1999	Curative	Changement des étriers en zone de radiation.	Déformation des étriers.
2000	Triennale avancée	Changement de 32 tubes en zone de convection et de 15 tubes en zone de radiation.	Suite incendie du four.
2014	Triennale	Réparation des deux fours BA201/202 (casing + voutes + zones de radiation étrillés + réfractaire)	Fissuration casing. Arrachement et déformation étrillés. Cassure des vantelles

4. Les arrêts à cause des échangeurs (problèmes d'encrassement) :

Encrassement des échangeurs du train de préchauffe, en particulier EA201, EA202 et EA204.

Colmatage des tubes des aéro-réfrigérants. EC216 (kérosène) et EC218 (résidu atmosphérique).

Ces contraintes influencent directement sur le rendement de la coupe lourde (Gas-oil + kérosène), pour régler ces problèmes il faut optimiser les paramètres de marche qui proche de celle du design (débit, rendement de la coupe lourde, température sortie four).

V.3. Charge maximale de l'unité :

Les charges annuelles traitées par l'unité ne peuvent pas comparées à sa capacité, car la durée totale des arrêts pendant l'année est différente de celle prévue par le design.

Donc pour la détermination de la charge maximale de l'unité on compare les débits horaires de la charge pendant les trois dernières années.

a) Bilan d'exploitation :**An 2014 :****Tableau.V.04 : Le bilan d'exploitation année 2014.**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Nbr Heurs de marche	744	672	724	720	744	684	656	744	680	723	710	744
Charge en (t)	96956	88679	98271	96795	97937	89079	82507	95870	89565	96737	94948	99658
Débit moy (t/h)	130.3	131.9	135.7	134.4	131.6	130.2	125.7	128.8	131.7	133.8	133.7	134

An 2015 :**Tableau.V.05 : Le bilan d'exploitation année 2015.**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Nbr Heurs de marche	0	391	742	720	742	720	744	744	720	744	718	715
Charge en(t)	0	51413	98305	96418	99192	96487	100053	99465	96581	97691	94738	94079
Débit moy (t/h)	0	131.4	132.4	133.9	133.6	134.0	134.4	133.6	134.1	131.3	131.9	131.5

An 2016 :**Tableau.V.06 : Le bilan d'exploitation année 2016.**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Nbr Heurs de marche	744	691.5	743	717	744	703	725	727	720	744	670	736
Charge en (t)	98233	90613	97596	94920	97753	93665	96302	97758	94756	98656	88770	96740
Débit moy (t/h)	132	131	131.3	132.3	131.3	133.2	132.8	134.4	131.6	132.6	132.5	131.4

b) Réalisation de l'unité comparée à sa capacité :

La capacité de l'unité est donnée par le bilan matière design.

Tableau.V.07 : La capacité de l'unité cas design [13].

Charge (t/an)	Nbr heures de marche	Débit (t/h)	d ¹⁵ ₄	Débit (m ³ /h)
1090000	8000	136.221	0.8013	170

On compare les différentes charges traitées dans les trois dernières années avec la capacité par le graphique suivant :

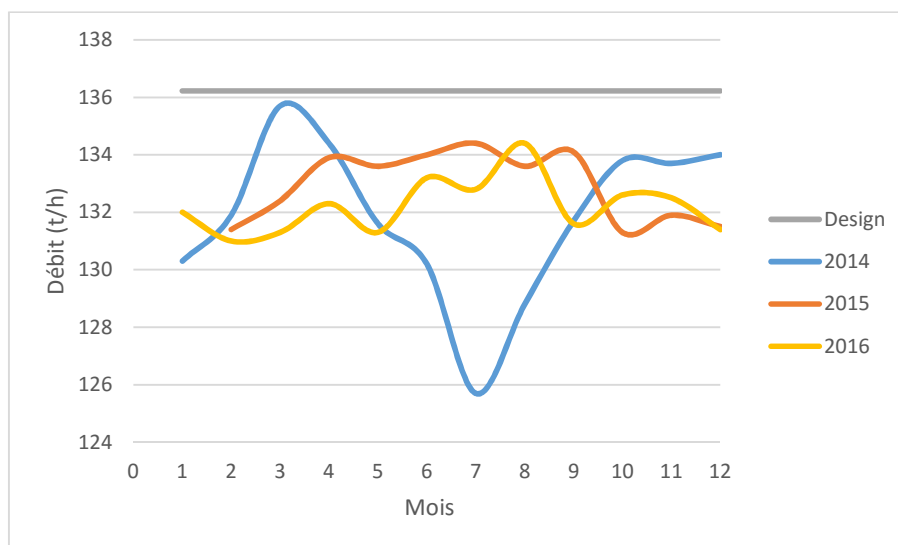


Fig.V.01 : Les différentes charges traitées dans les trois dernières années.

La charge horaire traitée par l'unité s'écarte peu de celle prévue par le design, cette différence due à nombreuses problèmes, on peut citer :

- La mauvaise qualité du brut par rapport à celle étudié par le design.
- Les arrêts non programmés.

On prendra donc dans les calculs la capacité maximale comme charge maximale de l'unité.

V.4. Rendement actuel en gas-oil :

Du fait de l'évolution simultanée de la demande sur le gas-oil et le kérosène, la détermination du rendement actuel en gas-oil revient à déterminer le rendement en ces deux coupes mélangées et ce, dans les trois dernières années.

a. Bilan de production :

An 2014 :

Tableau.V.08 : Le bilan de production de mélange année 2014.

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Charge en (t)	99245	86238	98181	95950	91817	93661	94922	98967	96034	99435	95614	16575
Gas-oil + kéro	40456	34258	40521	40211	36711	39653	39675	42042	39148	41494	36928	6247
Rendement en mélange	40.76	39.72	41.27	41.9	39.98	42.33	41.79	42.48	40.76	41.72	38.62	37.68

An 2015 :**Tableau.V.09 : Le bilan de production de mélange année 2015.**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Charge en(t)	0	51413	98305	96418	99192	96487	100053	99465	96581	97691	94738	94079
Gas-oil + kéro	0	16699	37724	38588	39391	38338	40654	40148	37639	36840	35049	33650
Rendement en mélange	0	32.48	38.37	40.02	39.71	39.73	40.63	40.36	38.97	37.71	37.00	35.76

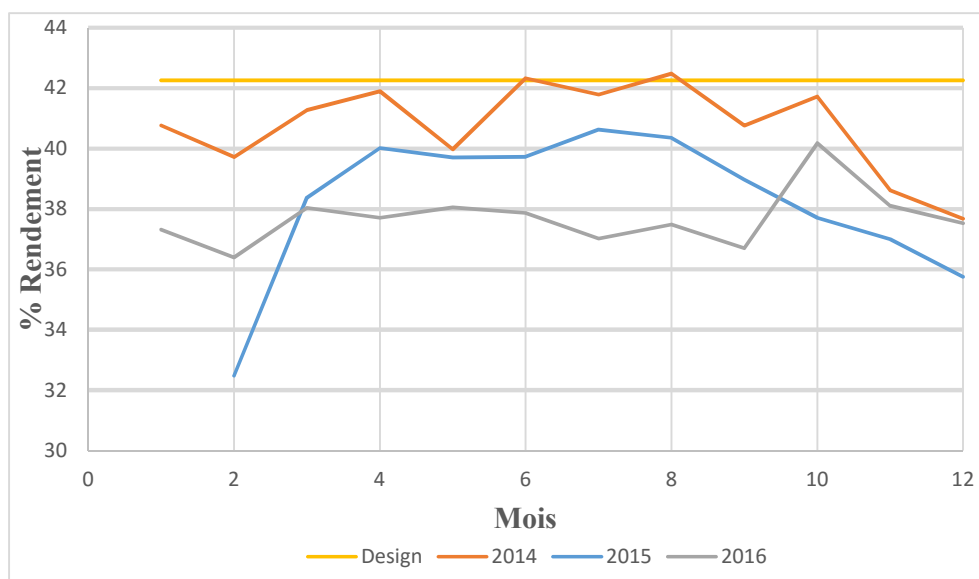
An 2016 :**Tableau.V.10 : Le bilan de production de mélange année 2016.**

Mois	Jan	Fev	Mar	Avr	Mai	Jun	Jul	Aou	Sep	Oct	Nov	Déc
Charge en (t)	98233	90613	97596	94920	97753	93665	96302	97758	94756	98656	88770	96740
Gas-oil + kéro	36669	32985	37130	35803	37209	35472	35659	36657	34777	39640	33832	36316
Rendement en mélange	37.32	36.40	38.04	37.71	38.06	37.87	37.02	37.49	36.70	40.18	38.11	37.53

b. Le rendement prévu du design :

Charge (t)	Kérosène	Gas-oil	Rendement mélange (%)
1090000	42000	419000	42.29

On compare les différents rendements de mélange (Gas-oil + Kérosène) dans les trois dernières années avec celle du design par le graphique suivant :

**Fig.V.02 : Evolution du rendement en gas-oil.**

Ce graphe montre que le rendement actuel en gas-oil est plus faible que la valeur de design, et le rendement en l'an 2014 est supérieur à celui des années 2015 et 2016.

Cette différence est réalisée grâce à l'intervention effectuée sur le four BA201 et BA 202.

c. Gain en gas-oil avec une charge stabilisée :

- Le rendement (design) :

Tableau.V.11 : Le rendement dans les cas design [13].

Coupes	% poids	% volume	Production			Densité
			t/j	m ³ /j	m ³ /h	
Légers ≤12	3,79	4,9	99,77	199,92	8,33	/
Gazoline (12-80)	9,01	10,82	294,82	441,36	18,39	0,6680
Naphta (80-165)	19,28	20,79	631,03	848,16	35,34	0,7440
Kérosène (165-250)	20,71	7,72	248,25	314,88	13,12	0,7884
Gas-oil (250-375)	21,56	32,88	1155,84	1341,36	55,89	0,8617
Résidu (+375)	25,65	22,87	839,59	932,88	38,87	0,900
Total	100	100	3269,30	4080	170	0.8013

- Le rendement actuel en cas de charge CIS :

Tableau.V.12 : Le rendement dans les cas actuel charge CIS.

Coupes	% poids	% volume	Production			Densité
			t/j	m ³ /j	m ³ /h	
Légers ≤12	11,33	14,14	354,506	576,91	24,03	/
Gazoline (12-80)	39,7	8,61	238,76	351,12	14,63	0,6800
Naphta (80-165)	19,11	20,47	617,36	834,96	34,79	0,7394
Kérosène (160-250)	7,67	7,71	247,87	314,4	13,10	0,7884
Gas-oil (250-340)	30,25	27,81	977,58	1134,48	47,27	0,8617
Résidu (+340)	24,21	21,12	778,54	861,6	35,90	0,9036
Total	100	100	3223,2	4080	170	0,79

- Le rendement actuel en cas de charge UTBS :

• **Tableau.V.13** : Le rendement dans les cas actuel charge UTBS.

Coupes	% poids	% volume	Production			Densité
			t/j	m ³ /j	m ³ /h	
Légers ≤15,1	9,51	9,83	312,427	401,06	16,71	/
Gazoline (15,1-80)	9,58	11,41	311,32	465,36	19,39	0,6690
Naphta (80-160)	18,04	19,30	586,48	787,44	32,81	0,7448
Kérosène (160-250)	7,39	7,57	240,06	308,64	12,86	0,7778
Gas-oil (250-340)	32,46	31,51	1055,21	1285,44	53,56	0,8209
Résidu (+340)	22,99	20,36	747,40	830,64	34,61	0,8998
Total	100	100	3259,51	4080	170	0,7989

On compare les différents rendements en produits pétroliers des charges traitées par le graphique suivant :

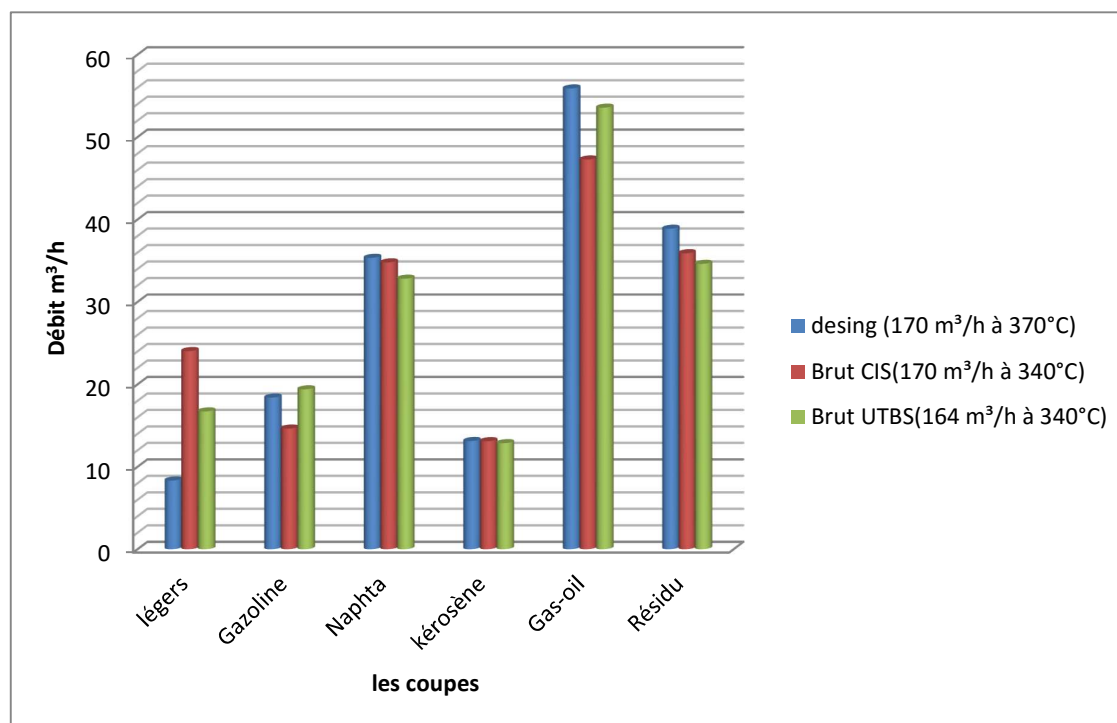


Fig.V.03 : Le rendement en Gas-oil.

Ce graphe montre que les résultats des rendements obtenus par la charge UTBS est proche de celle obtenu par le design, par contre les résultats de la charge CIS est écarté à celle du design, cet écart est dû à l'injection d'eau et les légers contenue dans le brut.

V.5. Etude de résidu atmosphérique :

L'étude de résidu atmosphérique donne les résultats suivants [14] :

Tableau.V.13 : L'étude de résidu atmosphérique

% distillé	PI	5	10	20	30	40
T°C	120	235	292	350	380	390

Ce tableau montre qu'il y a au minimum 20% de Gas-oil perdu dans le Résidu atmosphérique.

Donc la quantité perdu est de :

$$D'_r = \rho \times D_r = 0.20 \times 34,61 = \boxed{6,922 \text{ m}^3 / h}$$

Et par une densité de mélange égale à 0,8209 on a :

$$D'_r = 6.922 \times 0.8209 = 5.682 \text{ Tonnes / h}$$

$$D'_r = 5.682 \times 24 = 136.374 \text{ Tonnes / j}$$

$$D'_r = 136.374 \times 365 = \boxed{49776.51 \text{ Tonnes / an}}$$

Ce résultat montre qu'il y a une quantité de Gas-oil perdu dans le résidu et que le taux de vaporisation est insuffisant pour vaporiser la totalité du Gas-oil contenue dans le brut.

V.6. Calcul du pourcentage vaporisé nécessaire pour la récupération maximale du gas-oil :

Le rendement calculé étant supérieur à celui actuel, cela se traduit par la présence d'une quantité de gas-oil résiduelle, et dont la récupération nécessite une vaporisation plus importante en fond de la colonne. On calcule donc le taux de vaporisation dans le cas de la récupération de cette quantité ; et ce pour pouvoir déterminer les conditions, nécessaires et suffisantes à l'optimisation du rendement en cette matière. Ce calcul passera par les étapes suivantes :

1. Tracée la courbe TBP du pétrole brut :

D'après l'annexe n° 03 (Tableau de distillation TBP de BRUT UTBS/HMD) en trace le courbe TBP du pétrole Brut :

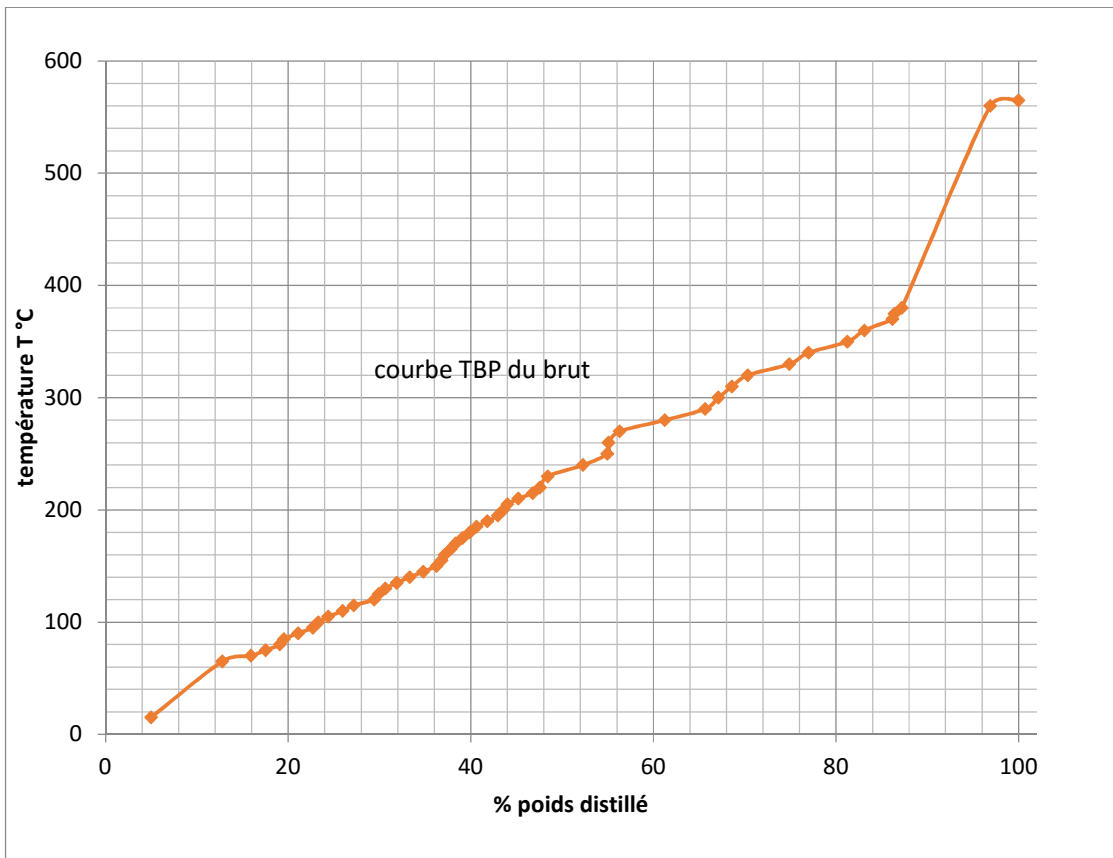


Fig.V.04 : Courbe de distillation TBP.

