

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE POPULAIRE



MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA



Faculté des Sciences Appliquées
Département de Génie des Procédés

Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Science et Technologie

Filière : Industrie Pétrochimique

Spécialité : Génie du Raffinage

Présenté par :

Zohra KRIM

Thème :

**Optimisation de la Température de Sortie du Four pour
Améliorer la Production de Gasoil dans l'Unité de
Topping de RHM2/HMD**

Soutenu publiquement le : 04/06/2024

Devant le jury :

Dr. IZZA HIDAYA

U.K.M.O

Présidente

Dr. KACHI SACIA

U.K.M.O

Examinatrice

Pr. SELLAMI MOHAMED HASSEN

U.K.M.O

Encadreur

Année Universitaire 2023/2024

Remerciements

Au terme de ce travail, je tiens à remercier le Bon Dieu qui m'a donné le courage et la volonté d'aller jusqu'au bout et de ramener ce présent travail à son point ultime.

Je tiens tout d'abord à remercier monsieur : Dr. SELAMI MED HASSEN, mon promoteur, qui j'ai prêté une attention particulière et qui à aucun moment n'a ménagé son effort et son savoir pour m'apporter de l'aide, la plus précieuse.

Mon respect aux membres de jury, qui je ferai l'honneur d'accepter et de juger se modeste travail, d'apporter leurs réflexions et leurs critiques scientifiques. Mon remerciement et gratitude va également à tous mes enseignants du département de génie des procédés

On ne peut s'arrêter là, sans évoquer toute ma profonde reconnaissance et tous mes remerciements les plus sincères à l'ensemble d'équipe de département de Exploitation

Raffinerie RHM2—Division Production -Sonatrach (HMD)



اهداء

اللهم لك الحمد حمداً لا ينفد أوله ولا ينقطع آخره، اللهم لك الحمد فانت أهل أن تحمد وتعبد وتشكر. لك الحمد ربى ضيقاً واتساعاً، حمداً كثيراً ملء قلوبنا وملء السماء كما ينبغي لجلال وجهك وعظيم سلطانك

و الصلاة و السلام على من بلغ الرسالة و ادى الامانة و بعث رحمة للعالمين ،

محمد عليه افضل الصلوات و التسليم

اهدي هذا العمل المتواضع في المقام الاول الى التي ساندتني طوال حياتي و طوال مساري التعليمي و لم تدخر يوماً جهداً في سبيل اسعادي، الى من ضحت بكل ما تملك لتجعلني ما انا عليه اليوم الى نور دنياي، الحبيبة امي فهيمه زرمان اطال الله عمرها و جزاها جنة عرضها السموات و الارض

الى الذي ادين له بالفضل ما حييت، لمن شجعني ودعمني إن كنت في أوائل الصفوف أو كنت الأخيرة، أبي الغالي مصطفى الذي أفنى عمره في اسعادنا، وإن لم أكن قادرة على منحه من الثناء الوفير، فهو في القلب رفيق للروح رحمه الله و عفى عنه و رزقه الجنة

الى صديقتي الثابتة صاحبة الروح الجميلة و القلب الابيض و الاقرب الى قلبي اختي سارة

الى زميلاتي و اختاي ، عشرة عمري و رفيقتا دربي و مؤنسات الروح المهندستان هديل و خولة ادام الله رفقتنا

و جمعنا على طاعته

الى زملائي المهندسين دفعة 2024 هندسة تكرير على عشرتهم الطيبة و مساعدتهم طوال السنين الخمس انار الله طريقهم

كما اختتم بالشكر كل من ساندني طوال سنين دراستي من اساتذة اذكر منهم من ترسخو بالذاكرة استاذة مكناسي حنان ، استاذ زكرياء

بالمخفي ، استاذة امينة دباب ، استاذة بكيس ، و لاستاذ سلامي محمد حسان مشرف هذا العمل المتواضع

هذا العمل خالص لوجه الله كسائر الاعمال و الحمد لله رب العالمين على تمام النعم



Liste des tableaux

Tableau I.4-1: Bilan matière du topping	8
Tableau I.4-2: les débit et les température entrée four dans chaque passe	9
Tableau I.6-1: les bacs de stockage.....	18
Tableau II.3-1: rocédés et Caractéristiques de quelques bases utilisables pour la formulation du gazole.....	24
Tableau II.4-1: les spécifications du gasoil	30
Tableau II.4-2: les spésifications du gasoil Selon la norme Algérienne NA 8110 :.....	31
Tableau IV.3-1: La distillation A.S.T.M de la coupe résidu.....	44
Tableau IV.4-1: efficacités des échangeur cas design.....	45
Tableau IV.4-2: efficacités des échangeur cas actuel	45
Tableau IV.5-1: Caractéristique de brut entrée four BA201.....	46
Tableau IV.6-1: Chromatographie de fuel gas.....	49
Tableau IV.9-1: Donne de calcule d'un nouveau échangeur.....	53
Tableau IV.9-2: température entrée et sortie des fluide.....	54
Tableau IV.9-3: Les paramètres physiques du résidu et de résidu.....	58
Tableau IV.9-4: Les paramètres physiques du de brut.....	59
Tableau IV.9-5: Les résultats des paramètres obtenus après les calculs.....	61
Tableau IV.10-1: les résultats des paramètres de nouveau échangeur EA-206 :.....	62
Tableau IV.11-1: les résultats et les paramètres de construction d'échangeur EA-206 Recalcule des échangeurs EA-204 ,EA-203,EA-205	62
Tableau IV.12-2: Résultats de l'effet du nouvel échangeur sur les températures du circuit de chauffage	64

Liste des figures

Figure I.3-1: Localisation de la raffinerie de Hassi Messaoud sur la carte	4
Figure I.3-2: schéma synoptique de la raffinerie	5
Figure I.3-3: schéma synoptique de la raffinerie.....	5
Figure I.4-1: schéma de procédé du Topping RHM2.....	6
Figure I.5-1: Schéma de process du reforming catalytique RHM2.....	13
Figure II.3-1: Schéma d'une distillation sous vide sèche	23
Figure II.3-2: Schéma d'une distillation sous vide humide	23
Figure II.4-1: la colorimétre.....	30
Figure II.4-2: la colorimétre.....	30
Figure III.2-1: Schéma vs Photo réelle de four BA201 / RHM2.....	35
Figure III.2-2: échangeur échangeur co-courant et contre-courant	37
Figure III.2-3: échangeur a courant croisé.....	37
Figure III.2-4: Principe et constituant d'un échangeur de chaleur tubes/calandre.	38
Figure III.2-5: la disposition des tubes dans l'échangeur.....	39
Figure III.2-6: schéma d'échangeurs à plaque tubulaire fixes	40
Figure III.2-7: schéma d'échangeurs à tête flottante	40
Figure III.2-8: schéma d' échangeurs à tubes en U	41
Figure III.2-9: Echangeur à tube et calandre type 1-4	41
Figure III.2-10: Echangeur à 2passes coté calandre (calandre type F).....	42
Figure III.2-11: Principe et constituant d'un échangeur de chaleur à plaque à joint	42
Figure IV.4-1: Les efficacités thermique des échangeurs de train de préchauffe	46
Figure IV.7-1: circuit actuel de train de préchauffage section topping.....	49
Figure IV.7-2: nouveau circuit proposée de train de préchauffage section topping	50
Figure IV.7-3: nouveau circuit proposée de train de préchauffage section topping	Error!
Bookmark not defined.	

Symboles et notations

symboles	Désignation	unité
M	Débit massique de fluide chaud	Kg/h
m	Débit massique de fluide froid	Kg/h
C _p	Chaleur spécifique	Kcal/kg °C
A'	La surface d'échange estimer	m ²
A	La surface d'échange réel	m ²
T ₁	Température d'entrée fluide chaud	°C
T ₂	Température de sortie fluide chaud	°C
t ₁	Température d'entrée fluide froid	°C
t ₂	Température de sortie fluide froid	°C
ΔTLM	Température moyenne logarithmique	°C
n _t	Nombre de passe coté tube	/
n _c	Nombre de passe coté calandre	/
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
a _t	Section par passe coté tube	m ²
D _e	Diamètre équivalent	m
D _c	Diamètre de la calandre	m
T _c	Température calorique	°C
d ₄ ¹⁵	La densité à T= 15°	/
λ	Conductivité thermique	Kcal/m.h.°C
η	La viscosité dynamique	Kcal/m.h
G _t	Vitesse massique tube	kg/h.m ²
G _c	Vitesse massique calandre	kg/h.m ²
Re	Nombre de Reynolds	/
n _{ch}	Nombre de chicane	/
B	La distance entre les chicanes	m
t _t	Température de tube	°C
h _{io}	Coefficient de film interne	/
h _o	Coefficient de film externe	/
U _s	Coefficient de transfert salle	Kcal/m ² .h.°C
U _p	Coefficient de transfert propre	Kcal/m ² .h.°C
J _h	Coefficient de transfert de chaleur	/
R _s	Résistance d'encrassement	m ² .h.°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	/
$\emptyset$	Coefficient correctif de viscosité de brut	/
PCI	Pouvoir calorifique inférieur	Kcal/Nm ³
Q_{four}	Chaleur libérée par le four	KW
η %	Rendement	/
H_e	Enthalpie d'entrée	kcal/kg
X	Taux de vaporisation	/
Mv	Débit massique de la phase vapeur	Kg/s
H_S^L	L'enthalpie de la phase liquide	kcal/kg
q_S^L	La quantité de chaleur de la phase liquide	KW
H_S^V	L'enthalpie de la phase vapeur	kcal/kg
q_S^V	La quantité de chaleur de la phase liquide	kW
q_s	Quantité de chaleur à la sortie	kW
q_e	Quantité de chaleur à la entrée	kW
q_{abs}	La quantité de chaleur absorbée	kW
f_t	Coefficient de friction	/

Abréviation

RHM2 : 2ème Raffinerie de Hassi Messaoud

UTBS : Unité de Traitement du Brut Sud-HMD

CIS : Centre Industriel Sud

API: American Petroleum Institute

PI: Point Initial

PF: Point Final

ASTM: American Society for Testing Materials

NO : Indice d'Octane

IC: Indice de Cétane

Cp : Centi poises

TBP : True Boiling Point

PPM : Partie Par Million

TVR : Tension de Vapeur Reid

RCI : Reflux Circulant Intermédiaire

Kuop: Factor of Universal Oil Product

BWG: Birmingham Wire Gage

PCI : Pouvoir Calorifique Inférieur

PONA : paraffine, oléfine, naphtène, aromatique

Table de matière

Liste des tableaux

Liste des figures

Symboles et notations

Abréviation

Introduction

chapitre I : Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud

I.1. Présentation de l'entreprise	3
I.1.1. Sonatrach.....	3
I.2. Description du Centre Industriel Sud (CIS) :	3
I.3. Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2:.....	4
I.3.1. La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2:.....	4
I.4. Section distillation atmosphérique "Topping"	6
I.4.1. Schema de process du topping RHM2.....	6
I.4.2. Dans la section de Topping on trouve :	6
I.4.3. Bilan matière du topping.....	7
I.4.4. Les étapes de procédé :	8
I.4.5. Les injections des produits chimiques se font aux endroits.....	12
I.5. Section reforming catalytique.....	13
I.5.1. Prétraitement du naphta (il se fait dans l'unité 300).....	13
I.5.2. Reforming catalytique.....	15
I.6. Le stockage :	17

chapitre II : Les méthodes d'obtention et les caractéristiques de la coup gasoil

II.1. Introduction général	20
II.2. Définition de gasoil	20
II.3. Les diffèrent procède pour l'Obtention de gasoil.....	20
II.3.1. Distillation atmosphérique (Topping unit)	21
II.3.2. Distillation sous vide du résidu atmosphérique.....	22
II.4. Caractérisation physico-chimique du gasoil :	24
II.4.1. Caractéristique physique :	25
II.4.2. Caractéristique a froid	25
II.4.3. Caractéristique chimique :	27
II.4.4. Propriétés liées au stockage et distribution du gasoil :	28

chapitre III : Généralités sur les équipements de chauffes

III.1. RAPPELS SUR LE TRANSFERTS THERMIQUES.....	33
III.2. Équipements de chauffes:	34
III.2.1. Les fours tubulaires	34
III.2.2. Echangeur de chaleur	36

chapitre IV : Problématique et calcul

IV.1. La problématique	44
IV.1.1. Four BA201 :	44
IV.1.2. Pert de gasoil résiduelle :	44
IV.2. l'objectif de travail :	44
IV.3. La coupe Gas-oil perdue dans la coupe Résidu avec la charge RHM2 :	44
IV.4. Evaluation des échangeurs de train de préchauffe U200 :	45
IV.5. rendement de four BA201 cas design :	46
IV.5.1. Bilan thermique de four de section TOPPING BA200 cas actuel	46
IV.6. Calcul de rendement actuel de four BA201 :	48
IV.7. Recommandations pour améliorer l'efficacité thermique du train.....	49
IV.8. Dimensionnement de l'échangeur EA-206.....	50
IV.8.1. Théorie de la méthode :	51
IV.9. Partie calcul.....	53
IV.9.1. Données de calcul.....	53
IV.9.2. Calcul	53
IV.9.3. Calcul de la résistance d'encrassement (Rs)	61
IV.9.4. Calcul de perte de charge :	61
IV.10. Résultat et paramètres de l'échangeur EA-206 :	62
IV.11. Les paramètres d'échangeur EA-206	62
IV.12. Calcul de la température de Brut sorties échangeurs E-204 EA-203 et EA-205 :	63
IV.12.1. Calcul de la température de Brut sortie échangeur E-204.....	63
IV.12.2. Calcul de la température de Brut sortie échangeur EA-203.....	63
IV.12.3. Calcul de la température de Brut sortie échangeur EA-205.....	63
IV.13. Résultat de calcul de la section préchauffage de brut après l'ajout de EA-206 :	64
IV.14. Discussion et avantage des résultats	64

Conclusion

Introduction

Introduction

Les progrès techniques ont permis à l'humanité de découvrir de nouvelles sources d'énergie, notamment le pétrole et le gaz naturel, Vu l'importance que représente le pétrole brut et ces dérivées sur l'économie de notre pays et sur le marché mondial, il est nécessaire de faire fonctionner nos unités de productions à leurs rendements maximale, afin d'éviter toutes pertes de nos richesses nationales il faut récupérer le maximum possible des sources d'énergie de notre pays.

En Algérie, l'industrie du raffinage a débuté avec la découverte du pétrole brut à Hassi Messaoud. Avec le développement des moteurs diesel, le diesel(gasoil) est devenu le carburant principal, mais la demande dépasse désormais les capacités de production nationales. La construction de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud vise à répondre à cette demande croissante et à assurer un approvisionnement suffisant en diesel pour la région du sud-est. Cependant, cette raffinerie a subi plusieurs rénovations d'équipements qui ont affecté ses performances.