2. Tracée des courbes de flash du pétrole brut :

a- Calcul de la pente (10-70) TBP :

$$\text{Pente (10-70) TBP} = \tan \alpha$$

$$\tan \alpha = \frac{TBP^{70\%} - TBP^{10\%}}{70 - 10} \quad (^\circ\text{C} / \%)$$

On trouve $TBP^{70\%}$ et $TBP^{10\%}$ à partir de la « courbe TBP » du pétrole brut

$$TBP^{70\%} = 318^\circ\text{C}$$

$$TBP^{10\%} = 50^\circ\text{C}$$

$$\text{Donc : } \tan \alpha = \frac{318 - 50}{70 - 10} = 4.46 \quad (^\circ\text{C} / \%)$$

- LRF : Ligne de référence de la courbe de flash.
- LRD : ligne de référence de la courbe de distillation.

b- Calcul de température $T_{50\%}^{LRD}$:

$$T_{50\%}^{LRD} = T_{10\%}^{LRD} + (50 - 10) \times \tan \alpha^{LRD} \quad \text{Avec : } (T_{10\%}^{LRD} = T^{TBP}_{10\%})$$

$$T_{50\%}^{LRD} = 50 + 40 \times 4,46 = \boxed{228,4^{\circ}\text{C}}$$

c- Tracée LRD à partir de $T_{50\%}^{LRD}$ et $T_{10\%}^{LRD}$:

L'équation de cette droite est :

$$T^{LRD} = 4,46 \cdot m (\%) + 5,4 \quad m : \text{pourcentage massique}$$

d- La courbe de flash à 1 atm :

En utilise le graphe de **J.B MAXWELL** (Fig.01 Annexe n°04) pour l'estimation de la courbe de vaporisation à partir de la TBP, on trouve :

$$\Delta T_{50\%} (LRD - LRF) = \boxed{22,5^{\circ}\text{C}}$$

$$\tan_{\alpha}^{LRF} = \text{pente} (10 - 70) LRF = \boxed{2,7}$$

La détermination de $\Delta T^{50\%} (LRD - LRF)$, ceci permettra de connaître le point 50% de LRF :

$$T_{50\%}^{LRF} = T_{50\%}^{LRD} - \Delta T^{50\%} (LRD - LRF)$$

$$T_{50\%}^{LRF} = 228,4 - 22,5 = \boxed{205,9^{\circ}\text{C}}$$

Puis, on calcule les points 10% et 70% de la ligne de référence de la CF (LRF) de la manière suivante :

$$T_{10\%}^{LRF} = T_{50\%}^{LRF} - [(50 - 10) \tan \alpha^{LRF}] = T_{10\%}^{LRF} = \boxed{97,9^{\circ}\text{C}}$$

$$T_{70\%}^{LRF} = T_{50\%}^{LRF} - [(70 - 50) \tan \alpha^{LRF}] = T_{70\%}^{LRF} = \boxed{259,9^{\circ}\text{C}}$$

Donc en trace la ligne LRF à partir $T_{10\%}^{LRF}$, $T_{70\%}^{LRF}$:

On a l'équation de cette ligne est :

$$T^{LRF} = \tan \alpha^{LRF} \times m(\%) + T_{0\%}^{LRF}$$

$$T^{LRF} = 2,7 \times m(\%) + 70,9$$

Puis en calcul les points de la ligne référence de température en la courbe TBP et sa ligne de référence pour un pourcentage vaporisé quelconque, et si $\Delta t'$ (F) est la différence de température entre la (CF) et sa ligne de référence pour le même pourcentage vaporisé, le graphe de **MAXWELL** donne le rapport $\Delta t' (F) / \Delta t (F)$ en fonction du pourcentage vaporisé, pour cela on détermine la $\Delta t' (F)$ il suffit ensuite de porter les points de la courbe de flash correspondant aux pourcentage vaporisés en ajoutant ou retranchant aux températures de la ligne de référence les $\Delta t' (F)$, ceci nous permet d'arriver aux résultats suivants :

Tableau.V.14 : Résultat de calcul des températures de courbe de flash à 1 atm.

% poids	T ^{TBP} °C	T ^{LRD} °C	Ecart TBP/LRD	$\Delta t'(F)/$ $\Delta t(F)$	$\Delta t'(F)$ calculé	T ^{LRF} °C	T ^{CF} °C
10	50	50	0	0,4	0	97,9	97,9
15	68	72,3	-4,3	0,37	-1,591	111,4	109,8
20	86	94,6	-8,6	0,35	-3,01	124,9	121,89
30	128	139,2	-11,2	0,33	-3,696	151,9	148,20
40	182	183,8	-1,3	0,33	-0,429	178,9	178,47
50	236	228,4	7,6	0,33	2,508	205,9	208,4
60	275	273	2	0,33	0,66	232,9	233,5
70	318	317,6	0,4	0,33	-0,132	259,9	260
75	330	339,9	-9,9	0,33	-3,267	273,4	270,1
80	348	362,2	-14,2	0,33	-4,686	286,9	282,2
90	440	406,8	33,2	0,33	10,956	313,9	324,8
100	560	451,4	108,6	0,33	37,748	340,9	378,64

$$\Delta t'(F) = T^{CF} - T^{LRF} \quad \text{donc } T^{CF} = \Delta t'(F) + T^{LRF}$$

En exploitant le diagramme de COXCHART (Fig.02 Annexe n°04), sachant que la pression à l'entrée de la colonne de distillation est de P = 3,2 atm

Le tableau suivant montre les résultats calculés :

Tableau.V.15 : Résultat de calcul des températures de courbe de flash à 3,2 atm.

Poids	10	15	20	30	40	50	60	70	75	80	90	100
T ^{CF} °C	143	157	169	198	230	262	290	317	232	345	387	435

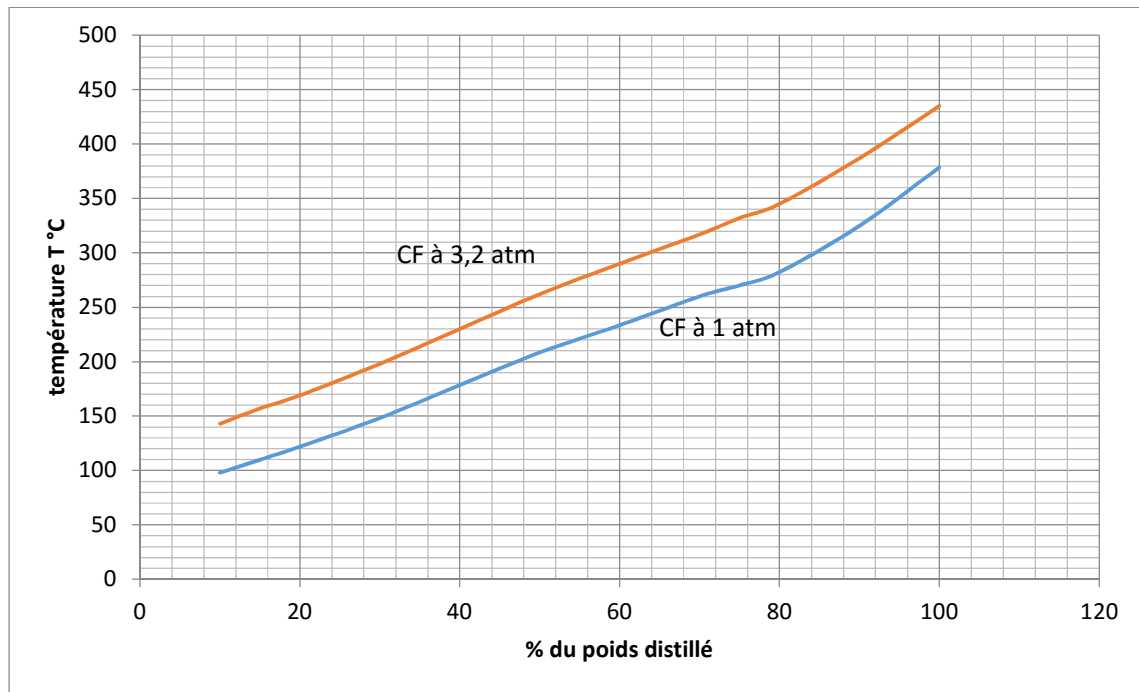


Fig.V.05 : Les courbes de flash à 1 atm et 3,2 atm.

3. Estimation de la courbe TBP des vapeurs :

La quantité du gas-oil non vaporisé sera perdue dans le résidu alors que celle qui sera récupéré dans le brut provient des vapeurs dégagées à la température de service actuelle dans la zone de flash. Ces vapeurs seront acheminées vers la zone de fractionnement ou elles seront fractionnées.

Le rendement dans ce cas est calculé uniquement sur les vapeurs, il y a donc lieu de tracer la courbe TBP de la phase vapeur, pour cela on utilise la méthode d'OBRYATCHIKOV :

Soit :
$$Y = \frac{aX}{1+(a-1)X}$$

X : fraction TBP de la phase liquide

Y : fraction TBP de la phase vapeur

Le coefficient a est déterminé en fonction de la pente de la courbe TBP. On obtient :

$a = 44$ (à partir du diagramme d'OBRYATCHIKOV annexe n °04 Fig.03).

L : pourcentage du liquide sur le brut (23,02%).

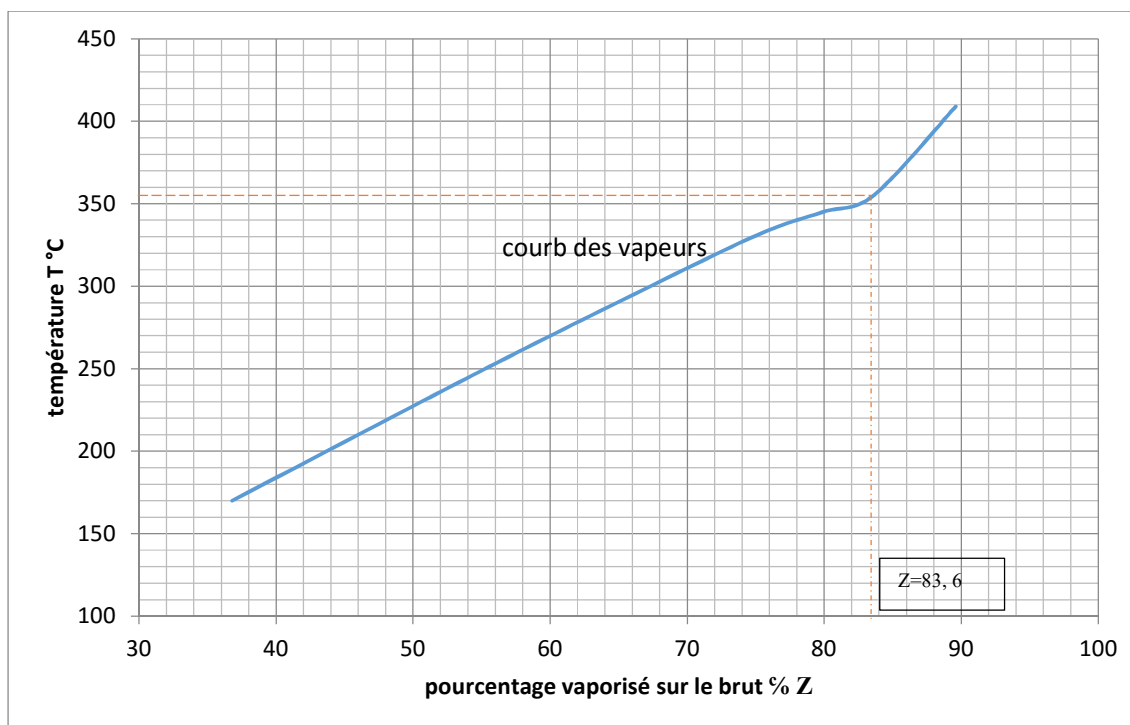
V : pourcentage des vapeurs sur le brut (76,98%).

Z : pourcentage vaporisé sur le brut. Sachant que $Z = LX + VY$

Et pour chaque concentration Z trouvé, sa projection sur la courbe TBP du brut donne une certaine température. Les résultats obtenus sont les suivants :

Tableau.V.16 : Résultat d'estimation de courbe des vapeurs.

X	0,02	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,6	0,7	0,8	0,9	1,00
Y	0,473	0,698	0,830	0,916	0,949	0,967	0,985	0,990	0,994	0,997	1,00
LX	0,004	0,011	0,023	0,046	0,069	0,092	0,138	0,161	0,184	0,207	0,23
VY	0,364	0,537	0,638	0,705	0,730	0,744	0,758	0,762	0,765	0,767	0,769
Z	0,368	0,548	0,661	0,751	0,799	0,836	0,896	0,923	0,949	0,974	1,00
T °C	170	248	295	331	345	355	409	470	530	560	565

**Fig.V.06** : Courbe de distillation TBP de la phase vapeur.

4. Calcule bilan matière de zone de flash à partir de la courbe de distillation TBP de la phase vapeur :

Le but de ce calcul est la détermination de la quantité des vapeurs nécessaires pour constituer l'ensemble des soutirages de la zone de rectification, ainsi que le reflux de la zone de flash.

Comme cela est montré par le schéma ci-dessus, les différents soutirages de la colonne DA201 sont constitués à partir des vapeurs formées préalablement dans la zone de flash. Le débit de cette vapeur doit donc être au moins égale à la somme des différents soutirages,

$$V = R_{zf} + \sum \text{Soutirages}$$

L'utilisation de la courbe de distillation TBP de la phase vapeur est pour la détermination du rendement de Gas-oil avec une coupe de (PI : 250 – PF : 355) °C a donné les résultats suivants :

La projection du PF du gas-oil sur la courbe TBP des vapeurs donne $Z = 83,6\%$.

Le tableau ci-dessous montre le bilan de matière dans la zone de flash :

Tableau.V.17 : Résultat de calcul de la zone du flash.

	% poids	% volume	Débit (t/h)	Débit (m ³ /h)	Densité
V	83,6	85,84	113,44	145,93	0,7773
R _{zf}	-2,189	-2,11	-2,963	-3,6	0,8230
Soutirages	81,61	83,73	110,476	142,33	0,7761
Résidu initial	16,2	14,17	21,929	24,07	0,9110
R _{zf}	+2,189	+2,11	+2,963	+3,6	0,8230
Résidu atmosphérique	18,39	16,28	24,892	27,67	0,8996

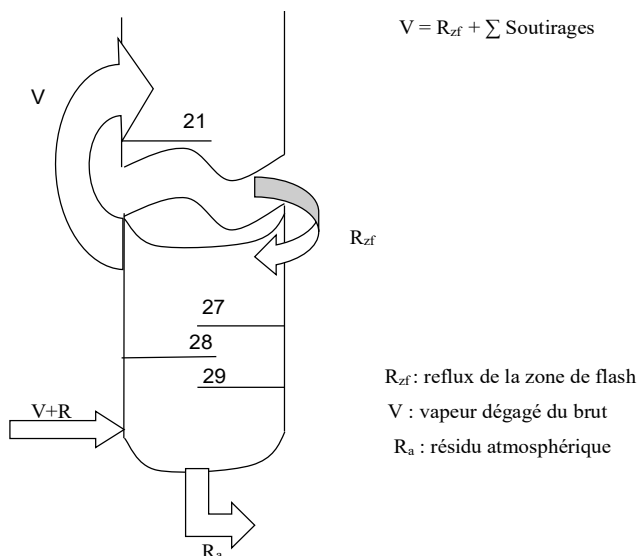


Fig.V.07 : La zone de rectification de la colonne de distillation.

5. Interprétation des résultats :

Les résultats précédents montrent, qu'en travaillant à pleine charge, avec la marche du topping actuelle, une quantité de gas-oil, évaluée au cours de cette étude à 49 776,51 t est perdue annuellement. Pour la récupération de cette quantité, le taux de vaporisation du brut à la sortie du four principale BA 201 doit passer de 76,98% qui est sa valeur actuelle à 83,61%. Cela n'est possible qu'à une température en fond de colonne dépassé de 350°C à la pression de 3,2 bars.

V.7. Température optimale pour une meilleure récupération du gas-oil :

Après l'étude du pourcentage de vaporisation pour la meilleure récupération du gasoil, le brut doit être chauffé jusqu'à la température de 355°C ce qui donnera les rendements suivants :

Tableau.V.18 : Le rendement dans les cas proposé.

Coupes	% poids	% volume	Production			Densité
			t/j	m ³ /j	m ³ /h	
Légers ≤15,1	9,51	9,83	312,427	401,06	16,71	/
Gazoline (15,1-80)	9,58	11,41	311,32	465,528	19,397	0,6690
Naphta (80-160)	18,04	19,30	586,48	787,44	32,81	0,7448
Kérosène (160-250)	7,39	7,57	240,228	308,64	12,86	0,7778
Gas-oil (250-355)	36,67	35,559	1191,552	1451,52	60,48	0,8209
Résidu (+355)	18,39	16,28	597,539	664,08	27,67	0,8998
Total	100	100	3248,762	4078,488	170	0,7968

Notant que la température maximale qu'on atteint actuellement n'est que de 340°C. Au-delà de cette valeur, la température de peau tube du four dépassera son seuil de sécurité fixé par le constructeur à 500°C.

V.8. Proposition pour l'amélioration de rendement du four :

D'après l'étude menée sur le four, l'augmentation de la température de sortie du four nécessite une augmentation de celle-ci à l'entrée qui pourra être obtenue grâce à un nouvel échangeur (EA 200) placé à la section préchauffage du brut.