Dans la plupart des applications en raffinerie ou en pétrochimie, la chaleur nécessaire aux procédés est fournie par un four, qui joue un rôle central et essentiel, souvent considéré comme le « cœur de l'unité ». Mais le four a subi plusieurs réparations et changements, ce qui a entraîné une limitation de sa performance.

Le but de ce travail est d'étudier la possibilité de dimensionner un nouvel échangeur de chaleur dans la section de préchauffage (U200) de la raffinerie de Hassi-Messaoud RMH2, afin d'augmenter la température à la sortie du four BA201 et d'améliorer la séparation des fractions.

Le plan de travail est structuré comme suit :

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2

Chapitre II : Les méthodes d'obtention et les caractéristiques de la coup gasoil

Chapitre III : Généralités sur les équipements de chauffes

Chapitre IV : Partie calcul

chapitre I

Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud

RHM2

I.1. Présentation de l'entreprise

I.1.1. Sonatrach

Sonatrach est un Groupe pétrolier et gazier intégré sur toute la chaîne des hydrocarbures a été créé en 1963. Il détient en totalité ou en majorité absolue, plus de vingt entreprises importantes sur tous les métiers connexes à l'industrie pétrolière tel que le forage, le raffinage. Il possède aussi des participations significatives (entre 10 et 49% du capital) dans près de 50 entreprises implantées tant en Algérie qu'à l'étranger. En 2004, le Groupe Sonatrach est classé 12eme mondial parmi les compagnies pétrolières selon la revue internationale PIW qui prend en considération des critères physiques (réserves d'hydrocarbures, production) et des critères financiers (chiffres d'affaires, résultats). Cette même revue indique que le Groupe Sonatrach est le 2eme fournisseur mondial pour le gaz naturel liquéfié, le gaz de pétrole liquéfié et le 3eme pour le gaz naturel [14]

I.2. Description du Centre Industriel Sud (CIS) :

La principale mission de cette direction consiste à exploiter le brut extrait de son site de production, comprenant les puits et les champs satellites, jusqu'aux stations de traitement et de stockage. Il est essentiel de noter en premier lieu que le brut, à l'état naturel, n'est pas directement utilisable et doit subir des transformations spécifiques pour devenir exploitable. Une fois cette phase achevée, le brut est dirigé vers le Centre d'Exploitation Hydrocarbures (HEH) en vue d'une éventuelle distribution vers les régions du nord, notamment les raffineries et les terminaux. [14]

Le complexe comprend les installations suivantes :

- Six (06) unités satellites,
- Une unité de séparation et de dessalage avec un parc de stockage (UTS),
- Une unité de stabilisation,
- Une unité de fractionnement des condensats (UFC),
- Sept (07) unités de récupération des gaz et de compression,
- Deux (02) unités de production de gaz de pétrole liquéfié (GPL),
- Une unité de valorisation des condensats (UVC),
- Deux raffineries,

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud

- Onze (11) unités de compression pour la réinjection répartie sur deux stations,
- Une unité de traitement des eaux huileuses (UTEH),
- Une unité d'injection d'eau dans les puits.

De plus, une nouvelle unité de grande capacité dédiée à la stabilisation et au traitement du brut, nommée UTBS, a récemment été ajoutée.

Le service de contrôle joue un rôle primordial en effectuant l'analyse des produits finis pour répondre aux besoins spécifiques et aux normes requises.

I.3. Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2:

I.3.1. La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2:

La nouvelle Raffinerie de Hassi Messaoud conçue en 1979, a été étudiée pour traiter 1070600 T/an du brut de Hassi Messaoud afin de satisfaire à la demande en Gas-oil par le sud Algérien, ainsi pour enrichir le parc d'automobiles en essences et l'aviation militaire ou civil en kérosène de cette région. [14]



Figure 1: Localisation de la raffinerie de Hassi Messaoud sur la carte

I.3.1.1. Construction:

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)

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud

Cette raffinerie se compose des sections suivantes :

- Section topping pour la fabrication des coupes de base comme la gasoline, naphtha, le kérosène et gasoil .
- Section prétraitement conçue pour débarrasser la naphtha des composés (azote, soufre, métaux lourds...) nocifs pour le catalyseur de reforming
- Section reforming catalytique pour augmenter l'indice d'octane du naphtha (reformat) base pour la fabrication de l'essence normal et de l'essence super

I.3.1.2. La RHM2 se compose de quatre (4) sections :

- Section 200 : Distillation atmosphérique TOPPING.
- Section 300 : Prétraitement du Naphta (hydrodésulfuration).
- Section 800 : Reforming Catalytique.
- Section 900 : Stockage (avec des pompes d'expédition des produits finis) et utilités.

La charge d'alimentation de la raffinerie provient du centre de traitement sud sous une pression d'environ 4 bars et une température ambiante. La densité de ce pétrole brut est de l'ordre de 0.796, comme montré dans le schéma synoptique suivant : [14]

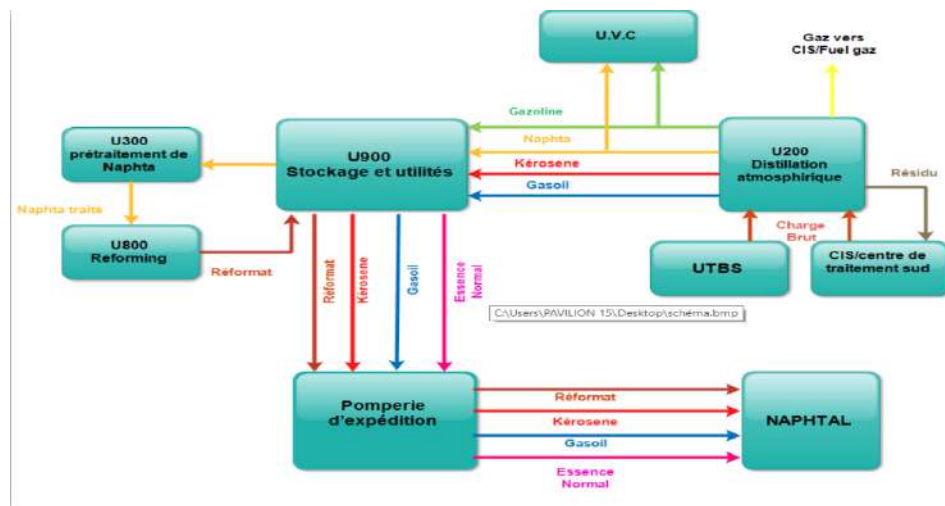


Figure 3:schéma synoptique de la raffinerie

I.3.1.3. Dates et faits marquants:

La Distillation Atmosphérique (Topping) a été mise en service en Mai 1979
le Reforming Catalytique en Octobre 1979.

I.3.1.4. Capacité de traitement design :

- Réformât : 100 000 t /an
- Gas-oil : 412 000 t /an

- Kérosène : 40 500 t /an
- Essence normale : 42000 t/an

I.4. Section distillation atmosphérique "Topping"

Le Topping, également appelée distillation atmosphérique représente une unité initial vise à séparer le brut en diverses coupes stabilisées, pouvant être utilisées pour la fabrication de produits raffinés tels que le naphta, le gasoil, le kérosène, etc. Ces coupes peuvent également être acheminées vers d'autres unités en aval, telles que la section de prétraitement du naphta ou la section de reformage catalytique. Cette opération concerne le brut de Hassi Messaoud, avec une capacité annuelle de traitement de 1 070 600 tonnes par an, en vue de produire les produits mentionnés. [17]

I.4.1. Schema de process du topping RHM2

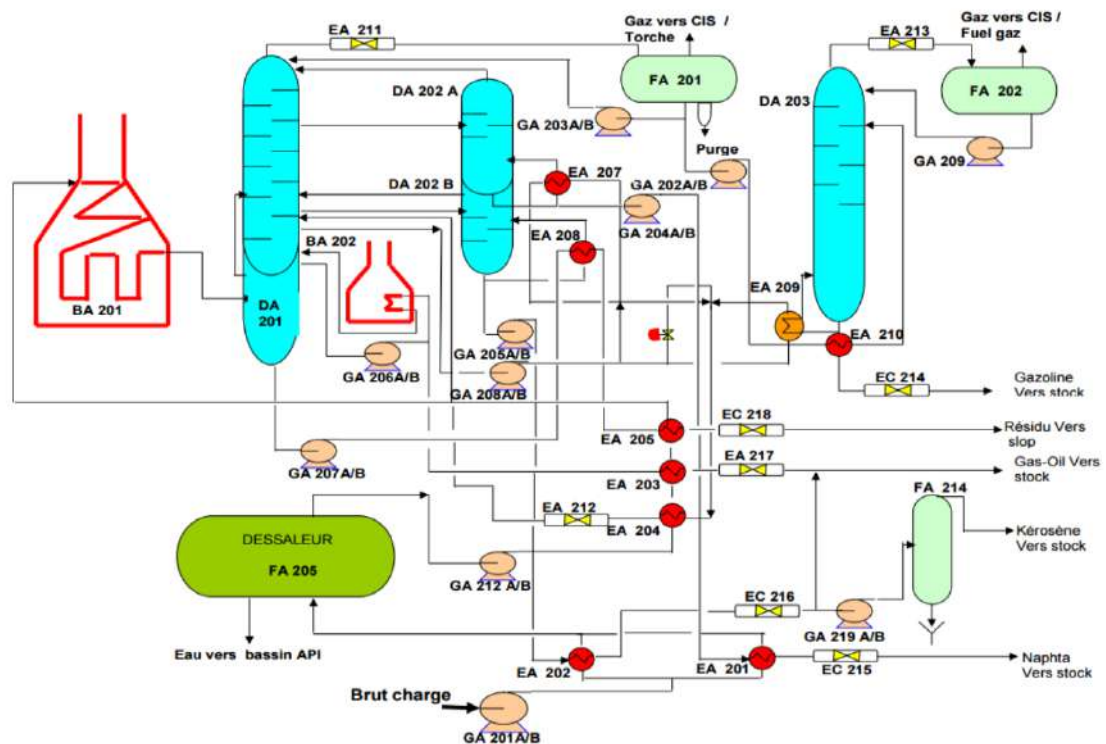


Figure 4:schéma de procédé du Topping RHM2

I.4.2. Dans la section de Topping on trouve :

I.4.2.1. Les Equipements:

Une unité de distillation comporte les équipements principaux suivants:

- Dessaleur : Elimination des sels.
- Colonne de distillation : Fractionnement du brut en diverses coupes.

- Colonne de stripping: Elimination des produits légers.
- Four de charge : Chauffage de l'alimentation.
- Ensemble de : Echangeurs – Ballons- Pompes

I.4.2.2. Utilité:

- Vapeur d'eau surchauffée.
- Electricité.
- Eau de refroidissement.
- Combustibles (gaz, fuel gaz).

I.4.2.3. Produit chimiques:

- Inhibiteur de corrosion.
- Soude (NaOH).
- Ammoniaque (NH₃).

I.4.2.4. Principaux circuits de l'installation :

- Préchauffage du brut.
- Four
- Colonne de distillation (DA201)
- Soutirages latéraux (pump around).
- Strippers et dryers et circuit de kérosène.
- Fond de la colonne.
- Tête de la colonne (gaz, GPL, (iso, n : pentane), essences).

I.4.3. Bilan matière du topping

Les coupes a produire sont regroupées de la manière suivant :

1. Les légers : C1 + C2 + C3 + C4
2. Essence : Gasoline + Naphta
3. Mélange : kérosène + gas-oil
4. Résidu initial

Tableau I.4-1: Bilan matière du topping

Produit	% volume sur brut	Débit m	Densité	T /h
Légers	4.500	7,650	0,5944	4,550
Essences	37.140	63,,140	0,7200	45,460
Mélange	42.250	71,825	0,8173	58,70
Résidu	16.110	27,387	0,9143	25,04
brut	100	170,00	0,7867	133,75

I.4.4. Les étapes de procédé :***I.4.4.1. Dessalage et préchauffage***

L'approvisionnement en pétrole brut de l'unité provient du centre de traitement sud C.I.S TRT ou UTBS, à une pression d'environ 3,5 bars et à température ambiante. Cela s'effectue via les pompes de charge GA201 A/B, l'une en service et l'autre en stand-by , qui refoulent le brut à une pression de 21 bars vers les échangeurs EA201 et EA202 fonctionnant en parallèle. Ces échangeurs utilisent respectivement les calories du naphta et du kérosène pour le stockage. Les deux flux d'effluents se combinent à une température de 80°C. Avant cela, le brut est mélangé à de l'eau de lavage et entre dans le dessaleur FA205.

La pompe GA 212 A/B prend en charge le brut préalablement dessalé par le FA205 et le refoule à travers un circuit d'échangeurs disposés en série avant d'atteindre le four BA201. Ces échangeurs sont parcourus par des produits à refroidir (coté faisceaux), EA 204 Reflux circulant intermédiaire (RCI), EA-203 Gas-oil, et EA 205 Résidu.

À la sortie de l'échangeur EA205, le brut atteint une température de 202°C et une pression de 14 bars. Avant d'entrer dans le four BA201, le flux de brut se subdivise en six passes parallèles. À l'intérieur de chacune de ces passes, le débit est ajusté individuellement à l'aide de six contrôleurs de débit HIC 201 A, B, C, D, E et F. Une légère sur quantité est dirigée vers les deux passes extrêmes, A et F. [7]

I.4.4.2. Four BA201

Il s'agit d'un four tubulaire équipé de 12 brûleurs, alimenté en fuel gaz provenant du FA990. Ce four est conçu pour fournir une chaleur complémentaire à la charge de la colonne de fractionnement, augmentant ainsi sa température de 202°C (sortie de EA205) à 340°C , la température de fractionnement. Cependant, depuis le démarrage de l'unité, on observe que les

températures des peaux des tubes des passes extrêmes dépassent les valeurs maximales prévues dans la conception. En conséquence, l'unité fonctionne à environ 75% de sa capacité, car augmenter le débit de la charge d'alimentation aggraverait le problème jusqu'au remplacement des tubes du four. [7]

Tableau I.4-2: les débit et les température entrée four dans chaque passe

passe	A	B	C	D	E	F
Débit dans chaque passe	28,4	26,25	25,55	26,95	29,05	29,4
Température de peau tube°C	462	401	386	388	395	422

I.4.4.3. Fractionnement (distillation atmosphérique)

La séparation du brut s'effectue au sein d'une colonne de distillation atmosphérique, opérant sous une pression absolue de 3 bars et une hauteur totale de 29 plateaux à clapets. Ces plateaux sont répartis en deux zones distinctes :

- Une première zone d'expansion comprenant 3 plateaux.
- Une deuxième zone de fractionnement comprenant 26 plateaux.