Le circuit de préchauffage actuel est montré dans le figure suivant :

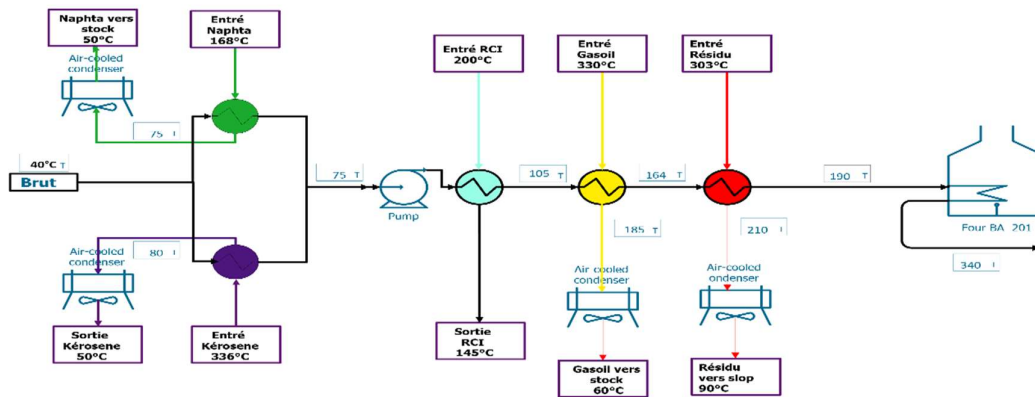


Fig.V.08 : Circuit actuel de section préchauffage de brut.

V.8.1 Proposition d'un nouvel circuit :

L'augmentation de la température entrée four BA201 se fait grâce à l'intégration d'un nouvel échangeur EA200 dans la section de préchauffage de brut, le fluide caloporteur choisis est le résidu car il sort avec grande énergie, cet échangeur localisé en amont de dessaleur FA205, et son rôle consiste à assurer l'échange thermique entre le brut et le résidu qui vient de la sortie de l'échangeur EA205, afin d'augmenter la température entrée four BA201. En utilisant la méthode de **KERN** pour le calcul d'échangeur à faisceaux et calandre.

Le fluide caloporteur est le résidu atmosphérique sortant de l'échangeur EA 205. Son rôle consiste à augmenter la température de brut, en même temps il refroidit le résidu vers slop. (Donc plus le gain de température sur le brut, et on élimine les aéro EC 218A et EA 218B).

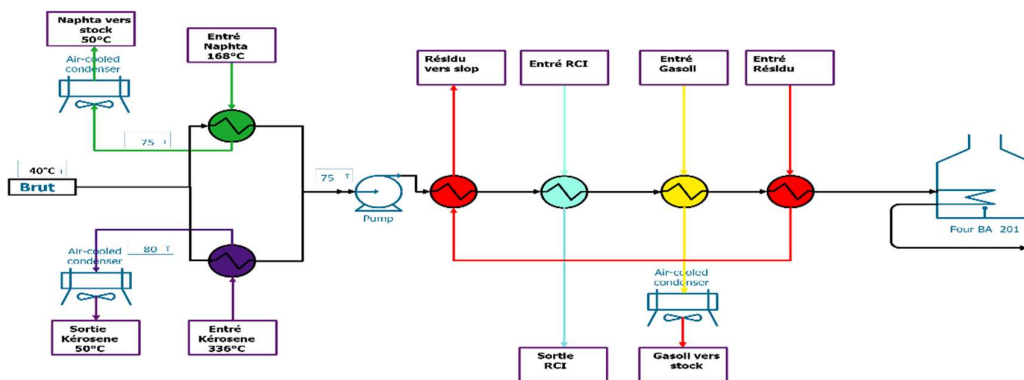


Fig.V.09 : Nouveau circuit de section préchauffage de brut.

V.8.1.1 Calcul d'un échangeur à faisceau et calandre (méthode du KERN) : [10]

Pour le calcul et la dimensionnement d'un échangeur à faisceaux et calandre, la méthode du KERN est une méthode semi empirique, basé sur un travail expérimental concernant les échangeurs commerciaux.

➤ **Principe de la méthode :**

1- Bilan thermique : $Q = M.Cp(T_1 - T_2) = m.Cp'(t_2 - t_1)$

2- Calcul de la température moyenne logarithmique : ΔTLM

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

3- Calcul de la température moyenne corrigée : $\Delta TLM_{corrigée} = \Delta TLM . F$

Où : F est déterminée à partir de l'annexe n°05 : $F = f(R, E)$

Avec : $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$ et : $E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$

4- Choix de l'appareil :

- Déterminer Us (coefficient d'échange), selon la nature des fluides misent en service d'après l'annexe n°06.

- Estimation de la surface : $A' = \frac{Q}{Us F \Delta TLM}$

- Choisir le diamètre et la disposition de tubes :

D'après tableau 01 (l'annexe n° 01)

5- Surface d'échange d'un tube : $a = \pi . d_e . L$

6- Estimation le nombre de tubes N'_t et du diamètre de la calandre D_c : $N'_t = \frac{A'}{a.n_c}$

Annexe n° 01 (tableau 3) donnant N_t le plus voisin possible de N'_t .

7- Section de passage coté calandre et le diamètre équivalent :

$$a_c = \frac{D_c}{P} \times (P - d_e) . B \quad \text{Avec} \quad B = \frac{\frac{D_c}{5} + D_c}{2}$$

Le diamètre équivalent dans le cas de PAS carré est : $D_e = \frac{4P^2}{\pi d_e} - d_e$

8- Calcul le nombre de chicane n_{ch} : $n_{ch} = \frac{L}{B}$

9- Détermination de la température calorique $T_C . t_C$:

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \quad \text{Et} \quad t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$\text{Où } F_c = f\left(\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}}, Kc\right) \text{ et } Kc = f(d_4^t, T^\circ) \quad (Kc \text{ et } F_c \text{ d'après l'annexe n°07.})$$

- Trouver la densité de fluide chaud à Δt_{ch} et Δt_{fr} :

$$d_4^{\Delta t_{ch}} = d_4^{15} - \alpha(t - 15) \dots\dots\dots (\alpha : \text{d'après l'annexe n° 08})$$

$$d_4^{\Delta t_{fr}} = d_4^{15} - \alpha(t - 15) \dots\dots\dots (\alpha : \text{d'après l'annexe n° 08})$$

- 10- Détermination des caractéristiques des fluides froid et chaud à la température T_c et t_c

$$\lambda \dots\dots\dots (\text{d'après l'annexe n°09})$$

$$C_p \dots\dots\dots (\text{d'après l'annexe n°10})$$

- 11- Calcul du coefficient de transfert propre Up :

a) Coté tube :

- Section par passé :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi \times d_i^2}{4}$$

- Calcul de la vitesse massique :

$$G_t = \frac{M}{a_t}$$

- Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{G_t \times d_i}{\mu}$$

- Le coefficient de film intérieur :

$$\text{Si Reynolds} > 2100 \quad J_h = 3,36 \cdot Re^{0,55}$$

$$\bullet \quad \frac{h_i}{\phi_t} = J_h \times \frac{\lambda}{d_i} \times \left(\frac{cp \times \mu}{\lambda}\right)^{1/3}$$

$$\bullet \quad \frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_i} \times \frac{d_i}{d_e}$$

b) Coté calandre :

- Section par passé :

$$a_c = \frac{D_c}{P} \times (P - d_e) \cdot B$$

- Calcul de la vitesse massique :

$$G_c = \frac{m}{a_c}$$

- Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{G_c \times D_e}{\mu'}$$

- Le coefficient de film intérieur :

$$\text{Si Reynolds} > 10000 \quad J_h = f(Re, L/d_i)$$

$$\frac{h_0}{\phi_c} = J_h \times \frac{\lambda'}{D_e} \times \left(\frac{cp' \times \mu'}{\lambda'}\right)^{1/3}$$

- Calcul de la température de tube (t_t) :

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_0}{\phi_t} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} \times (T_c - t_c)$$

- Détermination de μ_t à t_t :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14} \dots\dots\dots h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t}\right) \phi_t$$

- Détermination de μ'_t à t_t :

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_t}\right)^{0,14} \dots\dots\dots h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c}\right) \phi_c$$

- Calcul de coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_0 \cdot h_{i0}}{h_0 + h_{i0}}$$

12- La surface d'échange

$$A = \frac{Q}{U_p \cdot F \cdot DTLM}$$

13- Coefficient de la résistance d'encrassement :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s}$$

14- Calcul des pertes de charge au niveau des tubes :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t}{1.271 \cdot 10^{15} \times d_r} \times \left(\frac{f_t \times l}{d_l \times \phi_t} + 2 \right)$$

15- Calcul des pertes de charge côte calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_c \times (G_c^2) \times (N_c + 1) \times D_c}{1.271 \cdot 10^{15} \times d \times D_e \times \phi_c}$$

V.9. Dimensionnement d'un nouvel échangeur EA-200 :

➤ Les données de calculs

Côté faisceau : fluide chaud.

Côté calandre : fluide froid.

Tableau.V.19 : Les données de calcul de l'échangeur EA-200.

CARACTERISTIQUE DE L'APPAREIL				
Distribution de fluide	Côté calandre		Côté tubes	
Nature de fluide circulant	Brut		Résidu	
Débit total du fluide entant kg/h	135500		24900	
Température (entrée/sortie) C°	75.03	97.3	210	93.8
Densité	0.750	0.731	0.766	0.847
Viscosité cP	1.060	0.894	0.716	4.291
Chaleur Spécifique KJ/Kg-C	2.11	2.20	2.59	2.16
Conductibilité thermique W/m-C	0.1047	0.1004	0.1044	0.1195
Pression d'entrée bar eff.	18		6	

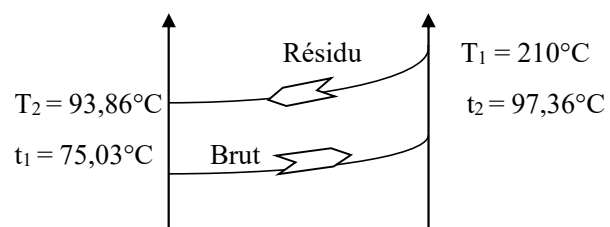


Fig.V.10 : Echangeur à Contre – courant.

1- Calcul du bilan thermique :

$$\text{Résidu : } Q = M \cdot Cp \cdot \Delta T = 24900 \cdot 0,56 \cdot (210 - 93,86) = \boxed{1619456,16 \text{ Kcal/h}}$$

$$\text{Brut : } Q = m \cdot Cp' \cdot \Delta t = 135500 \cdot 0,51 \cdot (97,86 - 75,03) = \boxed{1543114,65 \text{ Kcal/h}}$$

2- Calcul de la DTLM :

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{(210 - 97,36) - (93,86 - 75,03)}{\ln \frac{(210 - 97,36)}{(93,86 - 75,03)}} = \boxed{52,44 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

3- Calcul de la température moyenne corrigée :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{210 - 93,86}{97,36 - 75,03} = \boxed{5,20}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{97,36 - 75,03}{210 - 75,03} = \boxed{0,16}$$

Alors le facteur de correction est :

$$\boxed{F = 0,767} \dots\dots\dots (F: \text{ d'après l'annexe n°05})$$

Donc ;

$$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = \Delta TLM \cdot F = 52,44 \cdot 0,767 = \boxed{40,22 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$nt = 06$ Passes côté tube

$nc = 01$ Passe côté calandre

4- Choix de l'appareil :

On choisit la valeur initiale de U_s (coefficient d'échange), selon la nature des fluides misent en service.

$$U_s = \boxed{300 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \dots\dots\dots (U_s: \text{ d'après l'annexe n°06})$$

➤ Estimation de la surface d'échange :

$$A' = \frac{Q}{U_s F \Delta TLM} = \frac{1619456,16}{300 \cdot 0,767 \cdot 52,44} = \boxed{134,21 \text{ m}^2}$$

➤ Choisir le diamètre et la disposition de tubes :

D'après l'annexe n° 01 tableau (01) on choisit BWG 14 :

$d_i = 1,483 \cdot 10^{-2} \text{ m}$ (Diamètre intérieur de tubes).

$d_e = 19,05 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ (Diamètre extérieur de tubes).

$e = 2,10 \cdot 10^{-2} \text{ m}$ (Épaisseur de tubes).

D'après l'annexe n° 01 le tableau (2) la disposition des tubes en carré avec un pas $P=0,0254\text{m}$

5- Surface d'échange d'un tube :

La longueur de l'échangeur le plus utilisée est 20ft.

$$L = 6,096 \text{ m}$$

$$a = \pi \cdot d_e \cdot L = 3,14 \cdot 0,01905 \cdot 6,096 = 0,36 \text{ m}^2$$

6- Estimation le nombre de tubes N'_t et du diamètre de la calandre D_c :

$$A' = \pi \cdot d_e \cdot L \cdot N'_t \cdot n_c \implies N'_t = \frac{A'}{a \cdot n_c} = \frac{134,21}{0,36 \cdot 1} = 372,80$$

Avec :

A' : Surface d'échange nécessaire au transfert (m^2)

d_e : Diamètre extérieur de tubes (m)

L : Longueur de tubes (m)

n_c : Nombre de passe côté calandre

N'_t : Nombre de tubes estimé

Choix de l'appareil ($n_c=1$) ou des appareils en série annexe n° 01 (tableau 3) donnant N_t le plus voisin possible de N'_t , avec un nbre de passe coté tube $n_t=6$ par calandre.

A partir le tableau de disposition des tubes en carré on a :

Caractéristique	Symbole	La dimension		
Nombre de tube	N_t	420		
Diamètre de la calandre	D_c	68,6 cm	0,686 m	27"

7- Section de passage coté calandre et le diamètre équivalent :

$$a_c = \frac{D_c}{P} \times (P - d_e) \cdot B$$

$$B = \frac{\frac{D_c + D_c}{2}}{2} = \frac{\frac{0,686 + 0,686}{2}}{2} = 0,41 \text{ m}$$

$$a_c = \frac{0,686}{0,0254} \cdot (0,0254 - 0,01905) \cdot 0,41 = 0,07 \text{ m}^2$$

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi d_e} - d_e = \frac{4 \times 0,0254^2}{3,14 \times 0,01905} - 0,01905 = 0,024 \text{ m}$$

8- Calcul le nombre de chicane n_{ch} :

$$L = n_{ch} \times B$$

$$n_{ch} = \frac{L}{B} = \frac{6,096}{0,41} = \boxed{15}$$

9- Température calorique :

$$1- \text{Fluide visqueux Résidu : } T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

Les deux fluides son visqueux don on utilise l'annexe n° 07 pour trouver la valeur de Kc et Fc.

$$F_c = f\left(\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}}, K_c\right)$$

$$K_c = f(d_4^t, T^\circ)$$

- Trouver la densité de résidu à $\Delta t_{ch} = 116,14^\circ C$:

$$d_4^t = d_4^{15} - \alpha(t - 15) \dots\dots\dots (\alpha : \text{d'après l'annexe n° 08})$$

$$d_4^{116,14} = 0,9195 - 0,00062(116,14 - 15) = \boxed{0,85}$$

$$\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}} = \frac{97,36 - 75,03}{210 - 93,26} = \boxed{0,19}$$

D'après l'annexe n° 07 :

$$K_c = 0,35 \text{ et } F_c = 0,34 \text{ Alors que :}$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 93,86 + 0,34(210 - 93,86) = \boxed{133,22^\circ C}$$

2- Fluide visqueux Brut : $t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$

- Trouver la densité de brut à $\Delta t_{fr} = 22,33^\circ C$:

$$d_4^t = d_4^{15} - \alpha(t - 15) \dots\dots\dots (\alpha : \text{d'après l'annexe n° 08})$$

$$d_4^{22,33} = 0,7979 - 0,000778(22,33 - 15) = \boxed{0,7921}$$

$$\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}} = \frac{97,36 - 75,03}{210 - 93,26} = \boxed{0,19}$$

$$K_c = 0,1 \text{ et } F_c = 0,36 \dots\dots\dots (\text{d'après l'annexe n° 07})$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) = 75,03 + 0,34(97,36 - 75,03) = \boxed{83,06^\circ C}$$

10- Détermination des caractéristiques des fluides froid et chaud à la température**T_C et t_c :** λ(d'après l'annexe n°09) C_p(d'après l'annexe n°10)

D'après ces annexe les paramètres physiques du résidu et de brut est donné dans le tableau suivant :

Tableau V.20 : Les paramètres physiques du résidu et de brut.

	$T_{calorifique} \text{ } ^\circ\text{C}$	$C_p \text{ Kcal/Kg. } ^\circ\text{C}$	$\lambda \text{ kcal/m. h. } ^\circ\text{C}$	$\mu \text{ Kg/m. h}$
Brut	83,06	0,5127	0,144	3,51
Résidu	133,22	0,5536	0,1081	7,2108

11- Calcul du coefficient de transfert propre Up :**a) Coté tube :****➤ Section par passé :**

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi \times d_i^2}{4} = \frac{420}{6} \times \frac{3,14 \times 0,01483^2}{4} = \boxed{0,012 \text{ m}^2}$$

➤ Calcul de la vitesse massique :

$$G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{24900}{0,012} = \boxed{2075000 \text{ Kg/h. m}^2}$$

➤ Nombre de Reynolds :

$$R_e = \frac{G_t \times d_i}{\mu} = \frac{2075000 \times 0,01483}{7,2108} = \boxed{4267,52}$$

➤ Le coefficient de film intérieur :

$$\text{Si Reynolds} > 2100 \quad J_h = 3,36 \cdot R_e^{0,55}$$

$$\text{Donc } J_h = 0,36 \times (4267,52)^{0,55} = \boxed{35,71}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = J_h \times \frac{\lambda}{d_i} \times \left(\frac{C_p \times \mu}{\lambda} \right)^{1/3} = 35,71 \times \frac{0,1081}{0,01483} \times \left(\frac{0,5536 \times 7,2108}{0,1081} \right)^{1/3} = \boxed{866,81 \text{ Kcal/h. m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_i} \times \frac{d_i}{d_e} = 866,81 \times \frac{0,01483}{0,01905} = \boxed{674,79 \text{ Kcal/h. m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

b) Coté calandre :**➤ Section par passé :**

$$a_c = 0,07 \text{ m}^2$$

➤ **Vitesse massique :**

$$G_c = \frac{M}{a_c} = \frac{135500}{0,07} = \boxed{1935714,28 \text{ Kg/h.m}^2}$$

➤ **Nombre de Reynold :**

Diamètre équivalent de calandre $D_e = 0,024 \text{ m}$

$$R_e = \frac{G_c \times D_e}{\mu} = \frac{1935714,28 \times 0,024}{3,51} = \boxed{13235,65}$$

➤ **Le coefficient de film intérieur :**

$Re > 10000$ donc Régime turbulent.