La fraction vaporisée émerge du sommet de la zone d'expansion à une température de 220°C. Cette fraction alimente la partie supérieure de la colonne comportant les 26 plateaux, où se déroule le fractionnement proprement dit. À partir de cette section de la colonne, on extrait les composants suivants :

- Gas-oil : prélevé depuis la partie supérieure du DA201.
- Kérosène : récupéré du 12ème plateau.
- Naphta : obtenu à partir du 6ème plateau.
- Gaz légers : soutirés du sommet du DA201.

a) Le résidu

Est soutiré à température 325°C du fond de la colonne DA 201 à l'aide de la pompe GA207 est envoyé vers slop sous contrôle du contrôleur de niveau 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'aéroréfrigérants à air humidifié (EC218A-B) pour être mélangé avec le brut au service traitement. [17]

b) Le gas-oil

À une température de 345°C, est soutiré du bas de la colonne de fractionnement DA201 à l'aide de la pompe GA 206. Une fraction de celui-ci est chauffée à $T=350^{\circ}\text{C}$ dans le four BA202, sous la régulation de la température par TRC204. Cela vise à éliminer les fractions légères tout en maintenant le gradient de température dans la colonne de fractionnement. L'autre fraction est acheminée vers le stockage sous le contrôle du niveau LRC 204, après avoir transféré ses calories au brut de la charge à travers l'échangeur EA203. Enfin, elle est refroidie dans une batterie d'aéroréfrigérants à air sec (EA 217A-B). [17]

c) Le reflux circulant

Est extrait à une température de $T=230^{\circ}\text{C}$ depuis le 16ème plateau de la colonne de fractionnement à l'aide de la pompe GA208, régulée par le débit FRC214. Une fraction de ce reflux est dirigée sous le contrôle du DPIC 228, permettant de compenser les fluctuations de pression à travers les rebouilleurs EA207 et EA209. Cette portion cède ses calories au rebouillage du naphta sous le contrôle du régulateur TRC207, et à la gasoline sous le contrôle du régulateur TRC209. Le reste du reflux circulant et le retour des rebouilleurs sont acheminés vers le 13ème plateau de la colonne de fractionnement après avoir transféré ces calories au brut de charge dans l'échangeur EA204. Enfin, cette fraction est refroidie à une température de $T=110^{\circ}\text{C}$, régulée par le TRC218, à travers une batterie d'aéroréfrigérants à air sec (EA212A-B). [17]

Le reflux circulant a pour objectif d'assurer le rebouillage du naphta et de la gasoline, ainsi que le préchauffage du brut. Il joue également un rôle crucial dans la génération du reflux interne nécessaire pour garantir la qualité du fractionnement. Cette contribution en termes de frigories permet de réduire la charge thermique des aéroréfrigérants situés en tête de la colonne DA 201. [17]

d) Kérosène

Par ailleurs, le kérosène est extrait à une température de $T=200^{\circ}\text{C}$ depuis le 12ème plateau de la colonne de fractionnement. Il s'écoule naturellement sous le contrôle du régulateur LIC 207 dans une petite colonne, le Stripper DA 202A, comprenant 6 plateaux.

Le rebouillage du bas de la colonne DA202A est effectué dans le rebouilleur EA208 à une température de $T=240^{\circ}\text{C}$, grâce à l'action du résidu, sous le contrôle du régulateur TRC207. Ceci

visé à éliminer les fractions légères, en ajustant le point d'éclair. Les vapeurs provenant de la tête de cette colonne retournent au 11ème plateau de la colonne de fractionnement DA201.

Quant au kérosène extrait du Stripper, il est repris par la pompe GA 205 puis refroidi dans un aéroréfrigérant humidifié (EC216), après avoir cédé ses calories au brut de charge dans l'échangeur EA202. Une partie est ensuite reprise par la pompe GA 219, sous le contrôle du régulateur FRC227, pour être dirigée vers le précipitateur électrostatique (FA 214) en vue de l'élimination des traces d'eau et de subir un traitement à la soude pour ajuster l'acidité. Avant d'être stockée, un produit antistatique (STADIS 450) est injecté à l'aide de la pompe doseuse GA218 pour régler la conductivité électrique, tandis que l'autre partie est mélangée au gas-oil. [17]

e) Le naphta

Est extrait à une température de 160°C du sixième plateau de la colonne de fractionnement. Il s'écoule de manière gravitaire, régulé par le dispositif LIC209, vers une colonne plus petite (Stripper) DA 202B équipée de six plateaux à clapets. Le reflux nécessaire au fond du DA 202B est assuré par les vapeurs circulant dans le rebouilleur EA207, maintenu à une température de 170°C sous le contrôle du régulateur TRC208. Cela permet l'élimination des fractions légères, avec un réglage du point initial. Les vapeurs de tête issues de cette colonne retournent ensuite vers le cinquième plateau de la colonne de fractionnement.

Le naphta, sortie stripper, est repris par la pompe GA204, puis refroidi dans un aéroréfrigérants à air humidifié (EC215) après avoir cédé ses calories au brut charge dans l'échangeur EA201 puis ; envoyé au stockage sous contrôle du régulateur FRC217 pour servir de charge à la section prétraitement du naphta et reforming. [17]

f) Le vapeur de tête de la colonne de fractionnement DA201

À une température de 90°C, subissent un processus de refroidissement au moyen d'une série d'aéroréfrigérants à air sec (EA211 A à F). Ensuite, elles sont condensées et séparées dans le ballon FA201. La phase gazeuse, enrichie en composés C3-C4, est acheminée sous la régulation de pression du ballon (PRC 224) à 1,5 bars vers l'unité de récupération du troisième étage du processus de traitement.

La phase aqueuse est collectée dans un appendice au ballon de reflux FA201, puis évacuée vers le bournier ou les égouts.

Le liquide résultant de la condensation, une partie, est aspiré par la pompe GA203 pour être réintroduit dans la colonne de fractionnement DA201 en tant que reflux de tête, sous le contrôle du

régulateur FRC 209. L'autre portion est pompée par GA202, régulée par le LRC 211 du ballon FA101, vers une colonne de stabilisation (DA203) dotée de 26 plateaux à clapets.

Le reflux nécessaire pour le fond de la colonne DA203 est assuré par les vapeurs circulant dans le rebouilleur EA209 à une température de 120°C, sous le contrôle du TRC209 pour ajuster la température de vaporisation de la gazoline. [17]

La gazoline stabilisée est dirigée par gravité vers le stock après avoir cédé ses calories à la charge de la colonne DA203 dans l'échangeur EA210. Elle est ensuite refroidie dans un aéroréfrigérant à air humidifié (EA214) pour être utilisée dans la préparation des essences super.

En ce qui concerne la qualité de la gazoline, elle est définie par

- Une densité de 0,6500 à 0,6700 à 15/4°C
- Une TVR de 0,700 à 0,900 bars.

Les vapeurs de tête de la colonne de stabilisation DA203 subissent un processus similaire, passant par une batterie d'aéroréfrigérants à air sec (EA213A-B), puis étant condensées et séparées dans le ballon FA202. La phase gazeuse (riche en C3-C4) est acheminée sous régulation de pression du ballon (PRC226) à 7 bars vers l'unité de récupération du troisième étage du traitement. La phase liquide est entièrement renvoyée comme reflux de tête à la colonne DA203, sous le contrôle du LRC209, à l'aide de la pompe GA209. [17]

I.4.5. Les injections des produits chimiques se font aux endroits

- Désémulsifiant dans la charge de brut à l'aspiration de la pompe de charge GA 201
- Inhibiteur de corrosion en têtes de colonnes DA 201 – DA 203
- NH3 en tête de colonne DA 201
- STADIS 450 dans le Kérosène, sortie précipitateur FA 214
- NaOH dans le Kérosène, entrée précipitateur FA 214

I.5. Section reforming catalytique

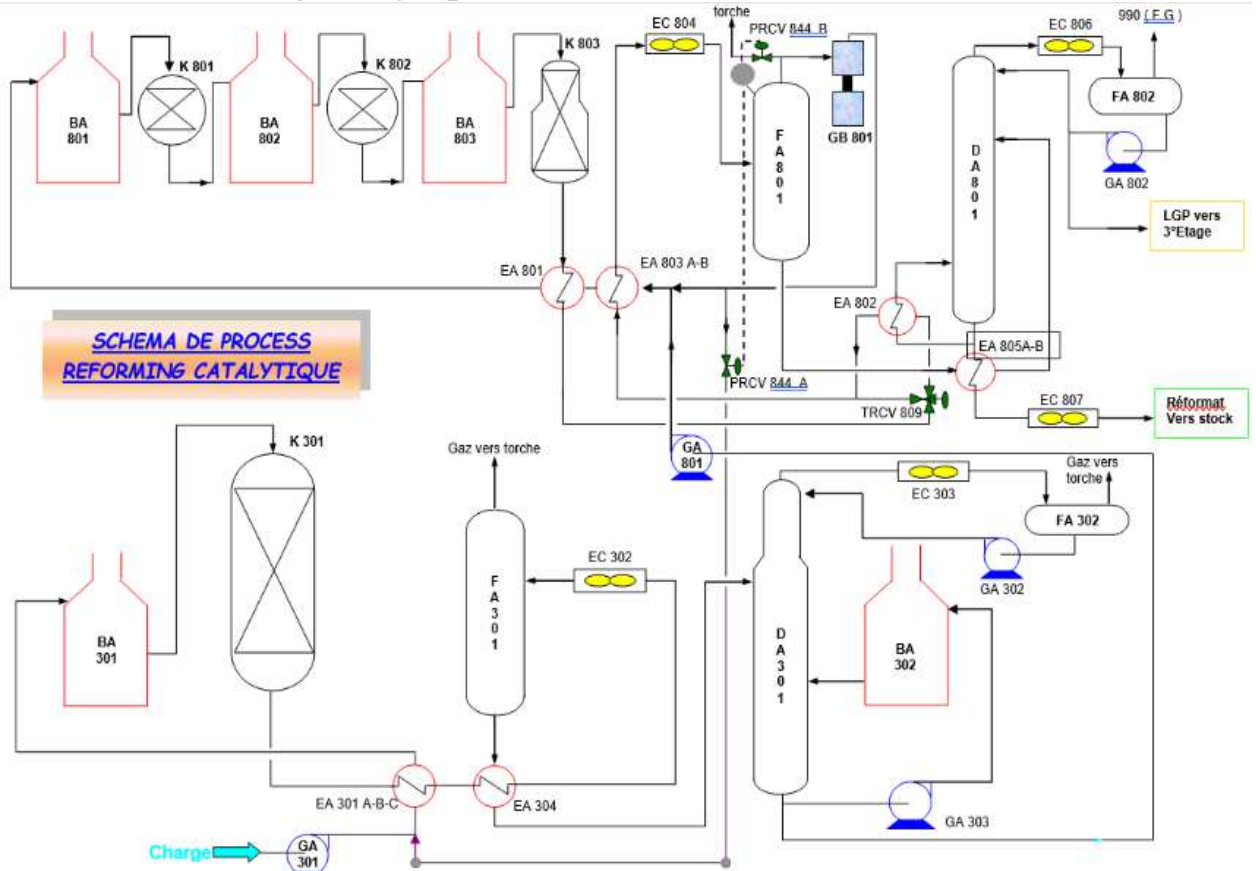


Figure 5: Schéma de process du reforming catalytique RHM2

I.5.1. Prétraitement du naphtha (il se fait dans l'unité 300)

Le but du pré-traitement est d'éliminer les principaux poisons contenus dans la charge (tels que : soufre, composés azotés, oxygène arsenic etc...) et donc d'allonger la durée de vie du catalyseur du reforming.

Ces poisons sont transformés en produits éliminatoires ou retenus sur le catalyseur du pré-traitement.

I.5.1.1. Les spécifications de la charge naphtha (design) :

- Densité à 15°C : 0,7437
- ASTM : PI 98°C
- 50% distillé 119°C
- PF = 160°C

I.5.1.2. Composition de la charge (PONA) design :

- Paraffines : 60,7% vol.

- Naphtènes : 32,6% vol.
- Aromatiques : 6,7% vol.

1.5.1.3. Impuretés contenues dans la charge (design) :

- Soufre 12,2 mg/kg
- Azote 0,3 mg/kg
- Arsenic 2,0 mg/kg
- Plomb 2,0 mg/kg

1.5.1.4. Les étapes de procédé

La charge de la section de pré-traitement, provenant d'un réservoir de naphta, est combinée au refoulement de la pompe de charge GA301 avec un débit d'hydrogène ($\leq 1000 \text{ Nm}^3/\text{h}$) provenant du compresseur GB801 du reforming.

Ce mélange, composé de naphta et d'hydrogène (Naphta+H₂), est préchauffé dans une série d'échangeurs (EA301A-B-C) par l'effluent sortant du réacteur K301, atteignant environ 230°C. Ensuite, il est chauffé dans le four BA301 jusqu'à environ 320°C, la température nécessaire pour la réaction de désulfuration, avant d'entrer dans le réacteur catalytique K301.

L'effluent issu du réacteur est refroidi à environ 40°C dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifié (EC302A-B), cédant ainsi ses calories à la charge dans une série d'échangeurs (EA301A-B-C et EA304). Par la suite, il subit un processus de flash dans le ballon séparateur FA301. La phase gazeuse est ensuite dirigée, sous la régulation de pression du ballon FA301, à une pression de 20 bars, soit vers la torche, soit vers le fuel-Gas.

La phase liquide résultante est débarrassée de ses composés volatils dans une colonne (DA301) équipée de 28 plateaux à clapets, après avoir été préchauffée à environ 95°C dans l'échangeur EA304 par l'effluent sortant du réacteur K301. Le fond de la colonne DA301 est pris en charge par la pompe GA303, puis réchauffé à environ 220°C dans le four BA302 pour être utilisé comme charge dans le processus de reforming.

Les vapeurs issues de la tête de la colonne DA301 sont refroidies dans une batterie d'aéroréfrigérants à air humidifié (EC303A-B), puis condensées et séparées dans le ballon FA302. La phase gazeuse est dirigée, sous régulation de pression du ballon, à une pression de 7,5 bars, soit vers la torche, soit vers le fuel-Gas. La phase liquide est entièrement renvoyée comme reflux de tête vers la colonne à l'aide de la pompe GA302. [17]

I.5.2. Reforming catalytique

I.5.2.1. Les étapes de procédé

Dans le processus de Reforming catalytique, la deuxième partie de la charge est aspirée par la pompe de la section 800, GA801 A/B. Cette section, dédiée au Reforming, est alimentée en naphta provenant de la section 300 (Pré-traitement) par l'intermédiaire de la pompe GA801 A/B, avec une température de 128°C. Avant de traverser une série d'échangeurs (EA803 B, EA803 A, EA801), le naphta est mélangé avec le gaz riche en hydrogène provenant du compresseur GB801 A/B, produit par l'unité elle-même avec une pression d'environ 27 bars.