On détermine j_h par abaque $j_h = f(R_e, L/d_i)$ (d'après l'annexe n°12)

$$J_h = 65$$

$$F = 0,14$$

$$\frac{h_0}{\phi_c} = J_h \times \frac{\lambda}{D_e} \times \left(\frac{cp \times \mu}{\lambda} \right)^{1/3} = 65 \times \frac{0,114}{0,024} \times \left(\frac{0,5127 \times 3,51}{0,114} \right)^{1/3} = \boxed{744,51 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\frac{h_0}{\phi_c} = 65 \times \frac{0,114}{0,024} \times \left(\frac{0,5127 \times 3,51}{0,114} \right)^{1/3} = \boxed{744,51 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

➤ **Calcul de la température de tube (t_t) :**

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_0}{\phi_t} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} \times (T_c - t_c)$$

$$t_t = 133,22 - \frac{674,79}{774,51 + 674,79} \times (133,22 - 83,06) = \boxed{109,87 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

➤ **Viscosité du brut à 109.87 °C :**

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{3,51}{2,72} \right)^{0,14} = \boxed{1,03}$$

$$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \times \phi_t = 674,79 \times 1,03 = \boxed{695,03 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

➤ **Viscosité de résidu à 109.87 °C :**

$$\phi_c = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{7,2108}{11,016} \right)^{0,14} = \boxed{0,94}$$

$$h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_c} \right) \times \phi_c = 774,51 \times 0,94 = \boxed{728,03 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

➤ **Calcul de coefficient de transfert propre (Up) :**

$$Up = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{674.79 \times 774.51}{674.79 + 774.51} = \boxed{360,60 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

12- La surface d'échange

$$A = \frac{Q}{Up \cdot F \cdot DTLM} = \frac{1619456,16}{360,60 \cdot 0,767 \cdot 52,44} = \boxed{111,65 \text{ m}^2}$$

13- Calcul de la résistance d'encrassement (Rs) :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{360,60 - 266,28}{360,60 \times 266,28} = \boxed{9,822 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C/kcal}}$$

14- Calcul de perte de charge :

Calcul de (f_t) on fonction de nombre de Reynolds est :

- Régime laminaire Reynolds < 2100 : $f_t = \frac{32}{Re}$
- Régime turbulent Reynolds > 2100 : $f_t = 0,0028 + 0,25 (Re)^{-0,32}$

Les résultats obtenus après les calculs sont affichés dans le tableau suivant :

Tableau V.21 : Les valeurs de coefficient de friction (f_t).

	n(nombre de passe)	Vitesse massique kg/h.cm^2	Reynolds (Re)	f_t	ϕ
Coté tube	6	207.500	4267.52	0.0202	1.03
Coté calandre	1	193.5714	13235.65	0.01479	0.94

• **Perte de charge du tube :**

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t}{1,271 \cdot 10^{15} \times d_r} \times \left(\frac{f_t \times l}{d_l \times \phi_t} + 2 \right)$$

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 6 \times (201,5)^2}{1,271 \cdot 10^{15} \times 0,846} \times \left(\frac{0,0202 \times 6,096}{0,01483 \times 1,03} + 2 \right) = \boxed{2,41 \cdot 10^{-9} \text{ kg/cm}^2}$$

• **Perte de charge coté calandre :**

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_c \times (G_c^2) \times (N_c + 1) \times D_c}{1,271 \cdot 10^{15} \times d' \times D_e \times \phi_c}$$

$$\Delta P_c = \frac{1 \times 0,01479 \times (193,5714)^2 \times (15 + 1) \times 0,686}{1,271 \cdot 10^{15} \times 0,744 \times 0,024 \times 0,94} = \boxed{2,85 \cdot 10^{-10} \text{ kg/cm}^2}$$

➤ **Résultat et paramètres de l'échangeur :****Tableau V.22 : Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-200.**

Propriété & paramètre		Symbole	La valeur
Energie échangée		Q	1619456,16 Kcal/h
Nombre de tubes nécessaires		N't	372
Nombre de tubes réels		Nt	420
Surface d'échange		A	111,65m ²
Différence de température moyenne logarithmique		$\Delta TLM_{\text{corrigée}}$	40,22 °C
Coefficient de transfert sale		Us	300 Kcal/h.m ² .°C
Coefficient de transfert propre		Up	360,60 Kcal/h.m ² .°C
Coefficient de film interne		h _{io}	695,03 Kcal/h.m ² .°C
Coefficient de film externe		h _o	728,03 Kcal/h.m ² .°C
Résistance d'encrassement		Rs	0,0098 h.m ² .°C/Kcal
Coté Tube	Nombre de passe	n _t	6
	Diamètre extérieur	de	19,05 mm
	Diamètre intérieur	di	14,83 mm
	Épaisseur	e	2,10 mm
	Pas carré	P	25,4 mm
	Longueur	L	6,096 m
	Débit de résidu	M	24900 Kg/h
	Température d'entrée de résidu	T ₁	210 °C
	Température de sortie de résidu	T ₂	94 °C
	Perte de charges	ΔP_t	2,41 10 ⁻⁹ kg/cm ²
Coté calandre	Nombre de passe	n _c	1
	Diamètre	Dc	68,8 cm
	Débit de Brut	m	135500 Kg/h
	Température d'entrée de Brut	t ₁	75 °C
	Température de sortie de Brut	t ₂	97 °C
	Perte de charges à l'extérieur des tubes	ΔP_c	2,85 . 10 ⁻¹⁰ kg/cm ²
	Nombre de chicanes	Nc	15

V.10. Recalcule de la section préchauffage de brut :**1- Déterminer la température de Brut sortie échangeur E-204 :**

$$RCI : Q = M.Cp.\Delta T = 73800.0,60.(210 - 145) = \boxed{2443720 \text{ Kcal/h}}$$

$$Q_{RCI} = Q_{Brut} \text{ donc :}$$

$$Brut : Q = m.Cp.\Delta t = 135500.0,51.(t_2 - 97,36) = \boxed{2443720 \text{ Kcal/h}}$$

Alors que :

$$t_2 = \frac{2443720}{135500 . 0,55} + 97,36 = \boxed{130,15 \text{ °C}}$$

2- Déterminer la température de Brut sortie échangeur E-203 :

$$\text{Gas-Oil: } Q = M.Cp.\Delta T = 52580.0,65.(330 - 185) = \boxed{4962526 \text{ Kcal/h}}$$

$$Q_{G-O} = Q_{\text{Brut}} \text{ donc :}$$

$$\text{Brut : } Q = m.Cp.\Delta t = 135500.0,60.(t_2 - 130,15) = \boxed{4962526 \text{ Kcal/h}}$$

Alors que :

$$t_2 = \frac{4962526}{135500.0,60} + 130,15 = \boxed{191,18^\circ\text{C}}$$

3- Déterminer la température de Brut sortie échangeur E-205 :

$$\text{Résidu : } Q = M.Cp.\Delta T = 24900.0,63.(303 - 210) = \boxed{1480542 \text{ Kcal/h}}$$

$$Q_{\text{Résidu}} = Q_{\text{Brut}} \text{ donc :}$$

$$\text{Brut : } Q = m.Cp.\Delta t = 135500.0,65.(t_2 - 191,18) = \boxed{1480542 \text{ Kcal/h}}$$

Alors que :

$$t_2 = \frac{1480542}{135500.0,65} + 191,18 = \boxed{207,99^\circ\text{C}}$$

➤ Paramètre de calcul de l'échangeur EA 203 ;

Tableau V.23 : Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-203.

Paramètre	Unité	Charge UTBS	
		Coté tube	Coté calandre
Fluide		Gasoil	Brut
Débit massique	Kg / h	52580	135500
Température E /S	° C	330/185	130,15/191,18
Pression entrée	Bar.eff	5	17
Densité à T	Kg / m ³	688.75	672.55
Viscosité à T	Cp	0.3483	0.5271
Chaleur spécifique	Kcal/Kg °C	0.65	0.60
Conductivité thermique	W / m k	0.0931	0.0817

➤ Paramètre de calcul de l'échangeur EA 204 :

Tableau V.24: Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-204.

Paramètre	Unité	Charge UTBS	
		Coté tube	Coté calandre
Fluide		RCI	Brut
Débit massique	Kg / h	73800	135500
Température E /S	° C	200/145	97,36/130,15
Pression entrée	Bar.eff	7	18
Densité à T	Kg / m ³	703.5	716.85
Viscosité à T	Cp	0.39995	0.74475
Chaleur spécifique	Kcal/Kg.C	0,60	0,55
Conductivité thermique	W / m k	0.0944	0.1084

➤ Paramètre de calcul de l'échangeur EA 205 :

Tableau V.25: Propriétés et paramètres de l'échangeur EA-205.

Paramètre	Unité	Charge UTBS	
		Coté tube	Coté calandre
Fluide		Résidu	Brut
Débit massique	Kg / h	24900	135500
Température E /S	° C	303/210	191/208
Pression entrée	Bar.eff	6	17
Densité à T	Kg / m ³	704.5	627.5
Viscosité à T	Cp	0.50875	0.3954
Chaleur spécifique	KJ/Kg °C	2.8968	2.7428
Conductivité thermique	W / m k	0.1039	0.0686

V.11. Calculer la quantité de chaleur libérée par le four Q_{four} :**a. Calcul de pouvoir calorifique inférieur de fuel gaz :**

Analyse chromatographique de Fuel-gaz :

Tableau V.26: Analyse chromatographique de Fuel-gaz[14].

Constituents	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7+
% vol	44.4	9.83	16.68	6.85	18.26	1.36	0.72	0.1	Traces

$$PCI = (8714 \cdot C1) + (15272 \cdot C2) + (21655 \cdot C3) + (27641 \cdot C4) + (32242 \cdot C5) + (34551 \cdot C6)$$

Où ; C1, C2, C3, C4, C5, C6, sont les concentrations des constituants de combustible :

$$PCI = (8714 \cdot 0.4440) + (15272 \cdot 0.0983) + (21655 \cdot 0.1668) + (27641 \cdot 0.2511) \\ + (32242 \cdot 0.208) + (34551 \cdot 0.001) = 16628.14 \text{ Kcal/Nm}^3$$

$$PCI = \boxed{16628.14 \text{ Kcal/Nm}^3}$$

b. Chaleur libérée par le four :

$$Q_{four} = PCI \cdot V_{fuel\ gas} \quad \text{avec } V_{fuel\ gas} = 1500 \text{ Nm}^3/h$$

$$Q_{four} = 2.5 \cdot 10^7 \text{ kcal/h} = \boxed{29027 \text{ KW}}$$

En appliquant la même valeur de quantité de chaleur libéré par le four sur le simulateur HYSYS on trouve que la température de sortie de Brut est 360°C.

V.12. Interprétation des résultats :

- L'intégration de nouvel échangeur EA200 nous a permis de maximiser la récupération de chaleur pour le préchauffage de brut entré échangeur EA-204 de 75°C jusqu'à 97°C et augmenter la température de 190°C jusqu'à 208°C.
- Notant que le four BA201 travaille actuellement avec une entrées de 190°C et une sortie de 340°C, donc un ΔT de 150°C, et le Brut sortie d'échangeur EA205 est de 208°, avec un ΔT de four on aura une sortie de 358°C qui permet d'atteindre le pourcentage de vaporisation nécessaire pour la récupération de tout le Gas-oil perdu dans la coup résidu.
- Le fluide caloporteur (résidu) sort de l'échangeur EA200 à 94 °C, cette température est voisine de sa température de refroidissement 90 °C, donc nous permet de minimiser la consommation électrique par la mise en arrêt de l'aéro-réfrigérant EC218.

- Nouveau circuit :

Le nouveau circuit est représenté dans le schéma suivant :

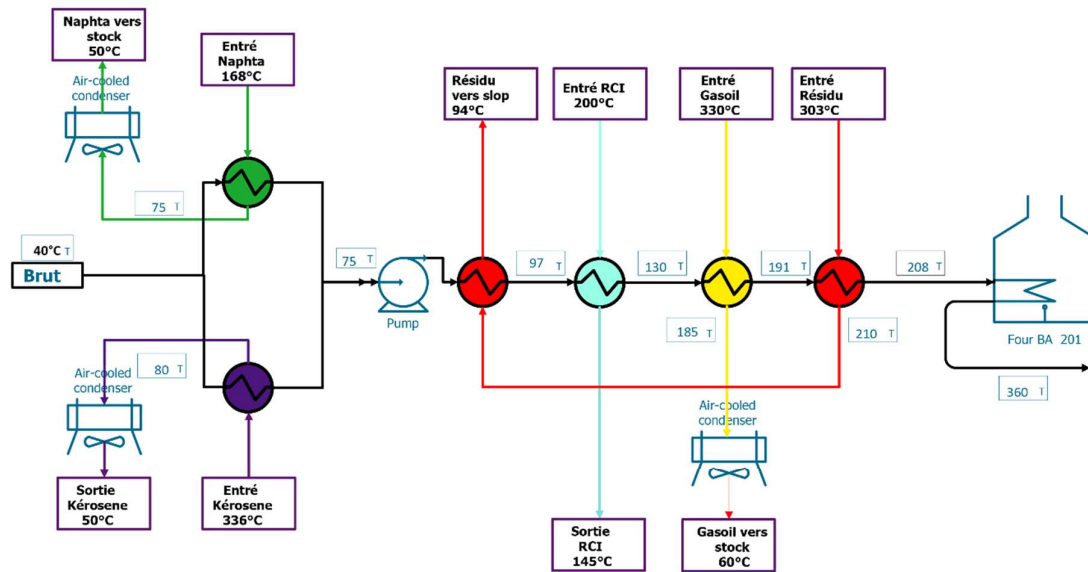


Fig.V.11 : La nouveau circuit de préchauffage.

VI.1. Simulation HYSYS :

VI.1.1. Introduction sur le simulateur de calcul « HYSYS » :

« HYSYS » est un simulateur de calcul, c'est un produit qui continuellement élargit les limites du procédé en logiciel d'ingénierie. « HYSYS » permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités. [19]

A travers ses interfaces on a la possibilité de manipuler facilement les variables de procédé. Le rôle de la simulation est d'améliorer la compréhension du procédé pour permettre de prendre les meilleures décisions, les solutions apportées ont été et restent des simulations interactives. Ces dernières n'ont pas seulement prouvé de faire l'utilisation la plus efficace de la simulation mais de construire un modèle interactif avec des résultats immédiats.

VI.1.2 Concepts de base du simulateur HYSYS :

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements : C'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique.

Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

VI.1.3. Les modèles thermodynamiques de HYSYS :

➤ Les équations d'état :

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

VI.1.4. Simulation de section de préchauffage de brut cas design :

Cette partie consiste à simuler le train d'échange en cas design pour le but de résoudre le schéma de procédé et consulter les résultats avant et après de l'intégration de l'échangeur EA200 dans le circuit. En employant sur un logiciel de simulation le plus connu dans le domaine d'engineering, qui est ASPEN HYSYS 9.

a) Données de simulation :

Les données de simulation de section de préchauffage de brut cas design sont citées dans les tableaux suivant :

1. Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières :

Tableau.VI.01 : Les Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières [13].

	Point d'ébullition moyenne °C	Densité d_4^{15}
Pétrole brut	180	0.8
Résidu	375	0.90
Gasoil	312.5	0.87
Kérosène	205	0.802
Naphta	120	0.744
Reflux circulant	260	0.82

2. Paramètres opératoires :

Tableau.VI.02 : Les paramètre opératoires des équipements dans le cas design [13].

Désignation	T°C	Q (kg/h)	P _{eff} bar
Brut entré EA201/EA202	40	133814	13.8
Brut sortie EA201/EA202	90	133814	12
Brut entré BA201	207	133814	7.8
Naphta entré EA201	163	25920	7.6
Kérosène entré EA202	246	27710	6
RCI entré EA204	208	72000	7
Gasoil entré EA203	350	28800	5
Résidu entré EA205	329	34300	6

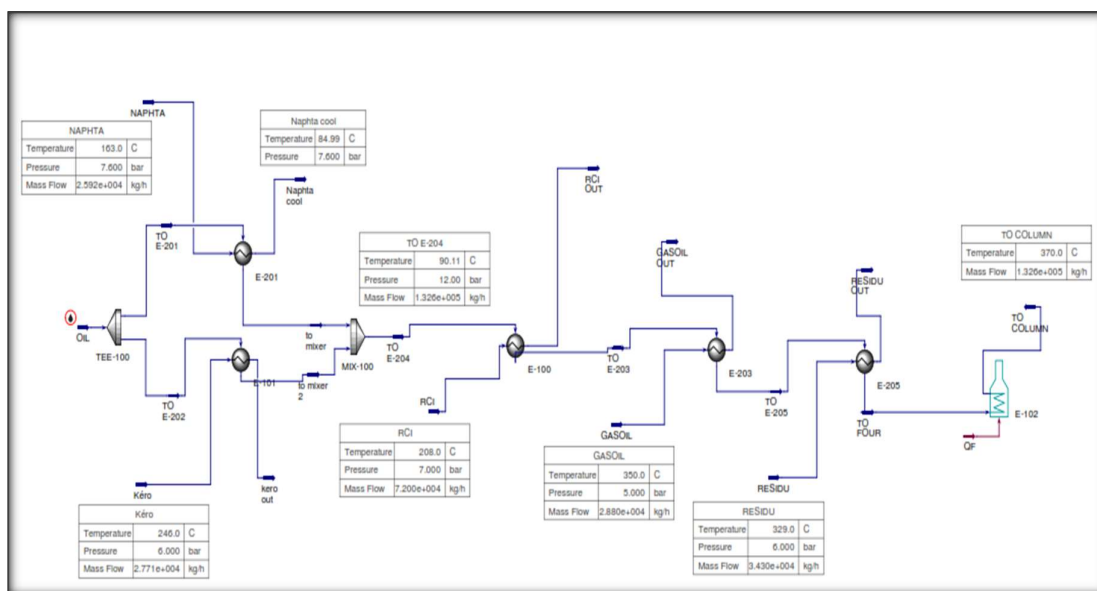


Fig.VI.01 : Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas design.

b) Les résultats :

Tableau.VI.03 : Les résultats obtenus par le HYSYS dans le cas design [13].

Paramètres	Cas simulation	Cas design	Erreur relative %
Température brut sortie EA201/EA202	90.43	90	0.47
Température brute entré four BA201	207,3	209	0.81
Température naphta sortie EA201	84,99	85	0.011
Température kérosène sortie EA202	109.8	110	0.18
Température résidu sortie EA205	216.1	217	0.41

D'après la comparaison entre les résultats donnés par simulation et les résultats donnés par le design on remarque que l'erreur relative est toujours inférieure à 1% donc notre logiciel est valide.

VI.1.5. Simulation de section de préchauffage de brut cas actuel :

Dans cette partie nous allons faire une simulation de circuit avec la marche actuel.

a) Données de simulation :

1. Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières :

Tableau.VI.04 : Les Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières cas actuel [14].

	Point d'ébullition moyenne °C	Densité d_4^{15}
Pétrole brut	180	0.798
Résidu	375	0.902
Gasoil	312.5	0.835
Kérosène	205	0.780
Naphta	120	0.744
Reflux circulant	260	0.820

2. Paramètres opératoires :

Tableau.VI.05 : Les paramètre opératoires des équipements dans le cas actuel.

Désignation	T°C	Q (kg/h)	P _{eff} bar
Brut entré EA201/EA202	40	135500	18
Brut sortie EA201/EA202	75	135500	17,5
Brut entré BA201	190	135500	16
Naphta entré EA201	168	24400	19
Kérosène entré EA202	236	10320	7,6
RCI entré EA204	200	73800	7
Gasoil entré EA203	330	43970	5
Résidu entré EA205	303	31150	6

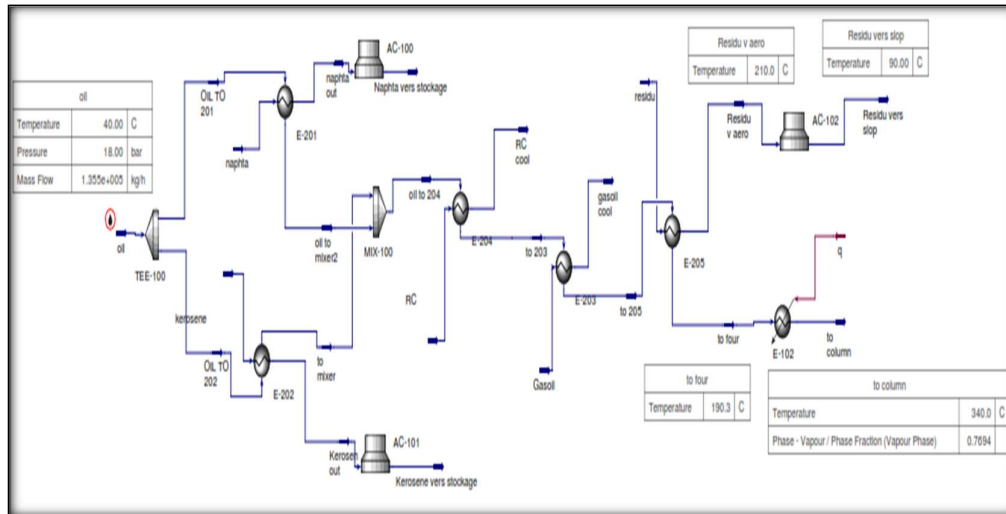


Fig.VI.02 : Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas actuel.

b) Les résultats :

Tableau.VI.06 : Les résultats obtenus par le HYSYS dans le cas actuel.

Paramètres	Cas simulation	Cas Actuel	Erreur relative %
Température brut sortie EA201/EA202	74,47	75	0.40
Température brute entré four BA201	190,3	190	0.15
Température naphta sortie EA201	74,33	75	0.89
Température kérosène sortie EA202	79,89	80	0.13
Température résidu sortie EA205	210	210	0

VI.1.6. Résultat de l'intégration de nouvel échangeur sur la marche actuel :

a- Données de simulation :

1. Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières :

Tableau.VI.07 : Les Propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières cas proposé [14].

	Point d'ébullition moyenne °C	Densité d_4^{15}
Pétrole brut	180	0.798
Résidu	375	0.902
Gasoil	312.5	0.835
Kérosène	205	0.780
Naphta	120	0.744
Reflux circulant	260	0.820

2. Paramètres opératoires :

Tableau.VI.08 : Les paramètre opératoires des équipements dans le cas proposé.

Désignation	T°C	Q (kg/h)	P _{eff} bar
Brut entré EA201/EA202	40	135500	18
Brut sortie EA201/EA202	75	135500	17,5
Naphta entré EA201	163	24400	19
Kérosène entré EA202	236	10320	7,6
RCI entré EA204	200	73800	7
Gasoil entré EA203	330	43970	5
Résidu entré EA205	303	31150	6

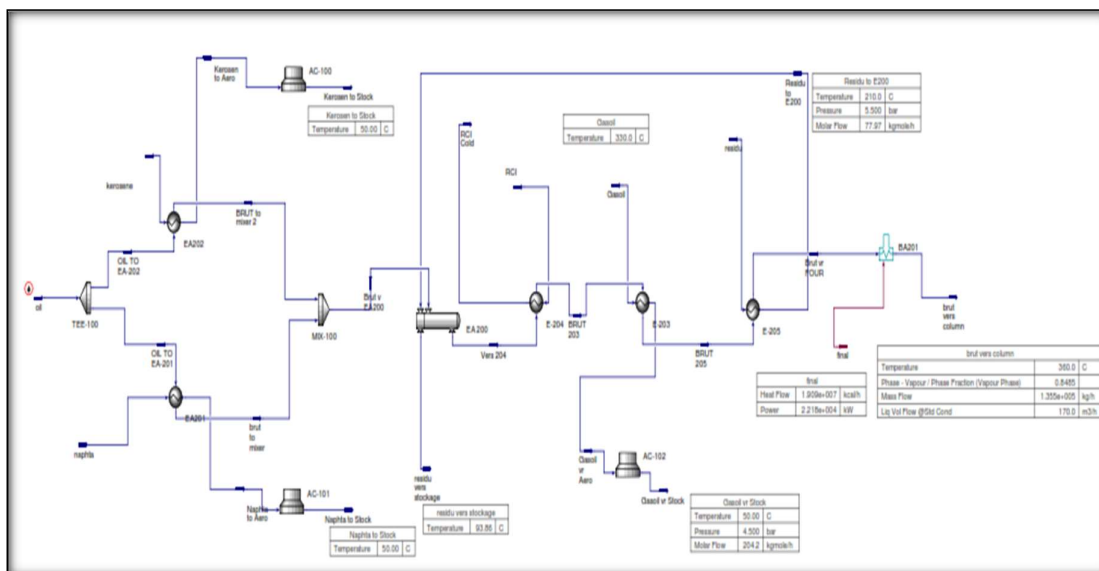


Fig.VI.03 : Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas proposé.

b- Les résultats de simulation Hysys de la circuit préchauffage cas proposé.

➤ Echangeur EA200

Tableau.VI.09 : Les température entrée/sortie de EA200 dans le cas proposé.

Paramètres	Coté tube	Coté calandre
Fluide	Résidu	Brut
Température entré	210	75,03
Température sortie	93,86	97,36

➤ **Echangeur EA204***Tableau.VI.10 : Les température entrée/sortie de EA204 dans le cas proposé.*

Paramètres	Coté tube	Coté calandre
Fluide	RCI	Brut
Température entré	200	97,36
Température sortie	145	130

➤ **Echangeur EA203***Tableau.VI.11 : Les température entrée/sortie de EA203 dans le cas proposé.*

Paramètres	Coté tube	Coté calandre
Fluide	Gasoil	Brut
Température entré	330	130
Température sortie	183	191,2

➤ **Echangeur EA205***Tableau.VI.12 : Les température entrée/sortie de EA205 dans le cas proposé.*

Paramètres	Coté tube	Coté calandre
Fluide	Résidu	Brut
Température entré	303	191,2
Température sortie	210	207,3

VI.1.6.1. Les résultats de taux de vaporisation :*Tableau.VI.13 : Les résultats de taux de vaporisation dans les trois cas.*

Paramètres	Cas Design	Cas Actuel	Cas proposé
Température sortie Four °C	370	340	360
Débit Volumique m ³ /h	170	170	170
Taux de Vaporisation	0,8487	0,7694	0,8485

Conclusion :

Après avoir effectué des simulations basées sur des données provenant de la raffinerie et les calculs, on a atteint le taux nécessaire d'évaporation pour récupérer la plus grande quantité de Gas-oil 84,85%, par addition d'un échangeur de chaleur pour augmenter la température d'entrer dans le four à 207,3°C.

Cette expérience nous montre que l'utilisation des programmes de simulation afin d'obtenir les résultats escomptés avant de les appliquer sur le terrain.

VI.2. Estimation du cout d'un échangeur [20] :

L'expression de base est de la forme :

$$\text{Prix Réel} = (\text{prix de base}) * (f_d * f_l * f_{np} * f_p * f_t * f_m)$$

Ou f_d : le facteur caractéristique du type d'échangeur.

f_l : le facteur correctif de longueur de tube.

f_{np} : le facteur tenant compte du nombre de passes coté tube.

f_p : le facteur correctif de pression dans la calandre et les tubes.

f_t : le facteur correctif de température.

f_m : le facteur caractéristique de la nature des matériaux employés.

$f_d, f_l, f_{np}, f_p, f_t, f_m$(d'après l'annexe n° 17)

Le prix de base :

Pour déterminer le prix de base, il suffit de connaître la surface de l'échangeur.

Les facteurs correctifs :

Pour la détermination des facteurs correctifs, il faut connaître par ordre d'importance :

- Le type de l'échangeur
- La nature du matériau
- La pression maximale

Les autres facteurs correctifs ont une influence plus modeste. Ce sont les diamètres des tubes, le pas, la longueur du faisceau, le nombre de passe coté tube, et la température d'utilisation.

Les résultats sont montrés dans le tableau suivant :

Tableau.VI.14 : Estimation de prix de le nouvel échangeur.

Repère		Valeur
	Surface d'échange (m2)	111,65
1	Prix de base (€)	50000
	Facteurs correctifs :	
2	f_d type	1,00
3	F_l longueur de tube	0,92
4	F_{NP} nombre de passe coté tube	1,04
5	F_p pression	1,12
6	F_t température	1,00
7	F_m matériau	1,00
8	Prix corrigé (€) (8) = (1)×(2)×(3)×(4)×(5)×(6)×(7)	53580,80
9	Taux de change (€/€)	1.09335
10	Prix corrigé (\$) (10) = (8)×(9)	58582,56768
11	Année de référence	2009
12	Indice de référence	1253.8
13	Indice actuel (2017)	1171.5
14	Prix actualisé (14) = (10)×(13)/(12)	54737,1814
15	Nombre de calandres	1
16	Prix actualisé (16) = (14)×(15)	54737,1814
17	Prix final de l'échangeur (\$) (2017)	54737,1814

Le prix estimé de l'échangeur EA200 est de :

$$54737,1814 \$ = 54737,1814 * \text{taux de change}$$

$$\text{Taux de change} = 1 \$ USD = 109,753 DZD$$

$$\text{Le prix est} = 54737,1814 \cdot 109,753 = \boxed{6\,007\,569.87\,DZA}$$

N.B : (le prix estimé sans tenir compte les couts de main d'œuvre sous-traitant, les matériels secondaires, et le transport).

➤ Le prix de l'échangeur EA200 estimé par le HYSY est de : 53295 \$ USD

Conclusion générale :

La nouvelle raffinerie de Hassi messaoud est confortée depuis quelque années à une demande croissante en Gas-oil. Cette situation nous incite d'essayer de faire une étude afin de trouver une solution pour minimiser l'écart entre la production en Gas-oil et la demande. Cette approche accentuée sur l'augmentation de la température entrée four BA201. Afin de lever les contraintes d'exploitation affichée par l'équipement en question (température de peau élevée), et cela par l'insertion d'un nouvel échangeur EA200 après le dessaleur.

La méthode de KERN est très utilisée pour le dimensionnement des échangeurs thermiques du fait de sa simplicité et la rapidité de sa mise en œuvre. Elle donne des résultats satisfaisants dans la plupart des cas.

Une simulation de circuit proposé a été effectuée par le simulateur HYSYS pour optimiser les paramètres de marche et vérifier les résultats de l'intégration de l'échangeur intégré.

Notre étude a résulté que pour améliorer le rendement de l'unité Topping en Gas-oil, nous préconisons les actions suivantes :

- Alimenter l'unité Topping en Brut stabilisé.
- Améliorer le taux de vaporisation entrée colonne DA201 dans le but d'avoir une meilleure sélectivité des coupes qui passe par l'augmentation de la température sortie four BA201 à 355 °C.
- Insérer un nouvel échangeur EA200 en aval du dessaleur FA205, afin d'augmenter la température entrée four BA201 de 190°C à 208°C.

Références bibliographiques

- [1] : C.E. Chitour, Raffinage du pétrole tome 1, Office des publications universitaires, 1983, page 717.
- [2] : P. leprince, Procédés de transformation, Technip, 1998, page : 911.
- [3] : J.P. Wauquier. Pétrole brut, Produits pétroliers, Schémas de fabrication, Technip, 1994, pages : 3-11.
- [4] : Steven A. Treese, Peter R. Pujado, David S. J. Jones, Handbook of Petroleum Processing Second Edition, Springer International Publishing Switzerland, 2015, pages: 76-80 ; 654-665.
- [5] : Sonatrach. Produits pétroliers, Spécification Produit XP, 2011, pages : 3.
- [6] : IFP.Training, Matériel Thermique, ENSPM Formation Industrie, 2005, pages :1-6.
- [7] : Fateh Mebarek-Oudina, Echangeurs de Chaleur, Al-Djazair, 2014, pages : 10-24.
- [8] : P. Tobaly, Echangeurs de chaleur, IUT de S. Denis, 2002, page : 2.
- [9] : P.Trambouze, Matériels et équipements Tome IV, Technip, 1999, Pages : 169-243, 277-279.
- [10] : P. Wuithier, Raffinage et génie chimique Tome II, Technip, 1972, pages : 1047-1100.
- [11] : Total, Équipement réchauffeurs et fours, manuel de formation EXP-PR-EQ110 Révision 0.1, 2007, Pages :16-24.
- [12] : Sonatrach, Manuel opératoire de la raffinerie de Hassi-Messouad,1979.
- [13] : Sonatrach, Manuel opératoire de l'unité U200 RHM2,1979.
- [14] : Sonatrach Division Laboratoire, Cofrac Essais, Etude complète du brut 24'' UTBS (Unité de traitement du Brut Sud-HMD), 2016.
- [15] : P. Withier, Raffinage et génie chimique Tome I, Technip, 1972, page : 420-465.
- [16] : G. Otmanine, S. Mustafae, Calcul du topping, université A. Bouguera Boumerdes, 2000, page : 16.
- [17] : Ramesh K. Shah, Dušan P. Sekulic, Fundamentals of Heat Exchanger Design, John Wiley & Sons Inc, 2003, page: 15.
- [18] : David S. J. Jones, Peter R. Pujado. Handbook of Petroleum Processing, Springer International Publishing Switzerland, 2006, page: 16-20.
- [19] : G. Heyen, Modélisation des Grands Systèmes Chimiques, LASSC, 2003, page : 2.
- [20] : A. Chauvel, G. Fournier, C. Raimbault, Manuel dévaluation économique des procédés, Technip, 2003, pages : 342-347.

Annexe n°01 : Les Caractéristiques des tubes d'échangeurs. [10]

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm²)	SURFACE (m²/m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Tableau 1 : Caractéristiques des tubes d'échangeurs. [10]

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (¹)
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

Tableau 2 : Détermination de PAS. [10]

D _e calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	328	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	866	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Tableau 3 : Disposition des tubes en carré. [10]

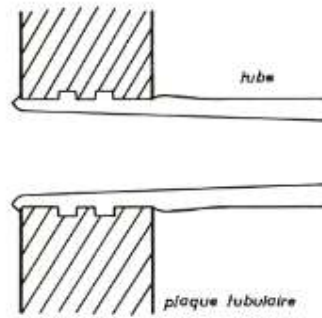


Fig.1. Mandrinage des tubes dans la plaque tubulaire. [10]

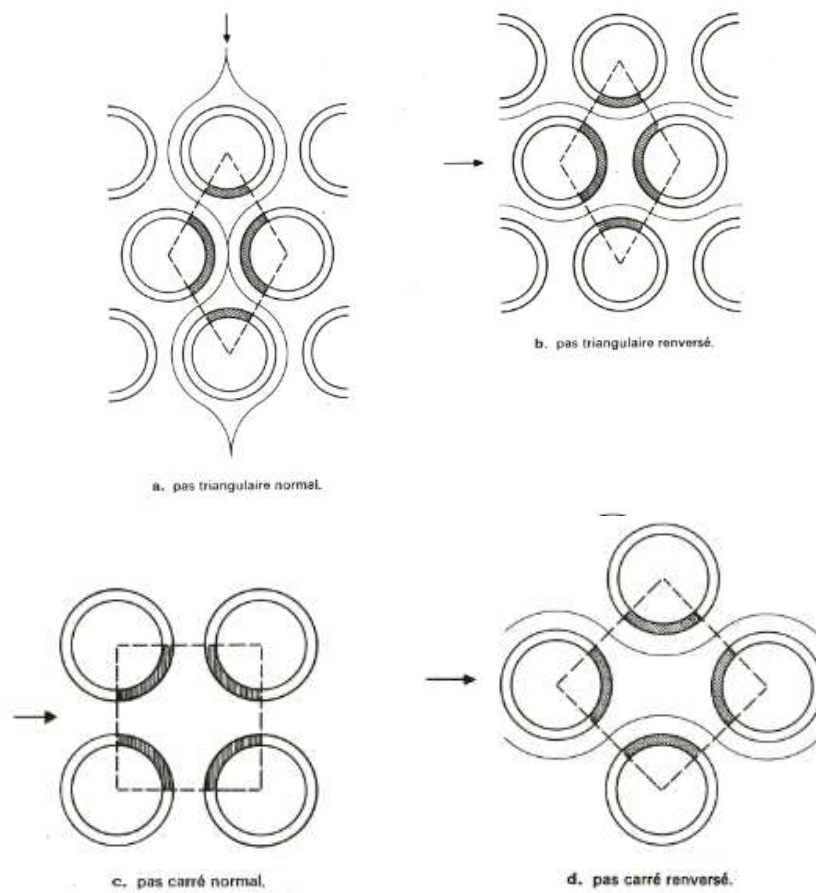


Fig.2. Disposition des tubes du faisceau. [10]

Annexe n°0 3 : Les données de rapport de distillation TBP du BRUT UTBS/HMD. [14]



RAPPORT

«Seules les résultats d'essai(s) repérés par le symbole * sont effectués sous le couvert de l'accréditation».