À la sortie du dernier échangeur EA801, le mélange atteint une température de 373°C, puis il passe à travers le four BA801 pour augmenter sa température à 512°C. Ensuite, il entre par le haut du premier réacteur, K801, avec une pression de 26,3 bars. En raison de l'endothermicité des réactions, la température de l'effluent diminue d'environ 30°C à sa sortie, d'où la nécessité de passer par un deuxième four, BA802, pour maintenir la température du procédé à environ 512°C. Cette température dépend directement de l'état du catalyseur et de la nature du réformât produit, en termes de sévérité, c'est-à-dire, le nombre d'octane.

Après avoir été réchauffé à 512°C par BA802, le mélange entre dans le deuxième réacteur, K802, d'où il sort à 504°C, avec une pression d'environ 25 bars à ce stade du processus.

Puis un dernier four BA 803 est effectivement un dernier réacteur K 803 où la pression est 23 bars et la température de sortie est 505 °C.

Les trois fours, en l'occurrence BA 801, BA 802, BA 803 ont le même rôle, c'est d'avoir la nullité de la différence des températures d'entrée aux réacteurs K801, K802, K803.

L'effluent du dernier réacteur est refroidi en traversant l'échangeur EA801 jusqu'à 401°C faisant l'échange de chaleur avec la charge d'alimentation. A sa sortie de cet échangeur, une partie sert pour le rebouillage du fond de la colonne de stabilisation du reformat DA801, puis rejoindre la ligne de départ et passe à travers les échangeurs EA803 A, EA803 B.

Finalement à 178°C, l'effluent est condensé par EC804 avant d'entrer au ballon séparateur FA801 où la température est 45°C, la pression est 20 bars. Ce séparateur assure la séparation en le reformat et le gaz riche en hydrogène, appelé 'gaz de recyclage'. [17]

1.5.2.2. Les circuits des produits

➤ Gaz de recyclage

Ce gaz sort de la tête du ballon séparateur FA801 aspiré par le compresseur GB801 A/B à 19,5 bars et refoulé à 27 bars vers l'entrée du Naphta à EA301 pour la section 300 et l'entrée du Naphta désulfuré à EA803 B. Le compresseur GB 801 A/B est du type alternatif à piston avec 2 cylindres, ayant une bouteille d'aspiration assure l'alimentation permanente en gaz. [17]

1.5.2.3. Stabilisation du reformat

Les gaz de tête de la colonne de stabilisation DA801 sont condensés par EC806 qui assure le refroidissement de 68°C à 52°C, puis ils passent sous forme de condensât et une fraction incondensable vers le ballon de reflux FA802 d'une pression de 15 bars. Les incondensables sont utilisés comme fuel gaz en passant vers FA990, ou torchés lors d'une surpression.

Le reformat stabilisé au fond, une partie sort à 211°C sert pour le rebouillage en passant par EA802 pour être à 216°C.

La deuxième partie, reformat stabilisé produit est refroidi 85°C par les deux échangeurs de chauffage de la charge EA805 A-B puis à 41°C par le réfrigérant EC807 avant d'être stocké avec un débit horaire de 11,8 m3 contrôlé par FRC812.

Les condensât sont repris par la pompe GA802 A/B à 50°C, refoulés vers la tête de colonne, avec un débit de 3,6 m3/h contrôlé par le FRC813 travaillant avec le régulateur de niveau LRC809 du ballon FA802. [17]

1.5.2.4. La répartition de la charge catalytique dans les réacteurs est faite comme suit

- 1er réacteur : 1050 Kg/s.....15 % poids
- 2ème réacteur : 1750 "25 % poids
- 3ème réacteur : 4060 "60 % poids
- Poids total : 6860 Kgs

1.5.2.5. Réactions chimiques fondamentales qui se produisent dans les réacteurs sont

- Déshydrogénation des hydrocarbures naphténiques
- Isomérisation des hydrocarbures paraffiniques et naphténiques
- Déshydrocyclisation des hydrocarbures paraffiniques et naphténiques
- Hydrocraquage des hydrocarbure paraffiniques et naphténiques

I.5.2.6. Qualité du réformat :

- Densité 15/4 : 0,7600 à 0,7700
- TVR (bars) : 0, 300 à 0,550
- NO: 86 à 92

I.5.2.7. Les injections des produits chimiques se font aux endroits suivants :

- Inhibiteur de corrosion en tête de colonne DA 301 et DA 801
- CCl₄ ou TCE dans la charge entrée Réforming lorsque l'unité est en service et à l'entrée des réacteurs (K 800) après régénération du catalyseur en vue de la chloration du catalyseur.
- DMDS entrées des réacteurs K 301 et K 800 après régénération des catalyseurs en vue de la désactivation des catalyseurs.

I.6. Le stockage :

Il représente l'unité 900, Seize (16) est le nombre des réservoirs installés pour satisfaire à cette opération. Il s'agit uniquement du stockage des produits de la raffinerie, la charge brute d'alimentation provient directement du centre (CIS) sans être stockée.

Chaque bac est équipé par des conduites d'entrée et de sortie des produits remarquées à son bas, un système d'eau et de mousses d'incendie sur son périmètre supérieur, ainsi, un compteur au pied des bacs indique le niveau du liquide prélevé par l'opérateur stockage chaque quatre heures. [14]

Ces bacs reçoivent les produits de la raffinerie puis les expédiés vers la rampe de chargement de Naftal. Donc, ces derniers peuvent être en trois positions :

- Jet : Réception des produits des unités.
- Réserve : (Restitution) contient des produits prêts à l'utilisation
- Livraison : Vers la rampe de chargement.

Tableau I.6-1: les bacs de stockage

Bac (RS)	Volume (m3)	Toit	contenu
903	2520	Flottant	Reformat
904	--- '---	--- '---	Gasoline
905	--- '---	--- '---	Naphta
906	--- '---	--- '---	Reformat
907	--- '---	--- '---	--- '---
908	--- '---	--- '---	--- '---
909	--- '---	--- '---	Ess.Nor.
910	--- '---	--- '---	--- '---
911	--- '---	--- '---	Reformat
912	--- '---	--- '---	Ess.Super
913	--- '---	--- '---	Kérosène
914	--- '---	--- '---	--- '---
915	16620	Fixe	Gas-oil
916	--- '---	--- '---	--- '---
917	--- '---	--- '---	--- '---
918	2520	Flottant	Kérosène

chapitre II

Les méthodes d'obtention et les caractéristiques de la
coup gasoil

II.1. Introduction général

Le carburant diesel est conçu pour alimenter les moteurs Diesel équipant une variété de véhicules, allant des voitures particulières aux véhicules utilitaires, depuis les camionnettes légères jusqu'aux poids lourds de 38 tonnes en charge. La diversité des applications peut rendre complexe l'établissement de critères de qualité, mais dans chaque contexte, ce sont souvent les véhicules les plus exigeants, en l'occurrence les voitures particulières, qui dictent les spécifications du carburant.

La consommation de Gasoil en Algérie a connu une croissance significative. En raison du rapide développement du parc automobile et de l'augmentation du nombre de moteurs diesel, la consommation de Gasoil a atteint des niveaux qui dépassent actuellement les capacités de production nationale. Cette situation pose indubitablement un défi majeur pour l'approvisionnement, compte tenu des volumes à mobiliser et de la complexité à répondre à une structure de demande difficile à satisfaire.

II.2. Définition de gasoil

Le gasoil conventionnel est un distillat produit par distillation du pétrole brut et a une plage d'ébullition d'environ 149°C à 371°C. Il se compose d'hydrocarbures avec un nombre de carbone principalement dans la plage C11-C15, Il est soumis à des contraintes spécifiques de fabrication. Sa densité ne doit pas dépasser la valeur moyenne fixée de 0,850, son point final d'ébullition, sa viscosité cinématique et sa teneur limitée en soufre. la qualité d'un gasoil est son indice de cétane, les spécifications imposent un indice de cétane supérieur à 50°C [16]

II.3. Les différent procède pour l'Obtention de gasoil

Dans le schéma de raffinage le plus ancien, le gazole est extrait de la coupe moyenne (à 360°C) lors de la distillation directe du pétrole brut. Bien que cette méthode persiste dans les raffineries contemporaines, elle est complétée par d'autres flux pour répondre aux exigences du marché en termes de quantité et de qualité. Les spécifications les plus contraignantes concernent l'indice de cétane et le comportement à froid, mesuré par le point de trouble. En ce qui concerne les produits de distillation directe, leurs propriétés dépendent principalement de la nature du pétrole brut d'origine et de l'intervalle de distillation choisi. Ainsi, les bruts paraffiniques produisent des coupes avec un indice de cétane satisfaisant, mais des caractéristiques à froid médiocres, tandis que l'inverse est observé avec des bruts naphténiques. [13]

II.3.1. Distillation atmosphérique (Topping)

La distillation atmosphérique est l'unité de base du raffinage de pétrole brut, historiquement apparue à la fin du siècle dernier. De par sa position en amont de toutes les autres unités, elle est celle qui traite la plus grande quantité de produit et elle a un rôle clef dans la bonne marche de la raffinerie. Sa capacité varie de 300 000 t/an à plus de 10 millions de tonnes par an. Le coût est voisin de 120 à 150 M\$ en 1994 pour une unité de 10 Mt/an. De façon générale. Cette unité produit les coupes suivantes

- Une coupe essence totale qui le plus souvent après hydrotraitement, alimente la section de fractionnement des essences et des gaz
- Éventuellement, une coupe de naphta à usage pétrochimique
- Une coupe kérosène, qui est destinée à la fabrication de carburant aviation. Cette coupe peut également intervenir dans la fabrication de solvants, de fuel domestique (home-Heating oil) ou de gazole moteur (auto motive diesel oil)
- Une ou deux coupes gazole qui serviront à fabriquer le fuel domestique et le gazole moteur ;
- Un résidu atmosphérique qui alimente l'unité de distillation sous vide

Une coupe de distillat est parfois soutirée entre le gazole lourd et la zone d'expansion ; suivant sa qualité, elle est remélangée au résidu atmosphérique ou utilisée comme fluxant de fuel lourd. En effet, ces coupes obtenues par simple distillation peuvent contenir, suivant la nature du brut, une quantité variable de produits indésirables au regard des législations en vigueur, essentiellement le soufre et les composés aromatiques. Un fractionnement du naphta est alors effectué une coupe essence légère est recueillie en tête de la colonne principale et une coupe essence lourde est soutirée latéralement via un stripeur.

La séparation est généralement obtenue dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression de 1 à 3 bar. Les soutirages de produit sont effectués latéralement par l'intermédiaire de stripeurs. Cette colonne, qui se comporte en fait comme un absorbeur à reflux, est munie d'un à trois reflux circulants permettant de récupérer la chaleur à des niveaux thermiques intéressants. La condensation de tête est totale ou partielle suivant la température du fluide de réfrigération et la nature du brut. La colonne principale, haute d'une cinquantaine de mètres, est équipée le plus souvent de 30 à 50 plateaux conventionnels à clapets et les stripeurs latéraux de 4 à 10 plateaux du même type. Le brut est préchauffé dans un train d'échangeurs par récupération de chaleur sur les produits et les reflux circulants jusqu'à une température entre 120 et 160°C, à laquelle il est dessalé.

Cette opération s'effectue à une pression suffisamment élevée pour que le mélange brut plus eau reste liquide à la température considérée, Brut dessalé est ensuite chauffé dans un second train d'échangeurs, puis dans un four, jusqu'à une température d'environ 350 °C, pour alimenter la colonne principale à l'état partiellement vaporisé. [8]

Le gazole ne se limite pas seulement au type commercial utilisé comme carburant, mais il existe aussi du gazole extrait par d'autres méthodes et dont les utilisations se dirigent vers le secteur industriel. Les caractéristiques de ce type sont différentes de celles du gazole commercial, étant beaucoup moins élevées que celles du gazole utilisé comme carburant. Par conséquent, nous mentionnerons ci-dessous d'autres méthodes d'extraction du gazole pour d'autres utilisations.

II.3.2. Distillation sous vide du résidu atmosphérique

La distillation sous vide a pour but d'extraire du résidu atmosphérique issu du fond de la colonne de distillation atmosphérique des coupes de distillats destinées à alimenter des unités de conversion afin de produire des produits à haute valeur ajoutée. Ces coupes servent à produire des fuels lourds, la distillation sous vide de brut permet, dans des cas particuliers, d'obtenir des bases d'huiles pour la fabrication des lubrifiants. La distillation sous vide est réservée au fractionnement de produits dont la température d'ébullition serait trop élevée à une pression supérieure à la pression atmosphérique et conduirait au craquage de la charge. [8]

II.3.2.1. La distillation sous vide sèche :

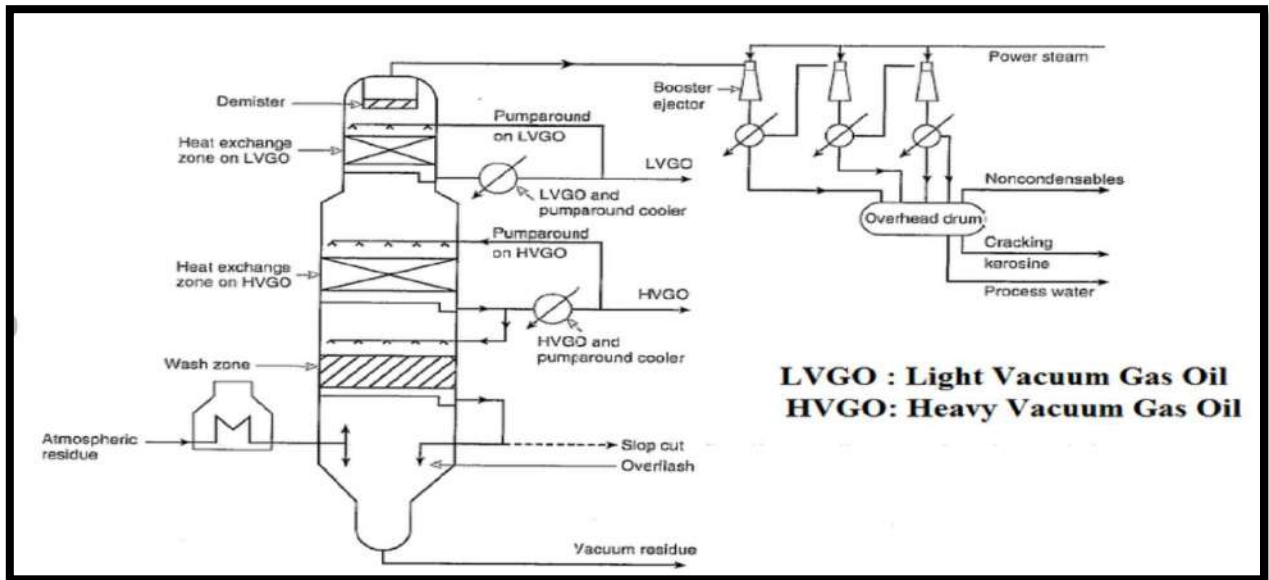


Figure 6:Schéma d'une distillation sous vide sèche

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

II.3.2.2. La distillation sous vide humide. :

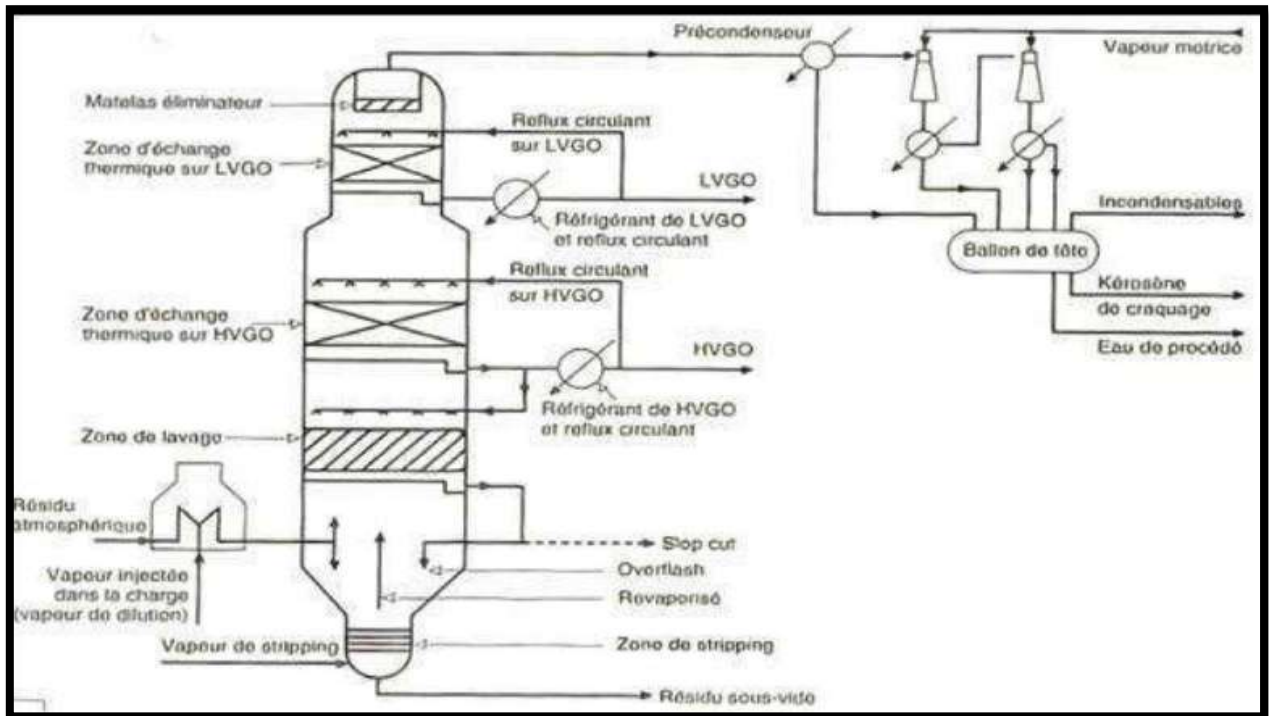


Figure 7:Schéma d'une distillation sous vide humide

Chapitre II : Les méthodes d'obtention et les caractéristiques de la coup gasoil

Mécanisme : La distillation sous vide humide est une distillation avec injection de vapeur d'eau dans la charge du four et de vapeur de stripping dans le fond de tour. Cette méthode permet de traiter plus efficacement les fractions lourdes et visqueuses du pétrole brut. La pression totale est plus importante. [8]

Tableau II.3-1: Procédés et Caractéristiques de quelques bases utilisables pour la formulation du gasoil [13]

charge	procédé	Intervalle de distillation	Indice de cetane	Point de trouble
Brut paraffinique	Distillation directe	170à370	50	-5
		180 à 375	51	-2
		170 à 400	54	+1
Brut naphénique	Distillation directe	180à350	54	-10
		170 à 370	43	-20
Distillat sous vide	Craquage	170à370	24	-5
	catalytique (LCO)	220 à 370	64	-17
	Hydrocraquage			
Résidu sous vide	Viscoréduction	170à370	40	-4
	Cokéfaction	170à370	28	-8
Résidu atmosphérique désasphalté	hydrocraquage	260 à 380	70	-13
Oléfines légers	Oligomérisation	156 à 342	35	-48
Gaz naturel	synthèse	205 à 270	83	-9

II.4. Caractérisation physico-chimique du gasoil :

Par ordre d'importance, les qualités suivantes sont nécessaires pour le gasoil commercial : combustion (indice de cétane) fluidité (viscosité et point de congélation) et volatilité (distillation, point d'éclair).

II.4.1. Caractéristique physique :

La mass volumique , la volatilité, la viscosité et le comportement à basse température sont des caractéristiques physiques cruciales du gazole qu'il faut prendre en considération pour assurer un fonctionnement optimal du moteur. [9]

II.4.1.1. La masse volumique :

La masse volumique du gasoil à 15°C doit se situer entre 0,820 et 0,860 kg/L dans les régions tempérées. La fixation d'une valeur minimale de masse volumique est motivée par la recherche d'une puissance maximale adéquate pour le moteur, en utilisant une pompe d'injection réglée en volume ; une masse volumique plus élevée de gasoil se traduit par une quantité d'énergie délivrée plus importante à pleine charge. De plus, une limite maximale de densité est imposée afin de réduire les émissions de certains polluants et d'éviter la formation de fumées noires à pleine charge. [9]

II.4.1.2. La volatilité :

La réalisation d'une injection sous haute pression et la dispersion de fines gouttelettes par le biais d'un injecteur imposent des caractéristiques de volatilité spécifiques pour le gazole. Par conséquent, la norme européenne EN 590 établit que dans les pays à climat tempéré, la fraction distillée à 250°C doit être inférieure à 65 % (en volume), tandis que les fractions distillées à 350°C et 370°C doivent être respectivement supérieures à 85 % et 95 % (en volume). [9]

II.4.1.3. Viscosité :

La viscosité doit également respecter des limites spécifiques. En effet, un carburant trop visqueux entraînerait des pertes de charge accrues dans la pompe et les injecteurs, réduisant ainsi la pression d'injection, altérant la finesse de pulvérisation et potentiellement affectant le processus de combustion. À l'inverse, une viscosité insuffisante pourrait conduire au grippage de la pompe d'injection. Dans les pays d'Europe à climat tempéré, la viscosité du gazole, mesurée à 40°C, doit être située entre 2,00 et 4,50 mm²/s. [9]

II.4.2. Caractéristique a froid

Le gasoil doit traverser un filtre à mailles très fines (quelques micromètres), avant de pénétrer dans la pompe d'injection, car celle-ci constitue un organe d'une très grande précision mécanique dont le fonctionnement risquerait d'être perturbé par des impuretés et des particules en suspension dans le liquide. Ces considérations justifient la nécessité d'adopter des spécifications très strictes en matière de comportement à froid du gasoil, même si certains dispositifs technologiques (réchauffage des filtres sur les véhicules récents) contribuent à atténuer les risques d'incidents en

service. Les propriétés du gasoil à basse température ont un impact plus important sur sa mise en œuvre que sur son comportement en matière de combustion. La composition du gasoil dépend du pétrole brut d'origine et de la formulation, englobant généralement une large gamme d'hydrocarbures paraffiniques principalement linéaires, s'étendant de C10 à C35, qui ont du mal à rester en solution à des températures inférieures à 0°C. Lorsque le gasoil est refroidi, des cristaux de paraffine se forment, altérant la clarté du liquide, jusqu'à un seuil de température appelé point de trouble. À des températures encore plus basses, les cristaux croissent en taille, formant des réseaux qui emprisonnent le liquide, l'empêchant de s'écouler, ce qui correspond au point d'écoulement. Diverses procédures normalisées sont employées pour évaluer le comportement à froid du gasoil, permettant de définir le point de trouble, le point d'écoulement, et la température limite de filtrabilité [9]

II.4.2.1. Le point de trouble :

Parfois désigné par les acronymes PT ou CP (cloud point en anglais), varie généralement de 0 à -15°C dans les pays tempérés, s'élevant à 14°C dans certaines régions chaudes et descendant jusqu'à -40°C en Scandinavie, par exemple. Du point de vue thermodynamique, le point de trouble est la manifestation externe du phénomène de germination et de cristallisation initiale. Le gasoil peut être considéré comme une solution dans laquelle les hydrocarbures paraffinés sont maintenus à l'état liquide. Lorsque la température baisse et atteint la température de cristallisation initiale, les paraffines commencent à apparaître sous forme solide dans le mélange, accompagnées d'un dégagement de chaleur. Il est important de noter que la température de cristallisation initiale est souvent inférieure à la température du point de trouble. La procédure standard pour mesurer le point de trouble est ASTM D 2500 [9]

II.4.2.2. Le point d'écoulement :

Également désigné par les acronymes PE ou PP (pour point en anglais), représente la température la plus basse à laquelle le gasoil reste potentiellement fluide. Sa variation dépend des conditions climatiques propres à chaque pays. Toutefois, il se situe généralement entre -18°C et -30°C dans la plupart des régions. [9]

II.4.2.3. Température limite de filtrabilité :

Une autre propriété essentielle du carburant diesel est le « Cold Filter Plug Point » (CFPP), qui représente la température à laquelle le carburant n'est plus capable de circuler librement à travers un filtre à carburant. Cette température se situe approximativement à mi-chemin entre le

point de trouble et le point d'écoulement. L'importance de ces facteurs pendant les opérations hivernales dépend de la conception du système de carburant, notamment en ce qui concerne le diamètre des conduites de carburant, l'absence de courbures, la taille et l'emplacement des filtres, ainsi que le degré de recirculation du carburant chaud. De plus, la quantité et le type de cristaux de cire influencent ces propriétés.

II.4.3. Caractéristique chimique :

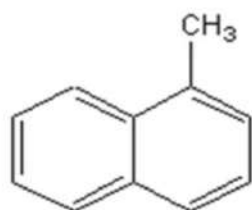
II.4.3.1. Indice de cétane :

➤ Le cétane :

Également connu sous le nom d'hexadécane, est un hydrocarbure saturé faisant partie de la famille des alcanes. Sa formule chimique est $C_{16}H_{34}$, composée de 16 atomes de carbone (C) et 34 atomes d'hydrogène. Il est un constituant du diesel.

➤ Définition :

L'indice de cétane (CN) est spécifique aux moteurs diesel et mesure la capacité du carburant diesel à s'enflammer et à brûler dans un moteur de ce type (favorisant l'auto-inflammation dans la composition chimique du diesel). Il est important de noter que l'indice de cétane n'a pas d'effet direct sur les performances du moteur. Cependant, un indice de cétane plus élevé permet de réduire les émissions de polluants à l'échappement. À mesure que l'indice de cétane augmente, la vitesse d'allumage du carburant augmente, et le temps d'auto-inflammation du produit diminue. L'échelle de cet indice attribue la valeur zéro au méthylnaphtalène, qui présente une résistance élevée à l'inflammation, tandis que la valeur de 100 est donnée à l'hexadécane ($C_{16}H_{34}$), également appelé cétane



Le rôle principal de l'indice de cétane diffère du rôle essentiel de l'octane dans l'amélioration des performances d'un moteur à carburant, de sorte que l'indice de cétane n'a pas d'effet direct sur les performances du moteur. Néanmoins, un indice de cétane plus élevé améliore plusieurs caractéristiques d'utilisation :

- Démarrage facile.
- Le bruit est moins intense surtout au ralenti froid.
- Réduire les émissions de fumées noires

Il est possible de réduire les émissions de polluants dans les gaz d'échappement en augmentant l'indice de cétane. Cependant, un indice trop faible peut entraîner une augmentation du niveau sonore et des difficultés de démarrage à froid. D'un autre côté, un indice trop élevé (au-dessus de 60) peut réduire le bruit, mais les performances de la dynamique thermique seront considérablement affaiblies. Par conséquent, il est recommandé de ne pas augmenter l'indice de cétane au-delà de 50 et 55, afin de maintenir un coût de fonctionnement optimal. [10]

Diesel index= (densité API*point d'aniline °F/100)

II.4.3.2. Pouvoir calorifique :

Pouvoir calorifique est le nombre de calorie dégagé par la combustion de l'unité de poids de combustible pour le gazole est égale à 10800 calories [9]

II.4.4. Propriétés liées au stockage et distribution du gasoil :

Il est important de respecter d'autres critères de qualité du gasoil, notamment la sécurité de manutention et la stabilité pendant le stockage ou le transport.

II.4.4.1. Le point d'éclair :

Le point d'éclair du gasoil représente la température à laquelle les vapeurs émanant du produit explosent en présence d'air lorsqu'une flamme est appliquée. Il s'agit d'une limite minimale. L'essai du point d'éclair sert de référence pour évaluer les risques d'incendie liés à l'utilisation du carburant, et plusieurs méthodes d'essai peuvent être utilisées, bien que les résultats ne soient pas toujours strictement comparables.

De même, pour le gasoil, le point d'éclair est une indication des risques d'incendie liés à l'énergie et peut être déterminé par diverses méthodes de test telles que ASTM D-56, ASTM D-93, ASTM D-3828, IP 34, IP 170, IP 303. Il est important de noter que les différentes méthodes de détermination du point d'éclair peuvent conduire à des résultats divergents. Par exemple, dans le cas des deux méthodes les plus couramment utilisées (Abel et TAG), il a été observé que l'ancienne méthode (IP 170) peut donner des résultats jusqu'à 1-2 °C plus bas que la dernière méthode (ASTM

D-56). Les résultats du test flash (ASTM D-3828, IP 303) sont généralement très proches des valeurs obtenues par la méthode Abel.