N° : 18/RAF/11



DISTILLATION TBP DU BRUT DE 24"UTBS/HMD

Tableau 2

Fractions n°	Température °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	Densité à 15°C, *	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de Réfraction à 20°C	KUOP
Légers	<15.1	4.98	4.98	0.5788	6.86	6.86	-	-
1	15.1 - 65	7.81	12.79	0.6476	9.42	16.28	1.3678	12.74
2	65 - 70	1.47	14.26	0.6911	1.66	17.94	1.3878	12.28
3	70 - 75	0.66	14.92	0.7040	0.73	18.67	1.3939	12.11
4	75 - 80	0.64	15.56	0.7081	0.70	19.37	1.3952	12.10
5	80 - 85	0.85	16.41	0.7098	0.94	20.31	1.3960	12.13
6	85 - 90	1.24	17.65	0.7122	1.35	21.66	1.3975	12.14
7	90 - 95	1.88	19.53	0.7182	2.04	23.70	1.4007	12.10
8	95 - 100	1.56	21.09	0.7369	1.09	24.79	1.4049	12.01
9	100 - 105	1.60	22.69	0.7311	1.70	26.49	1.4077	11.99
10	105 - 110	0.62	23.31	0.7331	0.65	27.14	1.4081	12.01
11	110 - 115	1.07	24.38	0.7333	1.14	28.28	1.4087	12.06
12	115 - 120	1.60	25.98	0.7336	1.70	29.98	1.4091	12.11
13	120 - 125	1.20	27.18	0.7401	1.26	31.24	1.4133	12.05
14	125 - 130	2.25	29.43	0.7405	2.36	33.60	1.4138	12.09
15	130 - 135	0.50	29.93	0.7610	0.51	34.11	1.4242	11.82
16	135 - 140	0.70	30.63	0.7634	0.72	34.83	1.4245	11.83
17	140 - 145	1.28	31.91	0.7638	1.31	36.14	1.4249	11.87
18	145 - 150	1.39	33.30	0.7643	1.41	37.55	1.4253	11.91
19	150 - 155	1.49	34.79	0.7667	1.55	39.10	1.4277	11.92
20	155 - 160	1.46	36.25	0.7726	1.50	40.60	1.4310	11.88
21	160 - 165	1.54	37.79	0.7764	1.58	42.18	1.4332	11.86
22	165 - 170	1.54	39.33	0.7792	1.57	43.75	1.4348	11.86
23	170 - 175	1.28	40.61	0.7882	1.29	45.04	1.4368	11.78
24	175 - 180	1.20	41.81	0.7854	1.22	46.26	1.4384	11.78
25	180 - 185	1.14	42.95	0.7861	1.16	47.42	1.4395	11.86
26	185 - 190	1.08	44.03	0.7903	1.09	48.51	1.4408	11.89
27	190 - 195	1.18	45.21	0.7933	1.19	49.70	1.4424	11.87
28	195 - 200	1.57	46.78	0.7973	1.57	51.27	1.4443	11.87
29	200 - 205	0.79	47.57	0.8001	0.79	52.06	1.4458	11.85
30	205 - 210	0.86	48.43	0.8003	0.87	52.93	1.4459	11.89

DISTILLATION TBP DU BRUT DE 24"UTBS/HMD (Suite)

Fractions n°	Température °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	Densité à 15 °C *	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de Réfraction à 20°C	KUOP
31	210 - 215	1.02	49.45	0.8007	1.02	53.95	1.4460	11.93
32	215 - 220	1.13	50.58	0.8036	1.12	55.07	1.4482	11.93
33	220 - 230	3.54	54.12	0.8156	3.46	58.53	1.4535	11.81
34	230 - 240	2.48	56.60	0.8207	2.41	60.94	1.4571	11.81
35	240 - 250	2.53	59.13	0.8309	2.43	63.37	1.4642	11.74
36	250 - 260	2.45	61.58	0.8356	2.34	65.71	1.4659	11.75
37	260 - 270	1.67	63.25	0.8421	1.58	67.29	1.4712	11.73
38	270 - 280	0.35	63.60	0.8424	0.34	67.63	1.4720	11.80
39	280 - 290	1.72	65.32	0.8436	1.63	69.26	1.4728	11.86
40	290 - 300	1.92	67.24	0.8460	1.81	71.07	1.4730	11.89
41	300 - 310	1.41	68.65	0.8505	1.32	72.39	1.4734	11.90
42	310 - 320	1.96	70.61	0.8564	1.83	74.22	1.4772	11.89
43	320 - 330	3.43	74.04	0.8709	3.14	77.36	1.4860	11.75
44	330 - 340	1.27	75.31	0.8767	1.16	78.52	1.4900	11.74
45	340 - 350	1.60	76.91	0.8789	1.45	79.97	1.4912	11.77
46	350 - 360	1.14	78.05	0.8808	1.03	81.00	1.4920	11.81
47	360 - 370	1.57	79.62	0.8815	1.44	82.44	1.4926	11.81
48	370 - 375	0.25	79.87	0.8840	0.23	82.67	1.4933	11.88
49	375 - 380	0.56	80.43	0.8844	0.52	83.19	1.4935	11.90
50	380 - 560	15.08	95.51	0.9064	13.28	96.47	1.5107	12.14
Résidu	560*	4.49	100.00	-	3.53	100.00	-	-

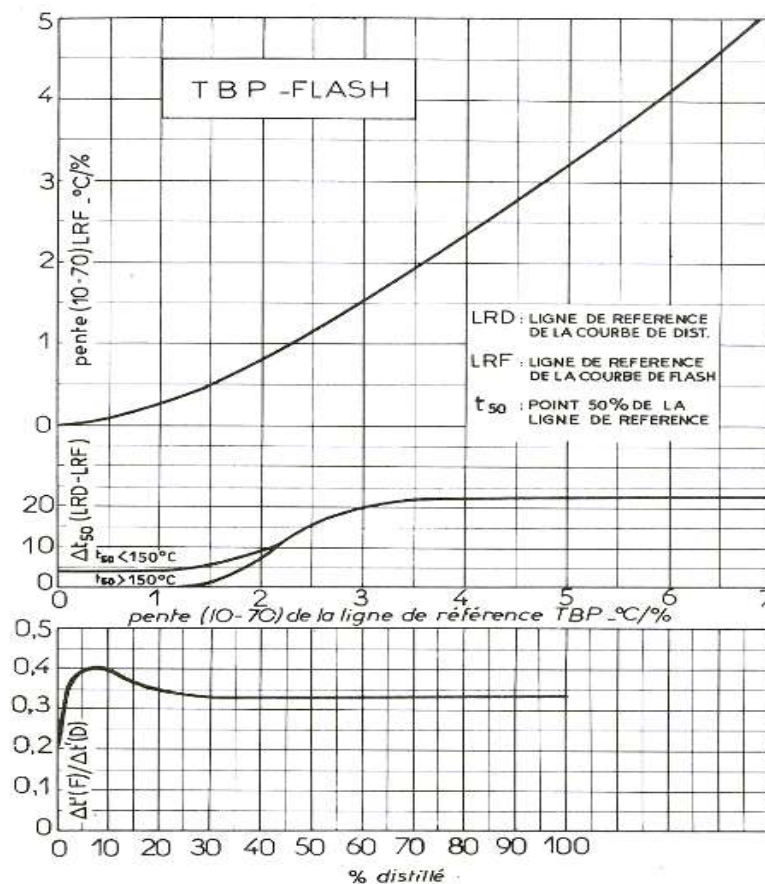


Fig. III.1.19. — Estimation de la courbe de vaporisation à partir de la T.B.P. (J.B. Maxwell).

Fig.01 : le graphe de J.B MAXWELL

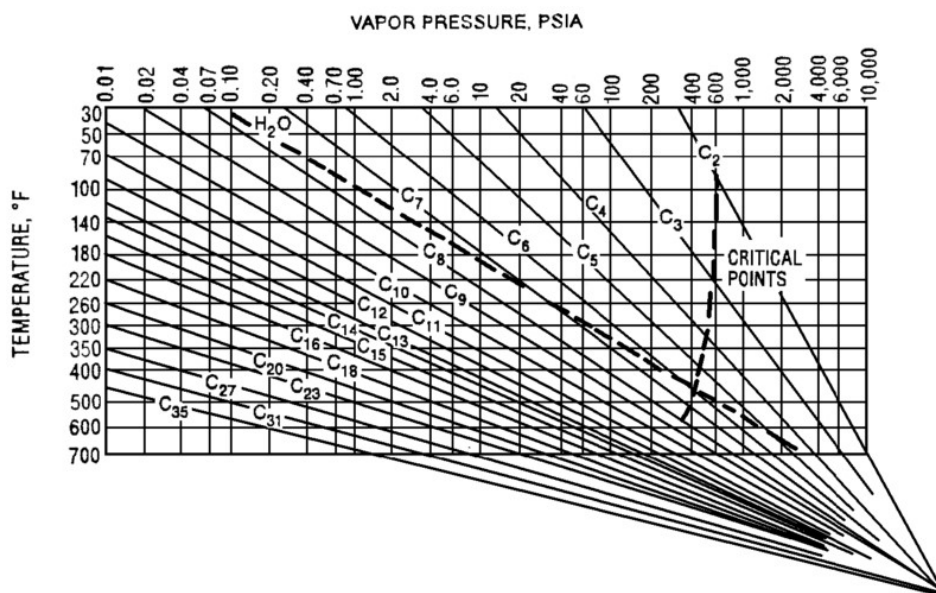


Fig.02 : le graphe de COX

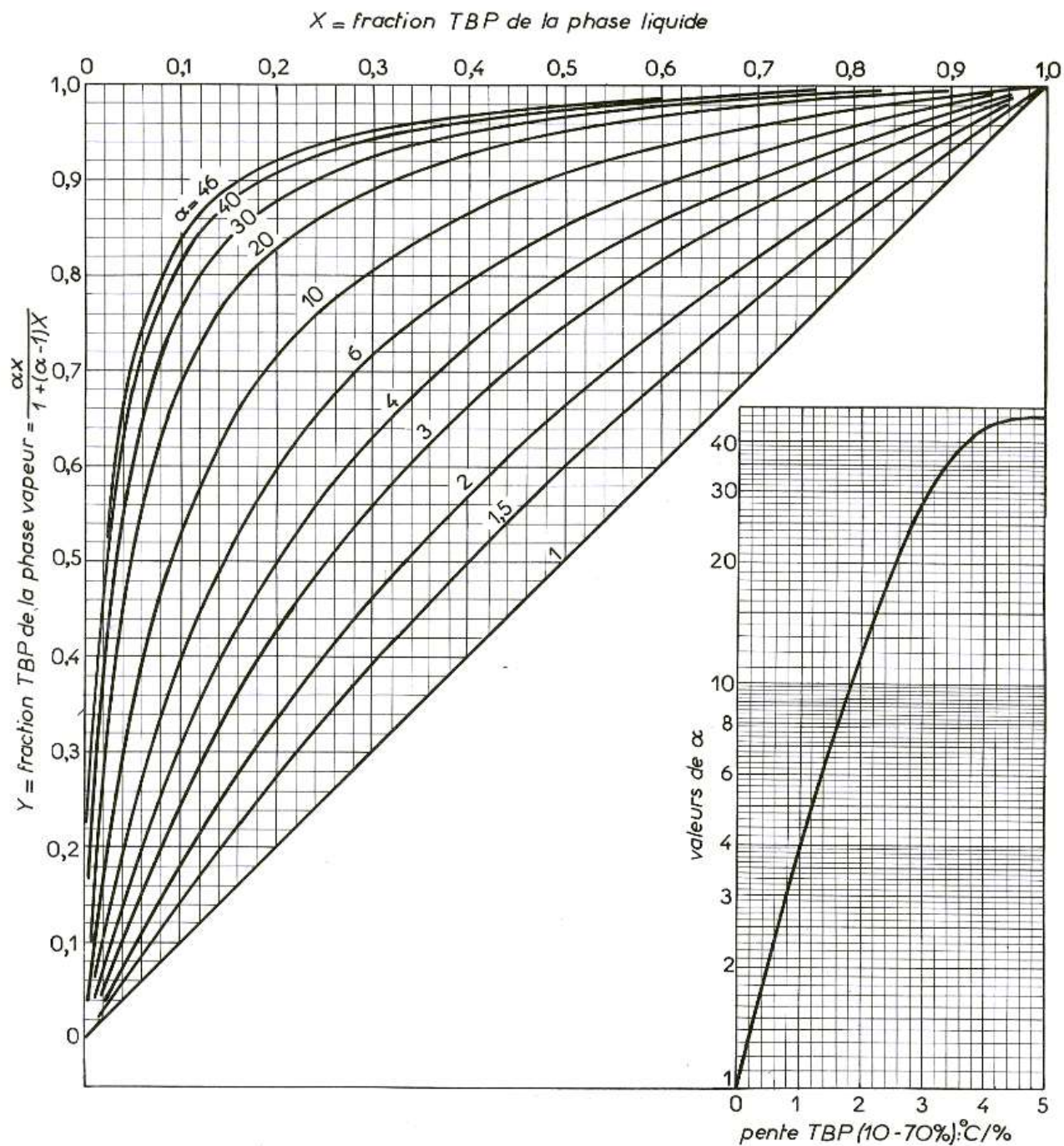
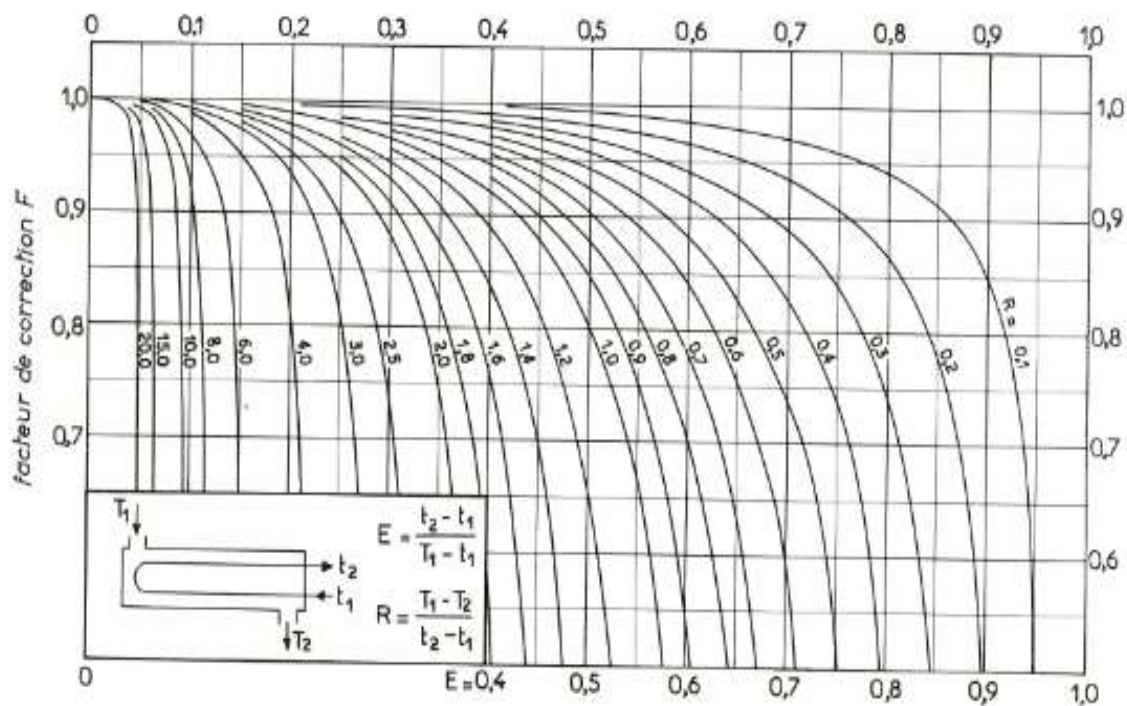


Fig. III.1.28. — Estimation des courbes T.B.P. du liquide et de la vapeur à l'équilibre (Obryadchikov).

Fig.03 : le graphe de d'Obryadchiko.

**Annexe n°05 : Facteur de correction Appareil 1 passe côté calandre,
2 ou plus passes côté tube. [10]**



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.

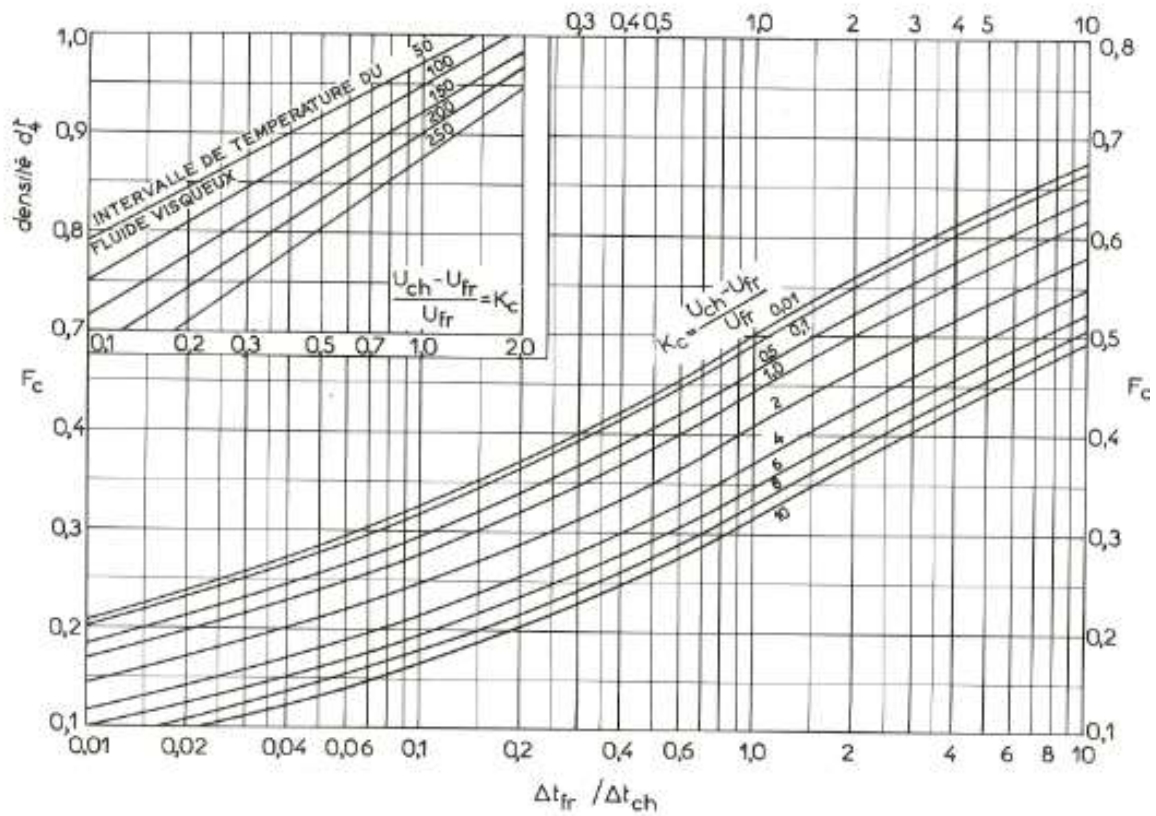
Annexe n°06 : les coefficients de transfert sale U_s [10].