Dans la pratique, le point d'éclair revêt une grande importance, en particulier pour le carburant gasoil. Un point d'éclair trop bas peut entraîner une combustion prématurée, augmentant ainsi le risque d'incendie et d'explosion. De plus, un faible point d'éclair indique une possible contamination par des combustibles plus volatils et explosifs, tels que l'essence. Le point d'éclair du gasoil se situe généralement entre 52 et 66 °C selon les normes ASTM D-93. [11]

II.4.4.2. La stabilité du gasoil :

La stabilité du gasoil se réfère à sa capacité à maintenir une composition et des caractéristiques constantes entre sa sortie de la raffinerie et sa combustion dans le moteur, malgré les opérations de stockage et de transport. Au fil du temps, le gasoil évolue en raison de diverses réactions chimiques qui se produisent à l'intérieur du produit, conduisant à la formation de gommages et de sédiments. Les gommages résultent principalement de réactions d'oxydation et de polymérisation, se développant lentement sur plusieurs semaines voire plusieurs mois. Les mono et dioléfinés, présentes en traces dans le gasoil, sont les principaux précurseurs de la formation de gommages, influençant surtout la stabilité en début de stockage. Les structures aromatiques complexes peuvent également générer des gommages, mais cela se produit généralement dans des conditions plus sévères en termes de durée et de température. [9]

II.4.4.3. Teneur en soufre :

La teneur en soufre a constamment diminué au fil des années, avec une limite maximale actuelle de 0.05% aux États-Unis, en Europe et dans quelques autres pays. Cette valeur devrait devenir la norme pour la plupart des pays asiatiques, suivant ainsi une tendance structurelle à la baisse. On anticipe une évolution inévitable vers une norme européenne fixée à 650 ppm, soit 0.065%. Cette réduction significative est motivée par la volonté de réduire les émissions de SO₂, ainsi que les émissions de sulfates, constituant une fraction des particules émises par la combustion des moteurs diesel. De plus, cette démarche est surtout justifiée par la nécessité d'équiper les moteurs diesel de catalyseurs pour réduire les émissions de monoxyde de carbone (CO) et d'hydrocarbures non brûlés.

Chapitre II : Les méthodes d'obtention et les caractéristiques de la coup gasoil

La réduction de la teneur en soufre représente également un investissement coûteux. Le passage en Europe au diesel affichant une teneur maximale de 0.05% en soufre a entraîné une reconfiguration des unités d'hydrosulfuration du diesel. [9]

II.4.4.4. Analyse Couleur ASTM D1500 :

ASTM D1500 est une échelle de couleurs unidimensionnelle, donnant un nombre unique allant du paille pâle au rouge profond en seize étapes (0,5 - 8,0 unités par incréments de 0,5).

La détermination de la couleur de gasoil est réalisée par le colorimètre. Cette couleur caractérise la qualité d'utilisation de gasoil [14]



Figure 9: la colorimétrie

Tableau II.4-1: les spécifications du gasoil [12]

propriétés	unité	valeur	Normes
Couleur	.	2,5 max	ASTM 1500
Densité 15/4	g/cm ³ °C	0,820 à 0,860	.
Distillation	.	.	.
65%	°C	250 min	.
90%	°C	357 à 362 max	.
PF	°C	385 max	.
Point d'éclair	°C	52 à 66 min	ASTM D93
Point d'écoulement 01/11 au 31/03	°C	-12 max	ASTM D97
Point d'écoulement 01/04 au 31/10	°C	-9 max	ASTM D97
Indice de cétane		45 à 50 min	ASTM D976
Teneur en cendre	%Pds	0,01 max	ASTM D482
Teneur en eau	%Vol	0,05	ASTM D95
Viscosité à 40	Sct	2 à 9 max	ASTM D445
Teneur en soufre	%Pds	0,2 max	ASTM D4294
Acidité	mg KOH/g	1,5 max	ASTM D 664
Pouvoir calorifique	kJ/kg	43 000	ASTM D-240

Chapitre II : Les méthodes d'obtention et les caractéristiques de la coup gasoil

Carbone résidu 10% de Conradson	%pds	0,15 à 0,2	ASTM D 189
Carbone résidu 10% de Ramsbottom	%pds	0,02	ASTM D 524
Point de trouble	°C	1	ASTM D2500
point de congélation	°C	0 à -15	ASTM D5972
point de filtrabilité	°C	0 à 20	ASTM D6371
corrosion sue lame de cuivre		Negatif	ASTM D130
stabilité à l'oxydation	g/m ³	25	ASTM D2274
teneur en sédiment	%Pds	0.01	ASTM D473

Tableau II.4-2: les spécifications du gasoil Selon la norme Algérienne NA 8110 : [12]

Propriétés	Unité	Valeur	Normes
Couleur		2,5 max	ASTM D1500
Densité 15/4	g/cm ³	0,81-0,68	ASTM D4052
Distillation			ASTM D86
65%	°C	250 min	
90%	°C	350 max	
PF	°C	390 max	
Point d'éclair	°C	55min	ASTM D93
Point d'écoulement 01/11 au 31/03	°C	-12 max	ASTM D97
Point d'écoulement 01/04 au 31/10	°C	-7 max	ASTM D97
Indice de cétane		48 min	ASTM D976
Teneur en cendre	%Pds	TND	ASTM D482
Teneur en eau	% Vol	TND	ASTM D95
Viscosité à 20°C	mm ² /s	9 max	ASTM D445
Teneur en soufre	%Pds	0,15max	ASTM D4294

chapitre III

Généralités sur les équipements de chauffes

III.1. RAPPEL SUR LES MODES DE TRANSFERTS THERMIQUES

Le transfert de chaleur implique l'échange d'énergie sous forme de chaleur entre des corps ou des milieux à des températures différentes, T_1 et T_2 . Cette énergie peut être transférée par conduction, convection ou rayonnement. Bien que ces trois processus puissent se produire simultanément, l'un d'eux est généralement dominant.

1. **La conduction** : La conduction est définie comme étant le mode de transmission de la chaleur provoquée par la différence de température entre deux régions d'un milieu solide, liquide ou gazeux ou encore entre deux milieux en contact physique. [3]

$$Q = K \frac{S}{d} (T_1 - T_2)$$

2. **La convection** : Les phénomènes de convection interviennent dans la transmission de la chaleur chaque fois qu'un fluide se déplace par rapport à des éléments fixes. Lorsque se produit au sein du fluide des courants dus simplement aux différences de densité résultant des gradients de température, on dit que la convection est naturelle ou libre. Par contre, si le mouvement du fluide est provoqué par une pompe ou un ventilateur, le processus est appelé convection forcée. [3]

$$Q = h \cdot S \cdot (T_{\text{fluide}} - T_{\text{mur}})$$

3. **Le rayonnement** : Le rayonnement est le mécanisme par lequel la chaleur se transmet d'un milieu à haute température vers un autre à basse température lorsque ces milieux sont séparés dans l'espace. Ce mode de transfert ne nécessite pas de support matériel et peut donc s'effectuer dans le vide. Le flux de chaleur rayonne par un milieu de surface S et de température T s'exprime grâce à la loi de Stefan-Boltzman : [3]

$$Q = \sigma \cdot S \cdot T^{-4}$$

III.2. Équipements de chauffes :

Dans cette unité, on trouve deux types d'équipements d'échange thermique :

- Les fours tubulaires
- Les échangeurs de chaleur

III.2.1. Les fours tubulaires

III.2.1.1. Description et construction des fours tubulaires :

Le four tubulaire est un équipement principal de chauffage de la charge dans la raffinerie. Il fonctionne selon trois principaux modes de transfert de chaleur : la conduction, la convection et le rayonnement. Il est constitué d'une enveloppe métallique de formes diverses, souvent parallélépipédique ou cylindrique, renforcée pour résister aux contraintes extérieures. Les parois intérieures sont protégées par un matériau réfractaire et isolant pour minimiser les pertes de chaleur. Les brûleurs sont situés dans des orifices des parois, avec des regards pour surveiller la combustion. [1]

III.2.1.2. Types des fours tubulaires :

- ❖ Les fours cylindrique verticaux
- ❖ Les fours dits « boîtes » > à tubes verticaux
- ❖ les fours dits « cabines » >
- ❖ Les fours à chauffage par murs radiants
- ❖ les fours dits à double chauffe

Le four de topping est un four cylindrique verticaux (tube verticaux) est constitué principalement de deux zones distinctes, une zone radiation et une zone de convection:

- **Zone de radiation :** Cette zone est constituée d'une chambre de combustion et d'un faisceau tubulaire où le fluide caloporteur circule. Le transfert de chaleur dans cette zone est assuré principalement par le rayonnement où le faisceau tubulaire est exposé directement à la flamme, mais le transfert par convection existe aussi dans cette zone où une grande quantité de chaleur sera absorbée par le fluide froid. La convection constitue entre 5% à 40% de la chaleur échangée dans cette zone. [6]
- **Zone de convection :** Cette zone constitue un rôle essentiel dans la récupération de la chaleur des fumées sortante de la zone de radiation. Cette zone n'est autre qu'un

Chapitre III : Généralités sur les équipements de chauffes

échangeur à courants croisés qui joue le rôle d'un pré chauffeur de brut et en même temps un récupérateur de la chaleur sensible des fumées qui s'échapperont par la suite vers l'atmosphère. Dans cette zone le rayonnement n'est pas exclu et joue un rôle non négligeable (entre 10% à 20% de la chaleur absorbés dans cette zone se fait par rayonnement). [6]

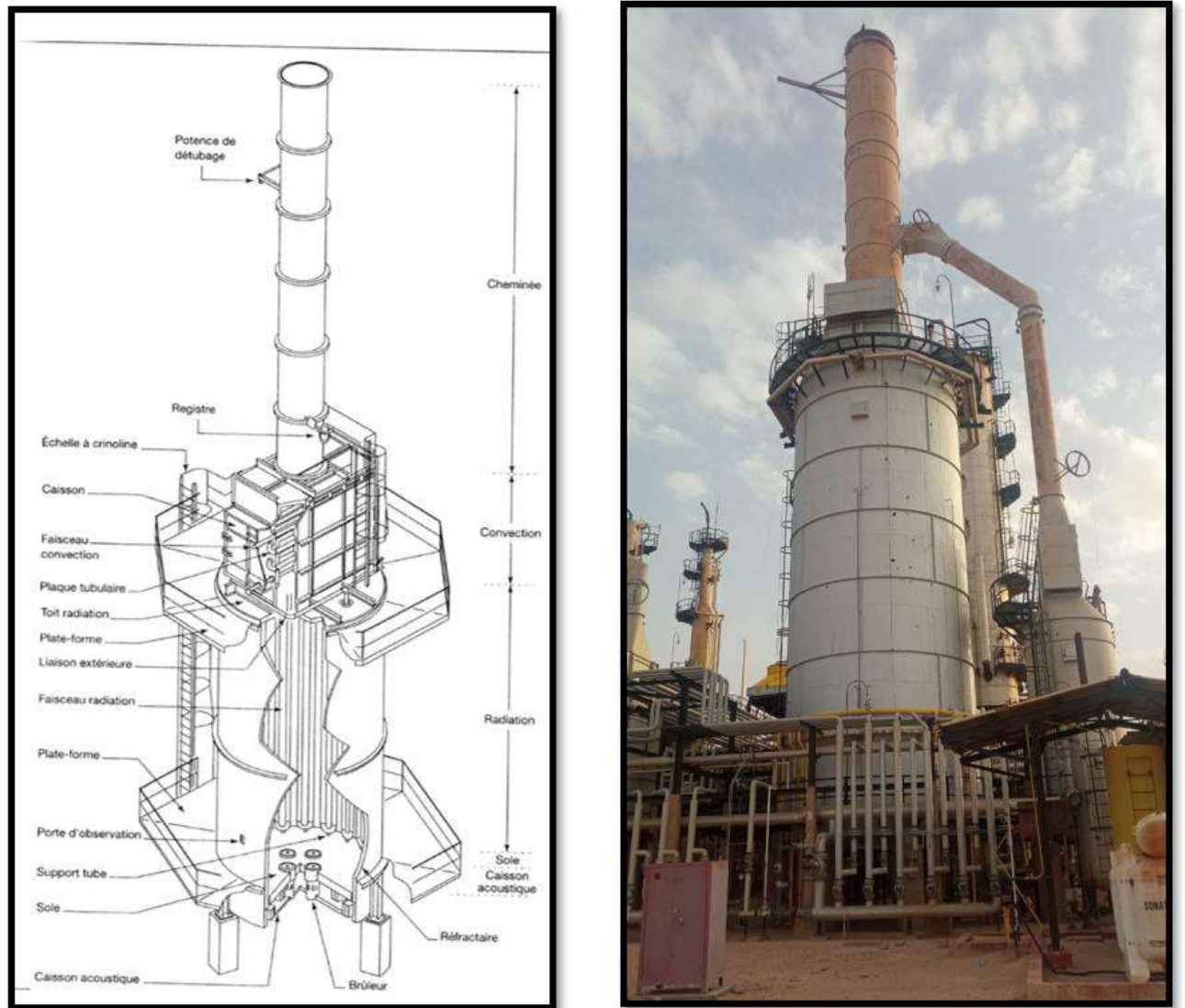


Figure 10:Schéma vs Photo réelle de four BA201 / RHM2

III.2.1.3. Brûleurs :

Le brûleur constitue l'élément noyau du four, il joue un rôle important vu que c'est lui l'équipement de chauffe. Il a pour but d'amener le combustible en présence de l'air de combustion et de libérer la chaleur contenue dans ce combustible suivant les lois connues de combustion. Le

Chapitre III : Généralités sur les équipements de chauffes

brûleur doit assurer le mélange intime entre le combustible et le comburant selon les conditions propres à chaque combustible (niveau de température, mélange stœchiométrique etc..) [6]

III.2.1.4. Garnissages des parois du four :

Le four est constitué d'une enveloppe métallique. Cette dernière est revêtue intérieurement d'un garnissage isolant et réfractaire caractérisé par : [6]

- Une conductivité thermique faible.
- Résistance mécanique élevée.
- Une bonne résistance aux variations de la température

III.2.1.5. Une cheminée d'évacuation des fumées :

Le rôle de la cheminée est multiple. Son premier but est de conduire les fumées dans l'atmosphère , par son tirage, met la chambre de combustion en dépression et provoque ainsi l'entrée de l'air nécessaire à la combustion par les volets d'air des brûleurs. Ses dimensions, hauteur et diamètre, doivent donc être calculées pour obtenir ce tirage. [5]

III.2.2. Echangeur de chaleur

Les échangeurs de chaleur sont des appareils où le transfert de chaleur à basses et moyennes températures se fait sans changement de phase.

Le principe général d'un échangeur de chaleur 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 le plus souvent métallique, ce qui favorise les échanges de chaleur. On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid. [15]

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 ne dépend pas seulement de la surface d'échange entre les deux fluides mais aussi de nombreux autres paramètres. [15]

Les flux de chaleurs transférées dépendent aussi :

- des températures d'entrée,
- des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivité thermique),
- des coefficients d'échange par convection.