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniac	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo	1 000 - 3 400	200 - 700
	Solutions aqueuses : $\mu > 2$ cPo	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

(1) Ces valeurs de U_s comprennent une résistance globale d'encrassement $R_e = 0,0006 \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C/kcal} = 0,003 \text{ hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/BTU}$, et correspondent à : $0,35 \text{ kg/cm}^2 < \Delta P < 0,7 \text{ kg/cm}^2$.

(2) Hydrocarbures légers : $\mu < 0,5 \text{ cPo}$ (ainsi que : benzène, toluène, acétone, éthanol, MEK).
Hydrocarbures moyens : $0,5 < \mu < 1 \text{ cPo}$ (kérosène, gasoil chaud, huile d'absorption, bruts légers).
Hydrocarbures lourds : $\mu > 1 \text{ cPo}$ (gasoil froid, huiles, fuels-oils, brut réduit, asphalte).

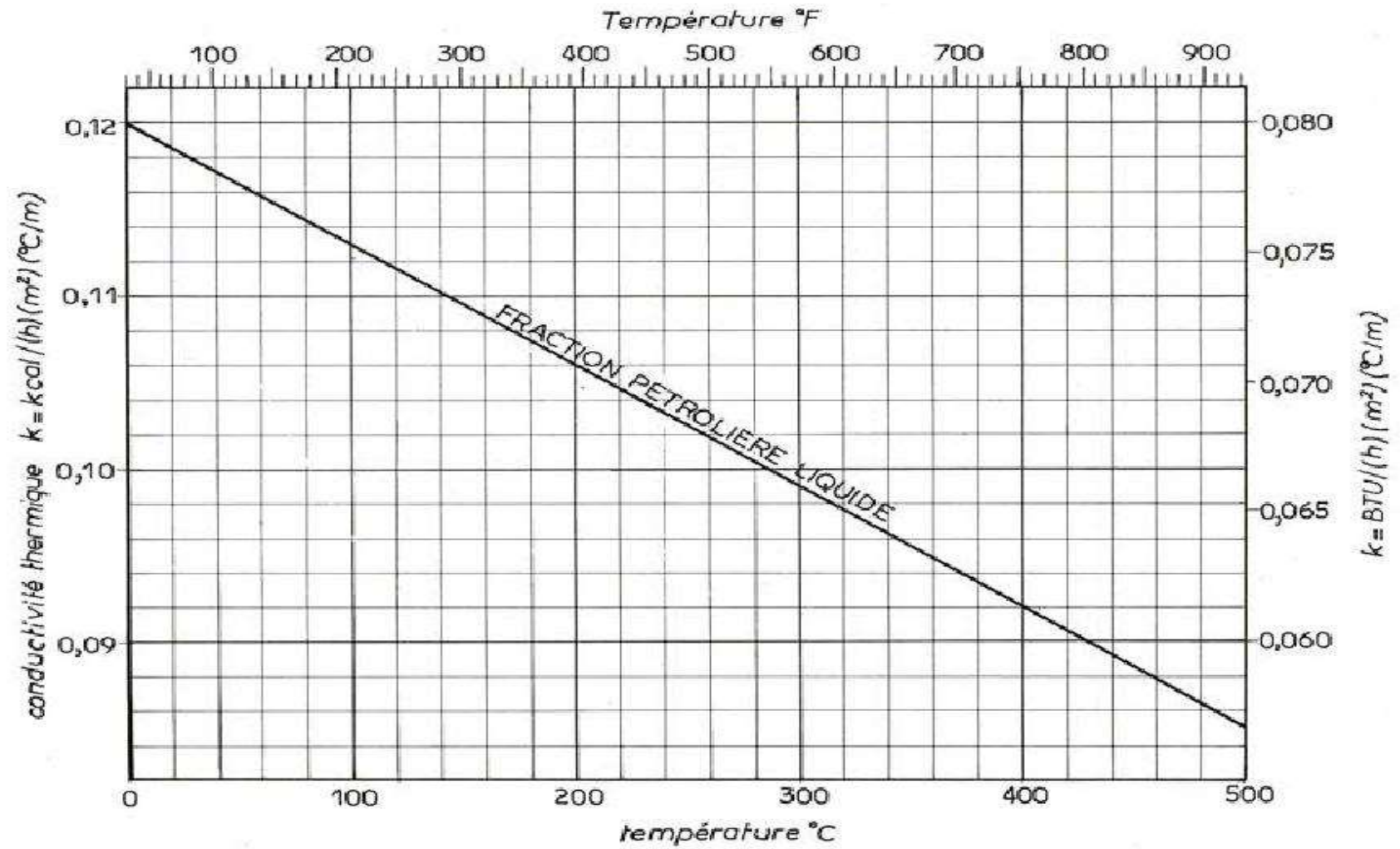
Annexe n°07 : Détermination des températures calorique [10].



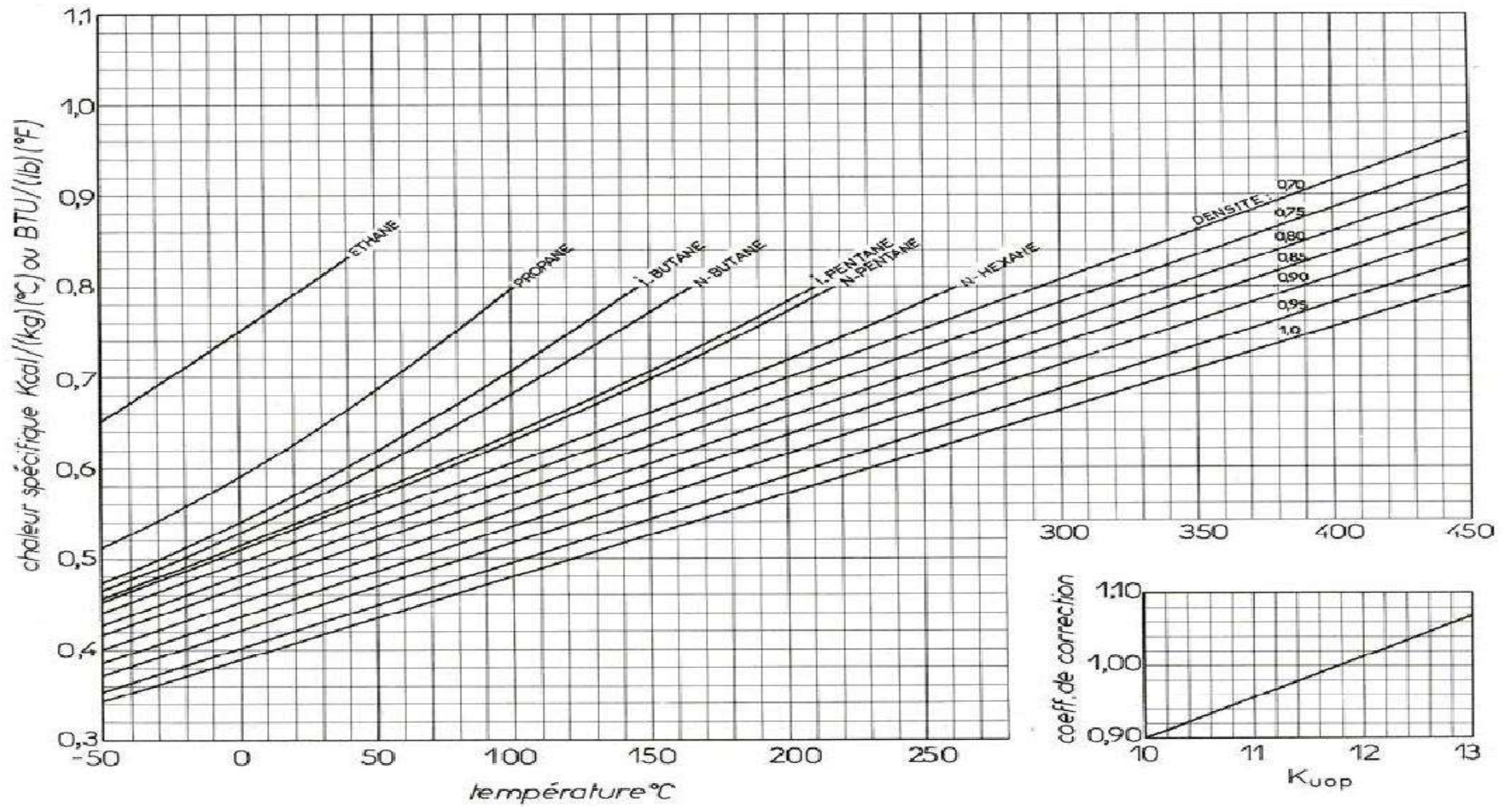
Annexe n°08 : Correction moyenne de la température α pour calculer la densité des produits liquides [16].

d_4^{20}	α	d_4^{20}	α
0,7000 - 0,7099	0,000897	0,8500 - 0,8599	0,000699
0,7100 - 0,7199	0,000884	0,8600 - 0,8699	0,000686
0,7200 - 0,7299	0,000870	0,8700 - 0,8799	0,000673
0,7300 - 0,7399	0,000857	0,8800 - 0,8899	0,000660
0,7400 - 0,7499	0,000844	0,8900 - 0,8999	0,000647
0,7500 - 0,7599	0,000831	0,9000 - 0,9099	0,000633
0,7600 - 0,7699	0,000818	0,9100 - 0,9199	0,000620
0,7700 - 0,7799	0,000805	0,9200 - 0,9299	0,000607
0,7800 - 0,7899	0,000792	0,9300 - 0,9399	0,000594
0,7900 - 0,7999	0,000778	0,9400 - 0,9499	0,000581
0,8000 - 0,8099	0,000765	0,9500 - 0,9599	0,000567
0,8100 - 0,8199	0,000752	0,9600 - 0,9699	0,000554
0,8200 - 0,8299	0,000738	0,9700 - 0,9799	0,000541
0,8300 - 0,8399	0,000725	0,9800 - 0,9899	0,000522
0,8400 - 0,8499	0,000712	0,9900 - 1,000	0,000515

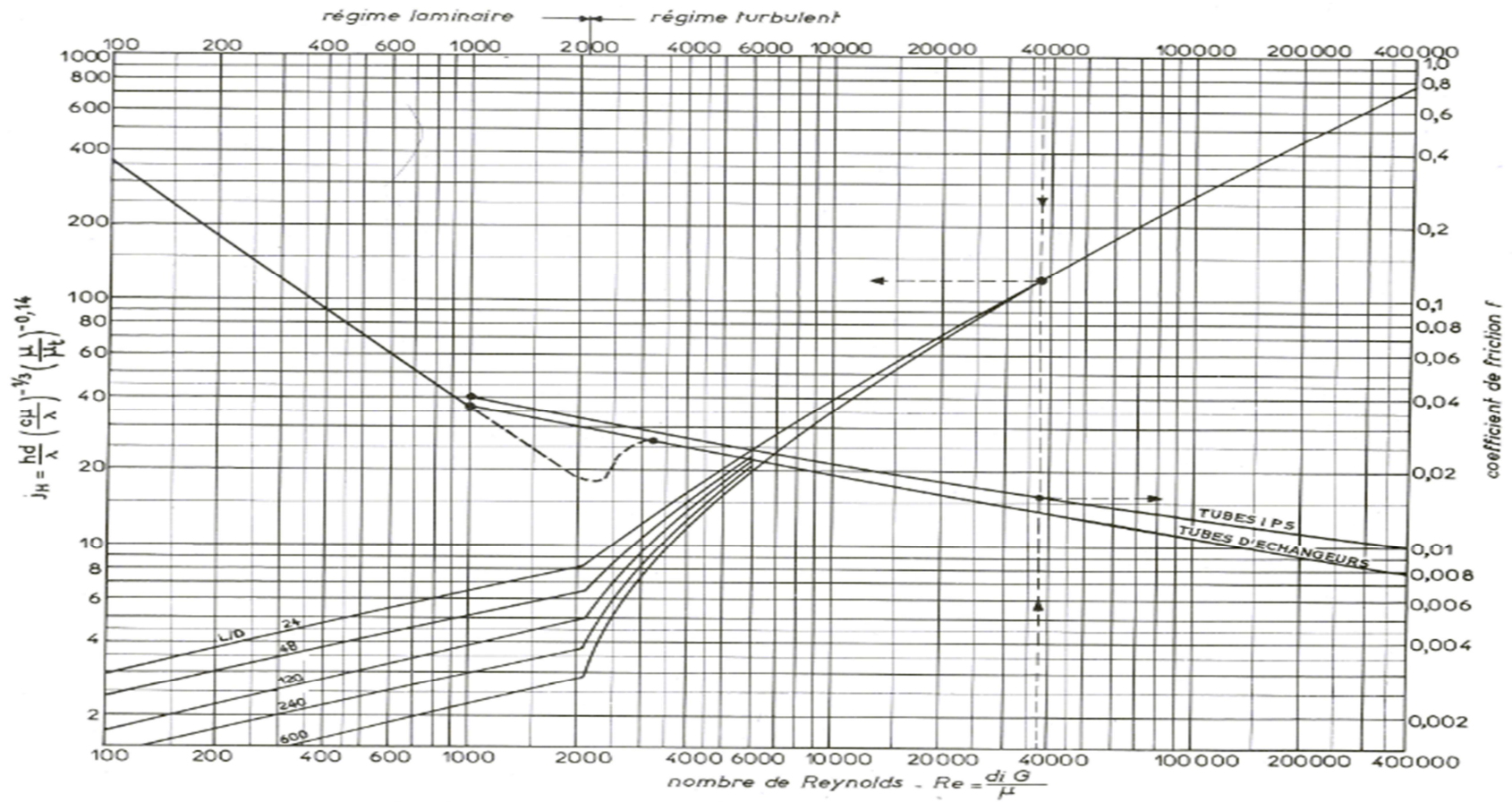
Annexe n°09 : Courbe de détermination de conductivité thermique des hydrocarbures en fonction de température [17].



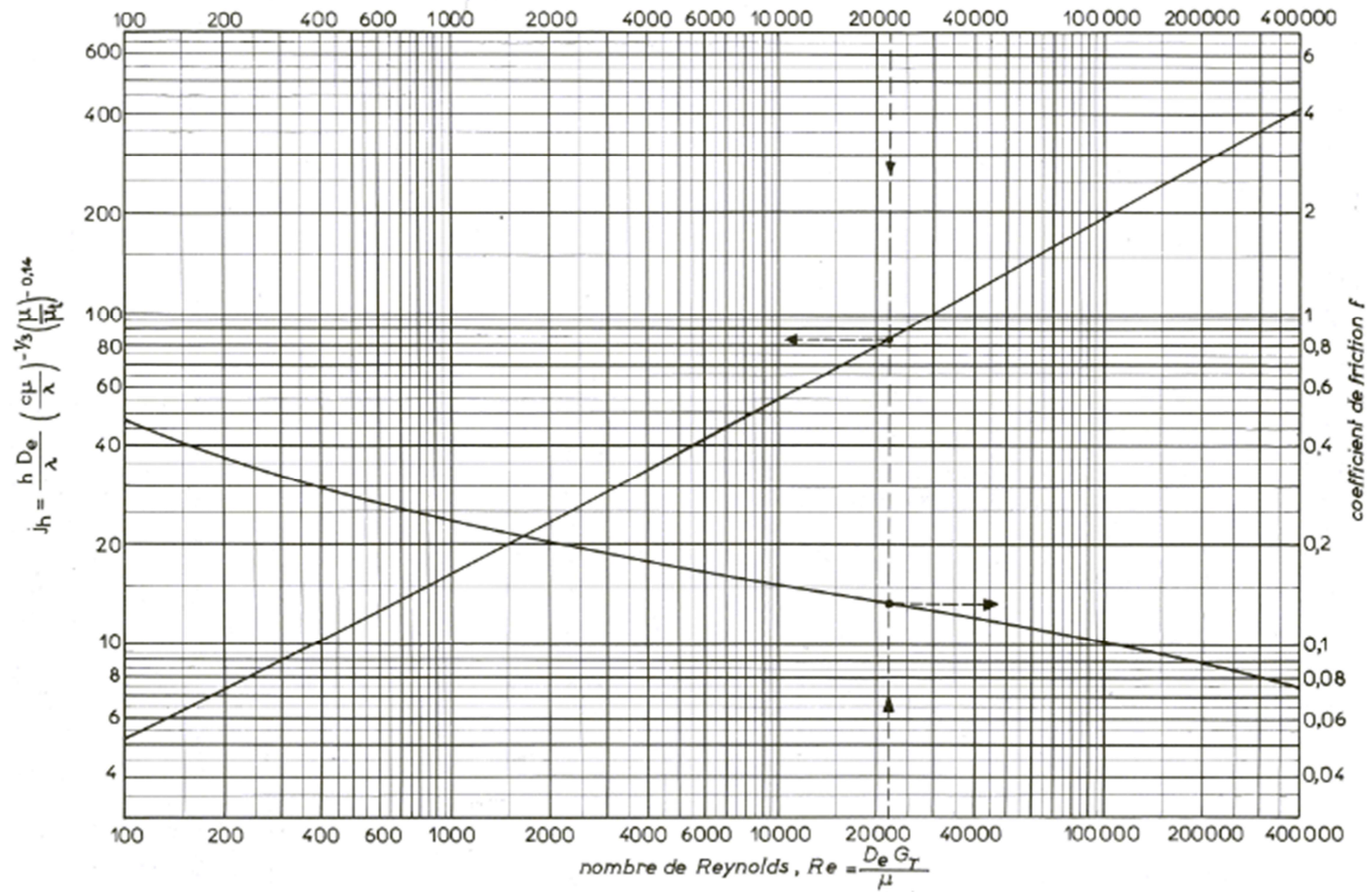
Annexe n°10 : Courbe de détermination de chaleur spécifique en fonction de température [18].



Annexe n°11 : Courbe de détermination de coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes [10].



Annexe n°12 : Courbe de détermination de coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes [10].





RAPPORT

«Seules les résultats d'essai(s) repérés par le symbole * sont effectués sous le couvert de l'accréditation».

N° : 18/RAF/11



II-3. 1- CARACTERISTIQUES PHYSICO-CHIMIQUES

DU BRUT DE 24'' UTBS/HMD:

Tableau 1 :

CARACTERISTIQUES	RESULTATS
Densité à 20°C *	0.7941
Densité à 15°C *	0.7979
Specific gravity 60/60 °F *	0.7987
°API	45.7
Viscosité cinématique en cSt à :	
• 37.8 °C/100°F	1.623
• 50.0 °C/122°F	1.395
Tension de vapeur Reid à 37.8 °C, Kg/cm ²	0.552
Point de congélation, °C	-36
Point d'écoulement	-33
Point d'éclair, Vase fermé, °C	< 19
Teneur en eau par extraction, % vol.	Nulle
Teneur en eau et sédiments, BSW, % vol.	Nulle
Teneur en cendre, %pds	0.007
Micro-Carbone conradson (MCCR), Pds	0.852
Teneur en mercure, µg/l	6.3
Pouvoir calorifique supérieur, Kcal/Kg	11080
Facteur de caractérisation, KUOP	12.00
Poids moléculaire, g/mole	170
Teneur en métaux, p.p.m	
Usure Fe	0.0
Cr	0.6
Pb	1.3
Cu	0.1
Sn	0.0
Al	0.2
Ni	0.4
Mo	2.0
V	0.5
Dopage B	0.2
Mg	0.1
Ba	3.5
P	8.1
Zn	0.4
Polluants Si	0.4
Na	0.5

N.B : La conversion des masses volumiques de 20°C à 15°C est effectuée selon les tables ASTM D1250-80

*Annexe n°13(suite) : Caractéristiques physico-chimiques du Brut de 24'' UTBS/HMD
[14].*



RAPPORT

«Seules les résultats d'essai(s) repérés par le symbole * sont effectués sous le couvert de l'accréditation».

N° : 18/RAF/11



Laboratoire
accrédité
N° : 1-2087
Portée
disponible sur
www.cofrac.fr

DISTILLATION ASTM D86 du Brut 24'' UTBS/HMD

CARACTERISTIQUES	RESULTATS
Point initial, °C	33
5 % vol	58
10 "	78
20 "	111
30 "	130
40 "	169
50 "	211
60 "	254
70 "	294
80 "	331
90 "	347
95 "	-
Point Final, °C	371
Distillat, % vol	94
Résidu, "	(\$)
Perte, "	-

Annexe n°13(suite) : Caractéristiques physico-chimiques du Brut de 24'' UTBS/HMD [14].



RAPPORT
(Seules les résultats d'essai(s) repérés par le symbole * sont effectués sous le couvert de l'accréditation).
N° : 18/RAF/11



II-5. ANALYSE DES FRACTIONS ET RESIDUS :

II-5. 1- CHROMATOGRAPHIE EN PHASE GAZEUSE DES LEGERS (□) :

Tableau 3 :

CONSTITUANTS	% Poids	% Volume
C ₂	-	-
C ₃	0.31	0.49
i C ₄	0.62	0.88
n C ₄	3.63	4.96
i C ₅	0.21	0.26
n C ₅	0.21	0.27
.....		
Total	4.98	6.86

II-5. 3- CARACTERISTIQUES DU KEROSENE

COUPE	165 – 250 °C
Rendement sur brut :	
% Pds	21.34
% Vol	21.19
Position sur brut :	
% Pds	37.79 – 59.13
% Vol	42.18 – 63.37
Densité à 20 °C *	0.7991
Densité à 15 °C *	0.8028
° API	44.6
Specific gravity 60/60 °F *	0.8036
Indice de réfraction à 20°C	1.4478
Viscosité cinématique en cSt à :	
• 20°C	1.841
• 37.8°C	1.293
• 50°C	1.131
Corrosion à la lame de cuivre, 2h à 100°C	Classe I (1a)
Point de congélation, °C	< -48
Point d'écoulement, °C	< -45
Point d'aniline, °C	63
Point d'éclair, vase fermé, °C	57.1
Poids moléculaire, g/mole	164
Facteur de caractérisation, KUOP	11.86
Pouvoir calorifique supérieur, kcal/kg	11078
Teneur en carbone : (CPG) □	
- Aromatiques, % C _A	14.81
- Naphténiques, % C _N	26.64
- Paraffiniques, % C _P	58.55

*Annexe n°13(suite) : Caractéristiques physico-chimiques du Brut de 24'' UTBS/HMD
[14].*

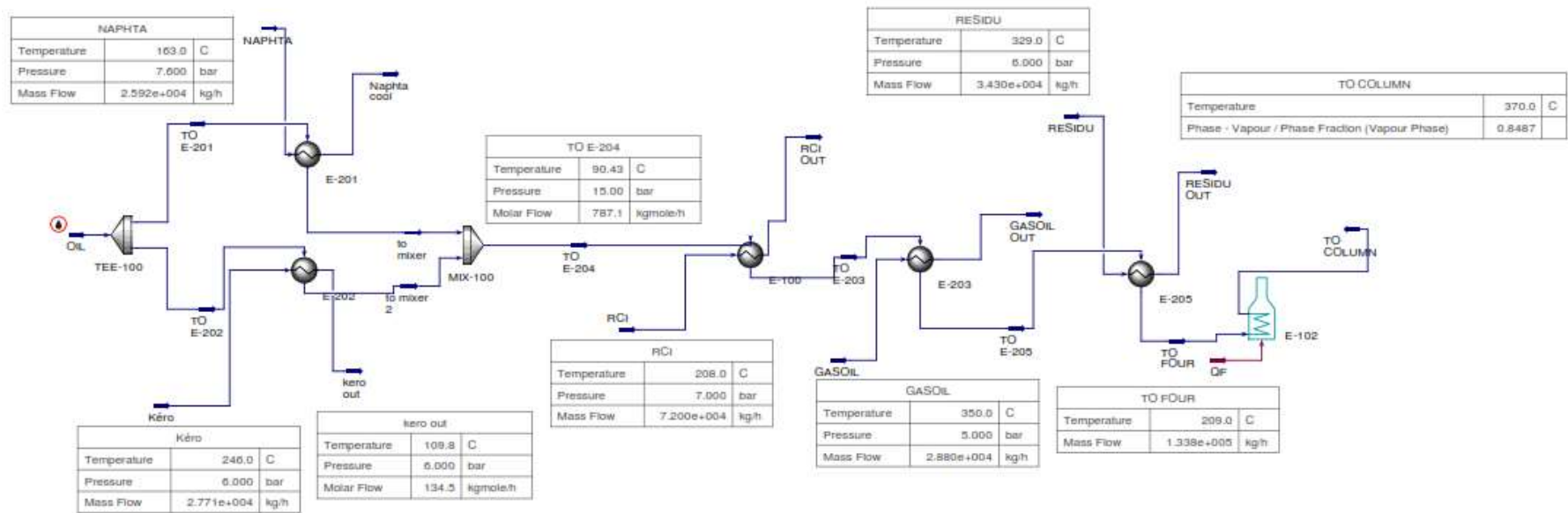
II-5. 4- CARACTERISTIQUES DES GAS – OILS

COUPES	Gas-oils	Légers	Gas-oil Total	Gas-oil lourd
	250- 320 °C	250 - 375 °C	165 – 350 °C	320 - 375 °C
Rendement sur brut				
% Pds	11.48	20.74	39.12	09.26
% Vol	10.85	19.30	37.79	08.45
Position sur brut				
% Pds	59.13 – 70.61	59.13 – 79.87	37.79 – 76.91	70.61 – 79.87
% Vol	63.37 – 74.22	63.37 – 82.67	42.18 – 79.97	74.22 – 82.67
Densité à 20 °C *	0.8408	0.8542	0.8229	0.8745
Densité à 15 °C *	0.8443	0.8576	0.8265	0.8780
Specific gravity 60/60 °F *	0.8451	0.8584	0.8273	0.8788
° API	35.9	33.3	39.5	29.5
Indice de réfraction à 20 °C	1.4711	1.4792	1.4609	1.4903
Viscosité cinématique en cSt à :				
• 50 °C / 122 °F	2.823	3.956	1.839	7.776
• 98.9 °C	1.359	1.791	0.947	2.763
Corrosion à la lame de cuivre 50°C/3h	Classe 1 (1a)	Classe 1 (1a)	Classe 1 (1a)	Classe 1 (1a)
Couleur ASTM	L 0.5	L 0.5	L 0.5	L 1.0
Point d'écoulement, °C	-18	-6	-39	+6
Point de trouble, °C	-15	-4	-22	+11
Point d'aniline, °C	73.4	75.0	66.4	79.8
Indice de Cétane	46.2	46.9	42.1	46.9
Nombre de cétane	56.8	57.4	52.7	58.0
Facteur de caractérisation, KUOP	11.85	11.86	11.90	11.80
Teneur en carbone : (PNA) □				

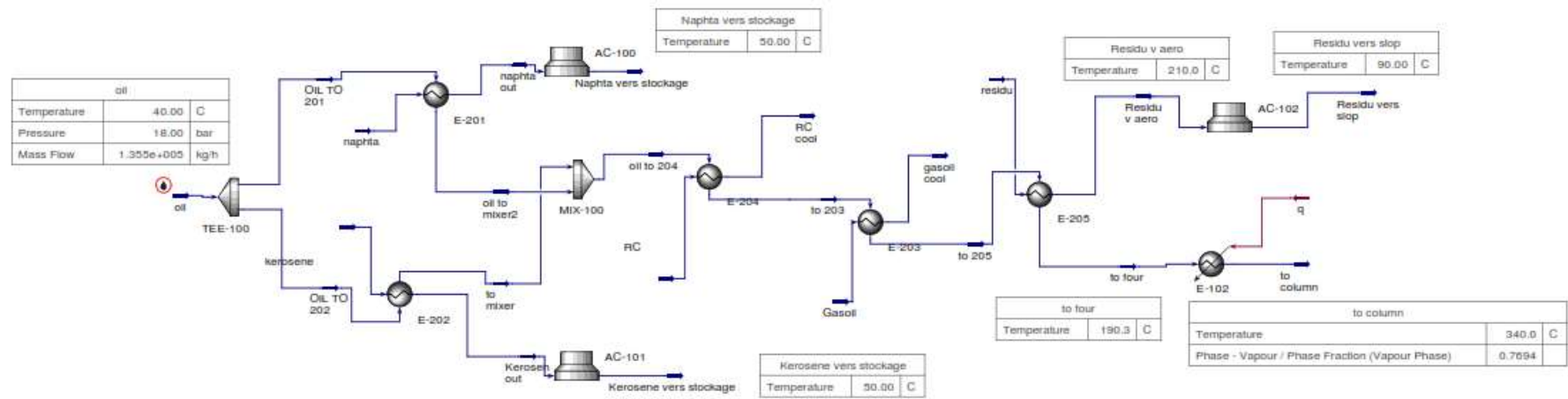
II.5- 6- CARACTERISTIQUES PHYSICO - CHIMIQUES DES RESIDUS

COUPES	350 ⁺	375 ⁺	380 ⁺	560 ⁺
Rendement sur brut % Pds	23.09	20.13	19.57	04.49
% Vol	20.03	17.33	16.81	03.53
Position sur brut % Pds	76.91 – 100.00	79.87 – 100.00	80.43 – 100.00	95.51– 100.00
% Vol	79.97 – 100.00	82.67– 100.00	83.19 – 100.00	96.47 – 100.00
Densité à 20 °C *	0.9161	0.9245	0.9256	-
Densité à 15 °C *	0.9195	0.9279	0.9289	-
° API	22.2	20.8	20.7	-
Sp/gr 60/60 °F *	0.9204	0.9288	0.9298	
Viscosité cinématique en cSt à :				
50 °C	77.712	131.134	143.004	-
70 °C	-	54.572	57.762	-
98.9 °C	13.356	19.130	20.298	-
Point d'écoulement, °C	+9	+12	+15	+42
Point de congélation, °C	+6	+9	+12	+39
Teneur en cendre, % Pds	0.003	0.004	0.005	3.829
Micro-Carbone conradson (MCCR), %Pds	2.912	4.166	4.296	16.860
Facteur de caractérisation, KUOP	11.85	11.82	11.82	-
Poids moléculaire, g/mole	390	415	432	-

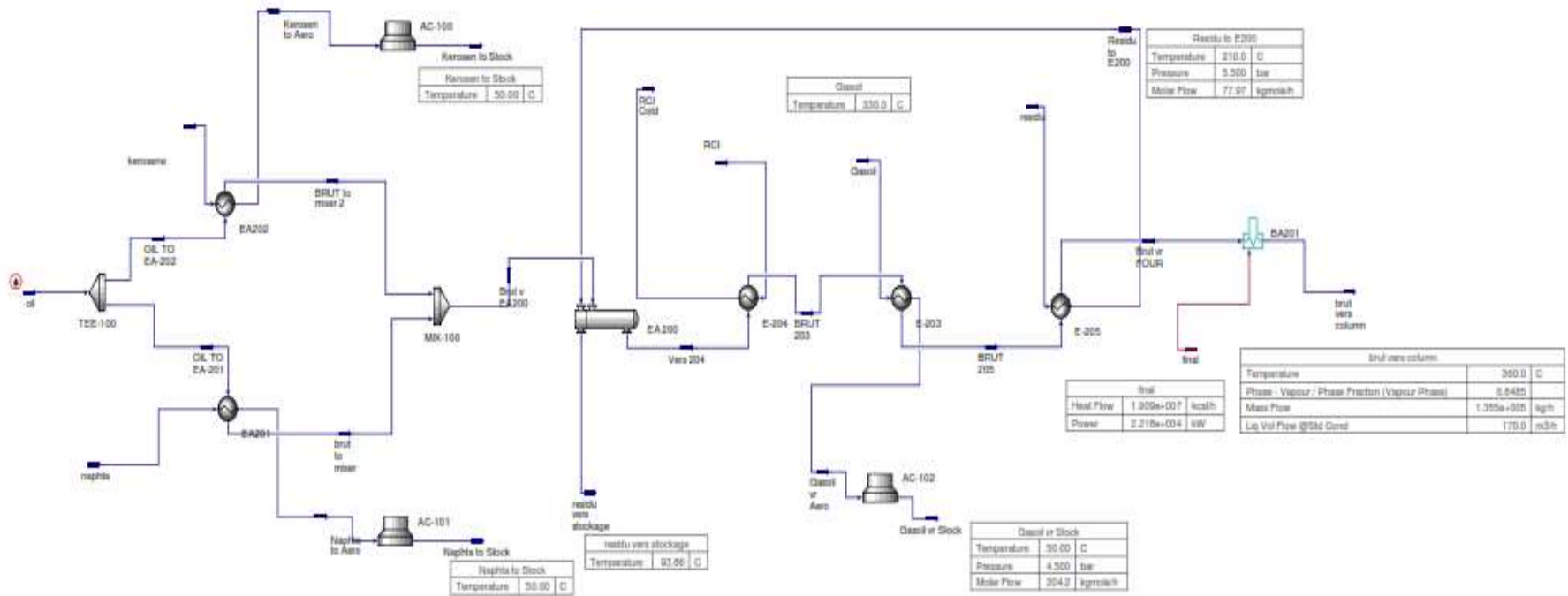
Annexe n°14 : Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas design.



Annexe n°15 : Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas actuel.



Annexe n°16 : Simulation Hysys de la circuit préchauffage cas proposé.



Annexe n°17 : Les valeurs des facteurs de correction [20].

a. Effect of type (total values)

Type	f_d
AES	1.00
AEM	0.90
AEU	0.90
AKT	1.30
BES	0.95
BEM	0.86
BEU	0.86
BKT	1.25
Thermosiphon	1.20

(Source: IFP)

b. Effect of type (detail values)⁽¹⁾

Distribution	Shell	Bundle
A 1.00	E 1.00	L 1.01
B 0.95	F 1.03	M 0.90
C 1.04	G 1.03	N 0.97
	J 1.01	S 1.00
	K 1.25	T 1.05
		U 0.90

(1) The total value is obtained by multiplying together the partial values corresponding to each letter of the TEMA standard.

(Source: IFP)

c. Effect of length of bundle

Length		f_l
(ft)	(m)	
8	2.4	1.35
12	3.7	1.13
16	4.9	1.00
20	6.1	0.92
24	7.3	0.90

(Source: IFP)

Annexe n°17 (suite) : Les valeurs des facteurs de correction [20].

d. Effect of number of tube passes

Number of passes	f_{np}
2	1.00
4	1.02
6	1.04
8	1.06
12	1.08

(Source: IFP)

e. Effect of maximum pressure

Pressure (bar)	f_p	
	Tubes	Tubes and shells
<10	1.00	1.00
10 to 20	1.07	1.12
20 to 30	1.17	1.29
30 to 40	1.27	1.48
40 to 65	1.45	1.81
65 to 85	1.63	2.13
85 to 130	2.03	2.85
130 to 180	3.25	3.25

(Source: IFP)

f. Effect of temperature

Temperature (°C)	f_t
$t < 350$	1.00
$350 < t < 550$	1.08

(Source: IFP)

g. Effect of kind of material

Material of shell/tubes	f_m
CS/CS	1.0
CS/304 L stainless	1.9
CS/316 stainless	2.2
CS/Cu	1.3
CS/Mo	2.0
CS/Monel	4.0
CS/Ti	10.0

(Source: IFP)

Résumé :

Le gasoil est le carburant le plus utilisé en Algérie, la grande demande en diesel pour les véhicules, a nécessité de faire augmenter sa production dans les différentes raffineries. Plusieurs solutions sont envisagées pour résoudre ce problème dont l'amélioration de l'unité de distillation atmosphérique est prise en considération.

La raffinerie RHM2 de Hassi Messaoud est concernée par une amélioration, vue que le train de préchauffe ne satisfait plus à la demande de chauffage du brut qui a causé la diminution de la température de la charge à la sortie du four et par conséquent la diminution de production de gasoil dans la colonne de distillation.

L'objectif de cette étude est d'améliorer la production en carburant de l'unité de distillation atmosphérique RHM2 par l'installation d'un nouvel échangeur de chaleur au niveau de train de préchauffage pour augmenter la température de sortie de four.

L'augmentation de la température de sortie de four BA-201 a permis la vaporisation maximale de la quantité du gasoil.

Mots clés : colonne distillation, raffinerie, gas-oil, carburant, four, échangeur de chaleur.

Abstract:

Diesel fuel is the most used fuel in Algeria, the high demand for diesel for vehicles, has required to increase its production in the various refineries.

Several solutions are envisaged to solve this problem, the improvement of the atmospheric distillation unit being taken into consideration.

Hassi Messaoud's RHM2 refinery is concerned with an improvement as the preheating train no longer meets the demand for heating the crude oil, which has caused the temperature of the feedstock to decrease at the outlet of the furnace and consequently the decrease of production of diesel fuel in the distillation column.

The objective of this study is to improve the diesel fuel production of the atmospheric distillation unit RHM2 by installing a new heat exchanger at the preheating stage to increase the furnace outlet temperature.

Increasing the furnace BA-201 outlet temperature allowed maximum vaporization of the amount of gas oil.

Keywords: Column distillation, refinery, diesel, fuel, furnace, heat exchanger.