III.2.2.1. Classification des échangeurs thermiques :

❖ Les échangeurs tubulaires coaxiaux (simple)

Un des fluides circule dans l'espace annulaire entre les deux tubes tandis que l'autre circule dans le tube central. Pour cette configuration, deux types de fonctionnements sont distingués : les deux fluides circulent dans le même sens ou en sens opposé. Le premier est un échangeur co-courant (ou courant- parallèle). Dans le deuxième cas, c'est un échangeur contre-courant. [15]

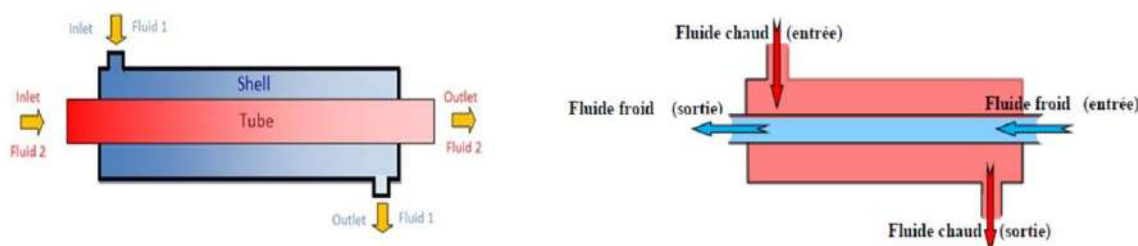


Figure 11: Echangeur échangeur co-courant et contre-courant

C'est le plus simple échangeur que l'on puisse concevoir, mais il est difficile avec ce type d'échangeur d'obtenir des surfaces d'échange importantes sans aboutir à des appareils très encombrants. Pour cela on a besoin de trouver d'autres géométries d'échanges.

❖ Echangeurs à courants croisés

Écoulement des deux fluides perpendiculairement l'un par rapport à l'autre.

Échangeur à courants croisés, (A) écoulement à travers des tubes et (B) écoulement à travers les plaques

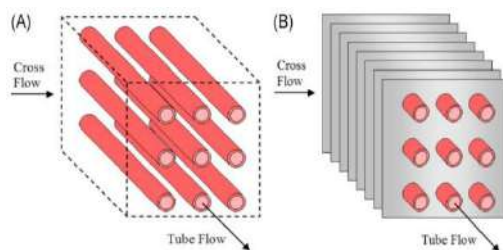


Figure 12: Echangeur a courant croisé

❖ Echangeur faisceau et calandre

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

Chapitre III : Généralités sur les équipements de chauffes

Le faisceau est monté en deux plaques en communication avec des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau muni de chicanes est logé dans une calandre possédant des tubulures d'entrée et de sortie pour le deuxième fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau selon un chemin imposé par les chicanes. [2]

Tous les éléments entrant dans la construction de ces échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation, tant par la T.E.M.A. (Tubular Exchangers Manufacturer's Association) que l'A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineers) ou l'A.P.I. (American petroleum institute). [2]

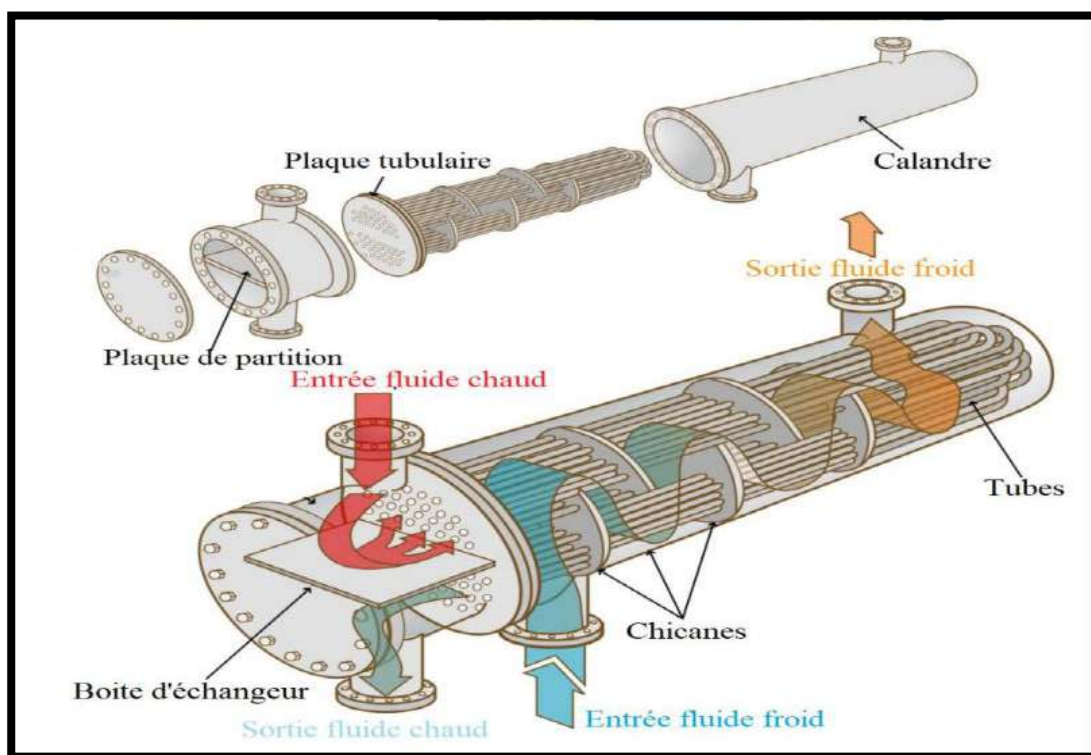


Figure 13: Principe et constituant d'un échangeur de chaleur tubes/calandre.

1) La calandre

Est généralement réalisée en acier au carbone et les brides portant les boîtes de distribution et le couvercle sont soudées. Les tubes du faisceau répondent à des spécifications très sévères.

2) Les tubes

Sont fixés dans les plaques par mandrinage et la perforation des trous dans les plaques est réalisée selon une disposition normalisée, soit au pas triangle, soit au pas carré. Le pas triangle

permet de placer environ 10 % de plus de tubes que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais, en contre partie, la disposition des tubes rend difficile le nettoyage des tubes par insertion de grattoirs. [2]

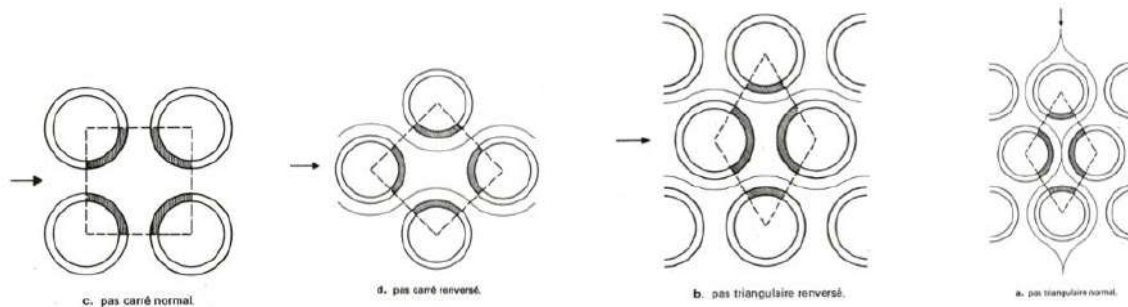


Figure 14: La disposition des tubes dans l'échangeur (2)

3) Les chicanes

Qui permettent d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre sont souvent constituées par un disque de diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre comportant une section libre représentant 20 à 45 % de la section. [3]

L'emplacement des chicanes dans la calandre augmente la turbulence et l'efficacité de l'échange. Généralement, le rôle des chicanes peut être résumé en deux points :

- Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration,
- Augmenter la vitesse du fluide.
- Le passage du fluide chaud dans les tubes métalliques (acier, cuivre, inox, etc.) minimise les pertes de chaleur.

4) Les boîtes de distribution et de retour

Sont cloisonnées. Ce cloisonnement permet au fluide de traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour objet d'accroître la vitesse du fluide et d'augmenter le coefficient de transfert à l'intérieur des tubes. Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passages (ou passes) dans le faisceau.

III.2.2.2. 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. [4] [2]

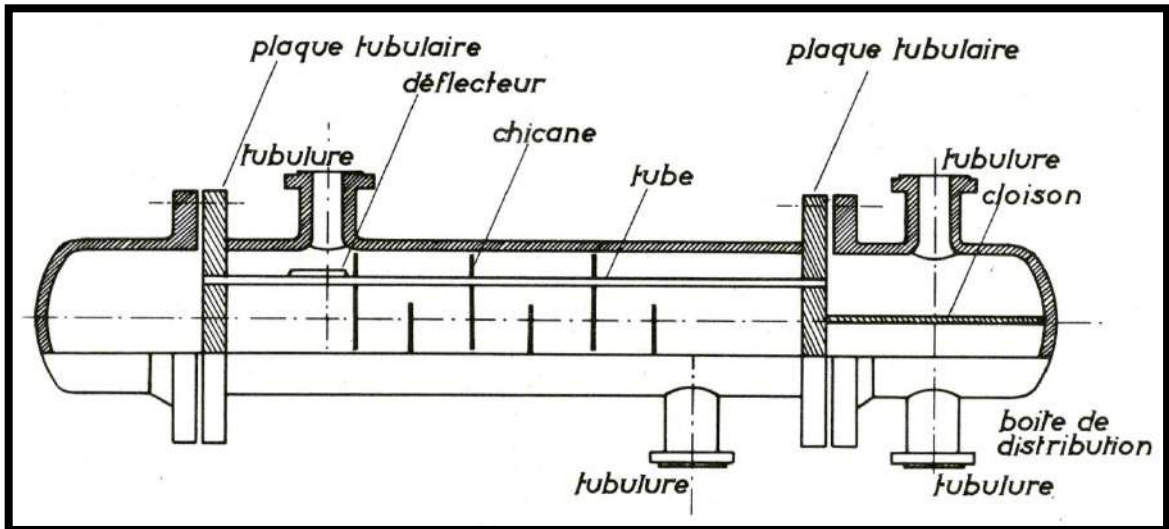


Figure 15:Schéma d'échangeurs à plaque tubulaire fixes

- **Les échangeurs à tête flottante** : l'une des plaques tubulaires est fixe, la seconde plaque à 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 . [2]

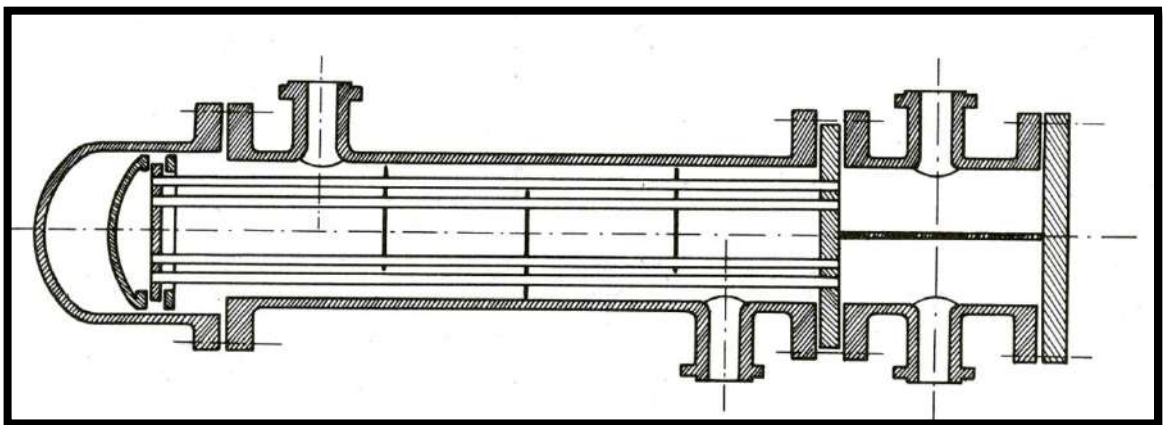


Figure 16:Schéma d'échangeurs à tête flottante

Chapitre III : Généralités sur les équipements de chauffes

- **Les échangeurs à tubes en U** : la plaque tubulaire est supprimée avec l'utilisation de tubes coudés, 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. [2] [4]

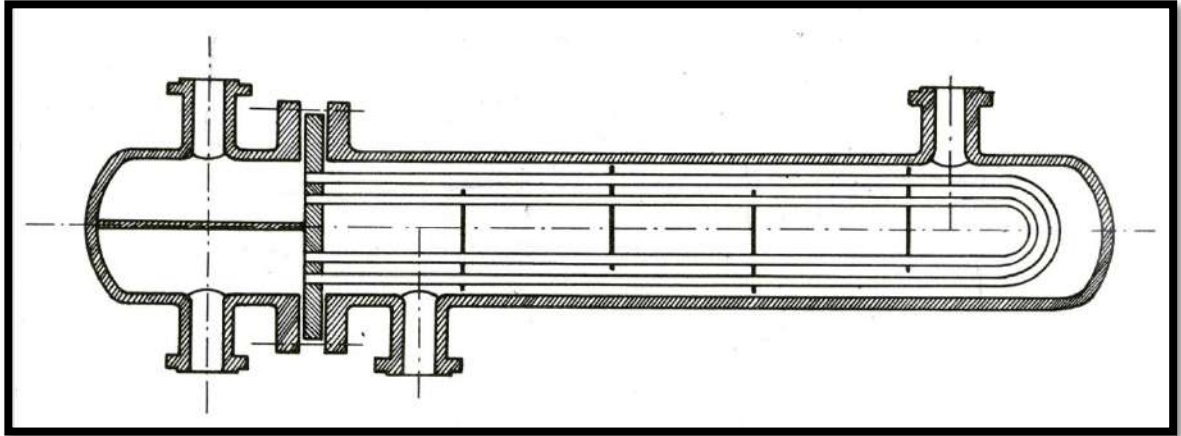


Figure 17:Schéma d'échangeurs à tubes en U

- **Appareil 1-4 (1 passe côté calandre, 4 passes côté tubes)**

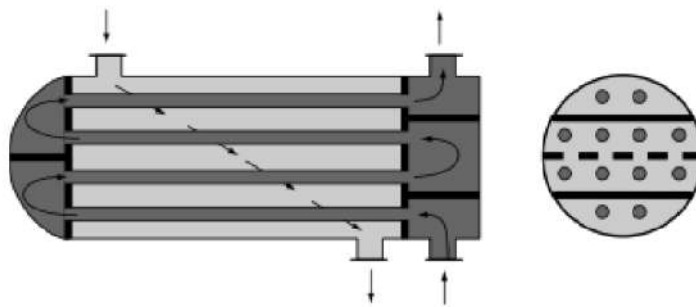


Figure 18:Echangeur à tube et calandre type 1-4

- **Appareil 2-4**

Associe 2 passes côté tubes à chacune des 2 passes côté calandre. Chacune des 2 parties de cet appareil 2-4 fonctionne comme un appareil 1-2, les 2 parties étant disposées en série sur les 2 fluides ; la mise en série respecte le contre-courant d'ensemble dans le cas du dispositif représenté ci-dessous. [5]

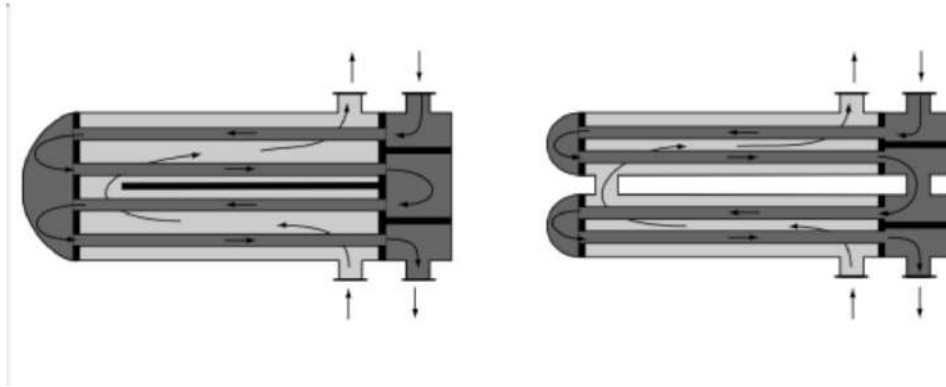


Figure 19:Echangeur à 2passes coté calandre (calandre type F)

❖ Echangeurs thermique de chaleurs à plaques

Ce type d'échangeurs est constitué de plaques assemblées de façon que le fluide puisse circuler entre elles. Un jeu de joints assure la distribution des fluides entre les plaques de telle sorte que chacun des deux fluides soit envoyé alternativement entre deux espaces inter plaques successifs. Un échange thermique des fluides s'effectue à travers les plaques. Ce dispositif permet une grande surface d'échange dans un volume limité. Donc, son utilité apparait clairement lors des grandes puissances. Par contre il est particulièrement sensible à l'encrassement et les pertes de charges internes sont parfois importantes[3]

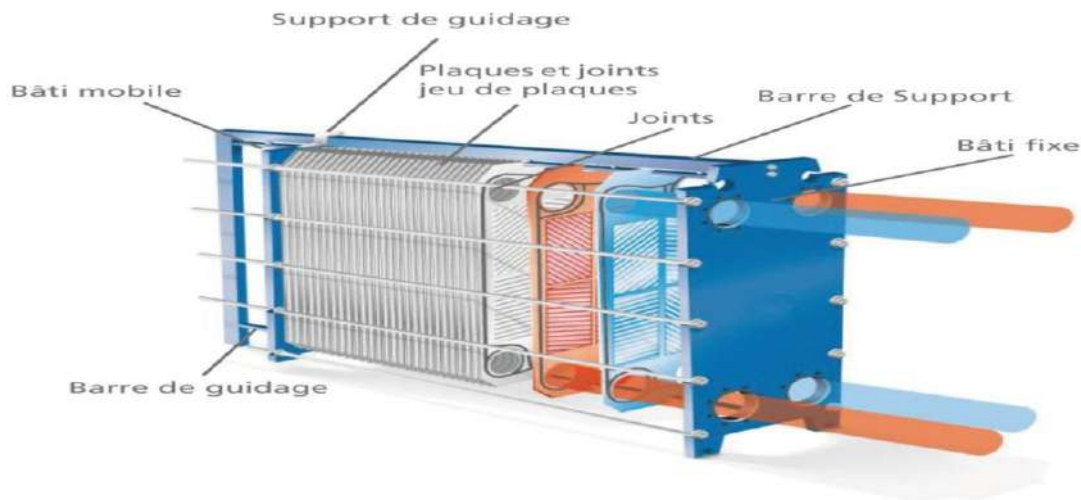


Figure 20:Principe et constituant d'un échangeur de chaleur à plaque à joint

chapitre IV

Problématique et calcul

IV.1. La problématique

IV.1.1. Four BA201 :

L'unité de topping est conçue pour traiter du brut d'une capacité de 170 m³ /h.

Le four BA201 est l'équipement de base de l'unité de topping .Ce four est incorporé au train Pour l'échange thermique afin d'apporter des calories supplémentaires pour chauffer le brut .Mais le four n'est actuellement pas en mesure d'augmenter la température du brut à 370 degrés Celsius (design) car il souffre d'un défaut de conception et de problème de température limitée de la peau des tubes il faut pas le dépasser (500 degrés Celsius).

IV.1.2. Pert de gasoil résiduelle :

Le gasoil doit être soutiré à une température finale de 390 degrés. Comme le four ne peut pas chauffer à plus de 340°C, il y a une quantité de gasoil qui n'est pas exploitée et perdue avec le résidu.

IV.2. L'objectif de travaille :

Le but de projet est d'augmenter la température de sortie du four BA-201 pour améliorer la séparation des fractions pétrolières et maximiser la récupération du gasoil résiduel

IV.3. La coupe Gas-oil perdue dans la coupe Résidu avec la chargeRHM2 :

Malgré la charge stabilisée provenant deRHM2, il reste plusieurs problèmes influents sur le rendement en coupes lourdes et donc le Gas-oil. Cette coupe perdue est calculée par l'analyse ASTM suivante [16]

Tableau IV.3-1:La distillation A.S.T.M de la coupe résidu

% distillé	PI	5	10	15	20	30	40
T (°C)	250	290	348	360	366	375	390

- **Remarque :** La température nécessaire pour un bon rendement en coupes lourdes à la sortie du four est de 360°C, ceci est équivalent à un pourcentage (%) distillé de 15%. Au minimum 15% de Gas-oil perdu dans le Résidu atmosphérique.

IV.4. Evaluation des échangeurs de train de préchauffe U200 :

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

P : Efficacité

t₂ : température de sortie de fluide froid.

t₁ : température d'entrée de fluide froid

T₁ : température d'entrée de fluide chaud.

➤ **Cas design**

Tableau IV.4-1: Efficacités des échangeur cas design

	EA201	EA202	EA203	EA204	EA205
T	163	246	350	218	329
t 1	40	40	145	107	185
t 2	92	123	185	145	213
p	0.42	0.402	0.2	0.35	0.2

➤ **Cas actuel:**

Tableau IV.4-2: Efficacités des échangeur cas actuel

	EA201	EA202	EA203	EA204	EA205
T	168	236	326	200	318
t 1	40	40	107	70	180
t 2	68	90	181	107	207
p	0.21	0.25	0.33	0.28	0.21

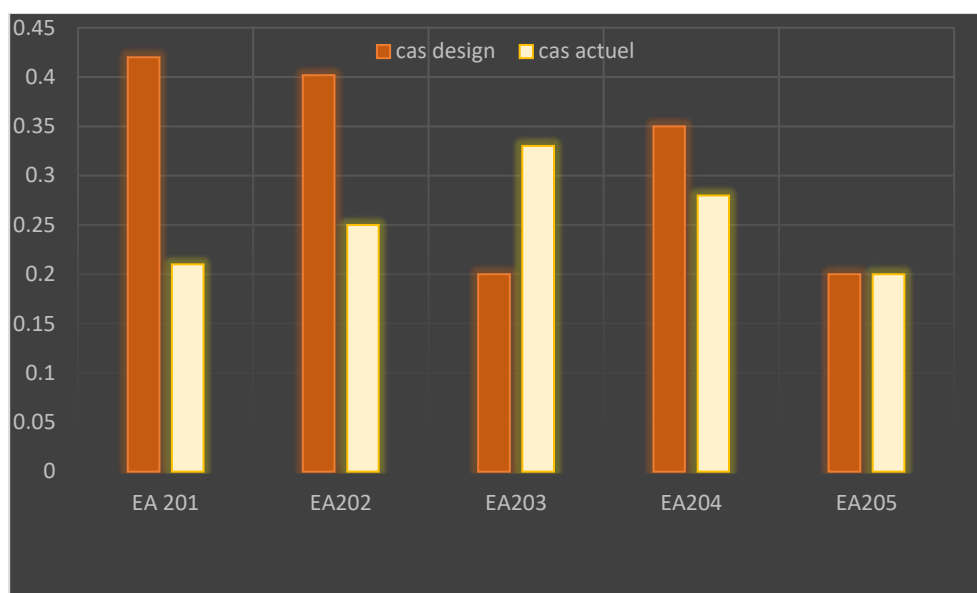


Figure 21: Les efficacités thermique des échangeurs de train de préchauffe

En se basant sur les résultats, nous pouvons conclure que l'efficacité du train d'échange est diminuée, notamment pour les échangeurs EA204, EA202 et EA201, par rapport à la conception prévue, ce qui impacte la performance du four BA201.

IV.5. rendement de four BA201 cas design :

$$\eta \% = \frac{\text{chaleur absorbé par le brut}}{\text{chaleur libérée par le four}} \times 100$$

selon les donner voire la fiche technique du four BA201 on a :

- ✓ **Chaleur absorber par le four :** 20688000 kcal/h
- ✓ **Chaleur libérer par le four :** 25250400 kcal/h

$$\text{Donc : } \eta \% = \frac{20688000}{25250400} \times 100 = 81.93$$

$\eta \% = 82$

IV.5.1. Bilan thermique de four de section TOPPING BA200 cas actuel

IV.5.1.1. Caractéristique de brut entrer four BA201 :

Tableau IV.5-1:Caractéristique de brut entrée four BA201

	Débit kg/h	densité	T entrée	T sortie	kuop
Brut	170	0.798	207	340	12

IV.5.1.2. Facteur de caractérisation K_{uop} :

Le facteur de caractérisation est donné par les analyse de pétrole brut = 12

IV.5.1.3. Détermination du facteur de correction f de l'enthalpie

f est déterminé à partir de l'abaque B.2 figurant dans l'annexe B.

Pour un K_{uop} 12 $f = 1$

IV.5.1.4. Facteur de caractérisation K_{uop} :

Le facteur de caractérisation est donné par les analyse de pétrole brut = 12

IV.5.1.5. Détermination du facteur de correction f de l'enthalpie

f est déterminé à partir de la graph 01 annexe 1

Pour un K_{uop} 12 $f = 1$

Enthalpie d'entrée H_e ($t = 202^\circ\text{C}.$) est déterminé à partir la graph 01 annexe 1

$$H_e \text{ lu} = 117 \text{ kcal/kg} = 489.828 \text{ KJ/kg}$$

$$H_e (\text{corrigé}) = H_e (\text{lue}) \times f = 489.828 \text{ KJ/kg}$$

IV.5.1.6. Calcul du débit massique M :

$$M = \frac{Q \times d_4^{207} \times 1000}{3600} = \frac{170 \times 0.75 \times 1000}{3600} = 35.41 \text{ kg/s}$$

IV.5.1.7. Calcul de la quantité de chaleur à l'entrée q_e :

$$q_e = H_e \text{ corrigé} \times M$$

$$q_e = 489.828 \times 35.41 = 17344.809$$

$$q_e = 17344.809 \text{ kW}$$

IV.5.1.8. Calcul de la quantité de chaleur à la sortie q_s :

1. Calcul du taux de vaporisation X :

$$X = 1 - \left(\frac{M_{\text{résidu}}}{M_{\text{brut}}} \right), \text{ sachant que } M_{\text{résidu}} = 9.33 \text{ kg/s}$$

$$X = 1 - \left(\frac{9.33}{31.16} \right) = 70 \%$$

2. Calcul du débit massique de la phase vapeur M_v :

$$M_v = M (\text{Brut}) \times X \quad M_v = 31.16 \times 0.70 = 21.81 \text{ kg/s}$$

3. Calcul de la densité de la phase vapeur d_v :

$$d_v = \frac{d_b - [(1-X) \times d_r]}{X}$$

d_b : Densité de brut

d_r : Densité de résidu

$$\text{Donc : } d_v = \frac{0.798 - [(1-0.7) \times 0.902]}{0.7} = 0.753$$

4. Détermination de l'enthalpie de sortie de la phase liquide H_S^L :

H_S^L est déterminé à partir de la graph 01 annexe 1

On à température de sortie = 340 °C et la densité de la phase liquide égale 0,902

$$H_S^L = 200 \text{ kcal/kg} = 836 \text{ kj/kg}$$

5. Calcul de la quantité de chaleur de la phase liquide q_S^L :

$$q_S^L = M_L * H_S^L = 9.33 * 836 = 7799.88 \text{ KW}$$

6. Détermination de l'enthalpie de sortie de la phase vapeur H_S^V :

H_S^{VL} est déterminé à partir de la graph 01 annexe 1

$$H_S^V = 265 \text{ kcal/kg} = 1107.7 \text{ kj/kg}$$

7. Calcul de la quantité de chaleur de la phase liquide q_S^V :

$$q_S^V = M_V * H_S^V = 21.81 * 1107.7 = 24158.93 \text{ KW}$$

8. Calcul de la quantité de chaleur à la sortie q_s :

$$q_s = q_S^L + q_S^V = 7799.88 + 24158.93 = 31958.8 \text{ KW}$$

D'où la quantité de chaleur absorbée par le brut flashé est donnée par

$$q_{\text{abs}} = q_s - q_e$$

$$q_{\text{abs}} = 31958.8 - 17344.809 = 14613.991 \text{ KW}$$

IV.6. Calcul de rendement actuel de four BA201 :

$$\eta \% = \frac{\text{chaleur absorbé par le brut}}{\text{chaleur libérée par le four}} \times 100$$

- Calculi de Chaleur libérée par le four avec $V_{\text{fuel gaz}} = 1500 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$Q_{\text{four}} = \text{PCI} \times V_{\text{fuel gaz}}$$

Tableau IV.6-1:Chromatographie de fuel gas

	C1	C2	C3	iC4	nC4	ic5	nC5	C6	C7	N2	CO2	PCS	PCI	D/air	PM
FA 990	48.53	8.79	17.14	7.26	13.91	1.39	0.63	0.06	0.02	1.95	0.32	16475	14980	1.1209	32.51

$$Q_{\text{four}} = 14980 \times 1500$$

$$Q_{\text{four}} = 22470000 \text{ kcal/h} = 26112.21 \text{ KW}$$

$$\eta \% = \frac{14613.991}{26112.21} \times 100 = 55.9$$

$$\eta \% = 56$$

IV.7. Recommandations pour améliorer l'efficacité thermique du train

➤ circuit actuel :

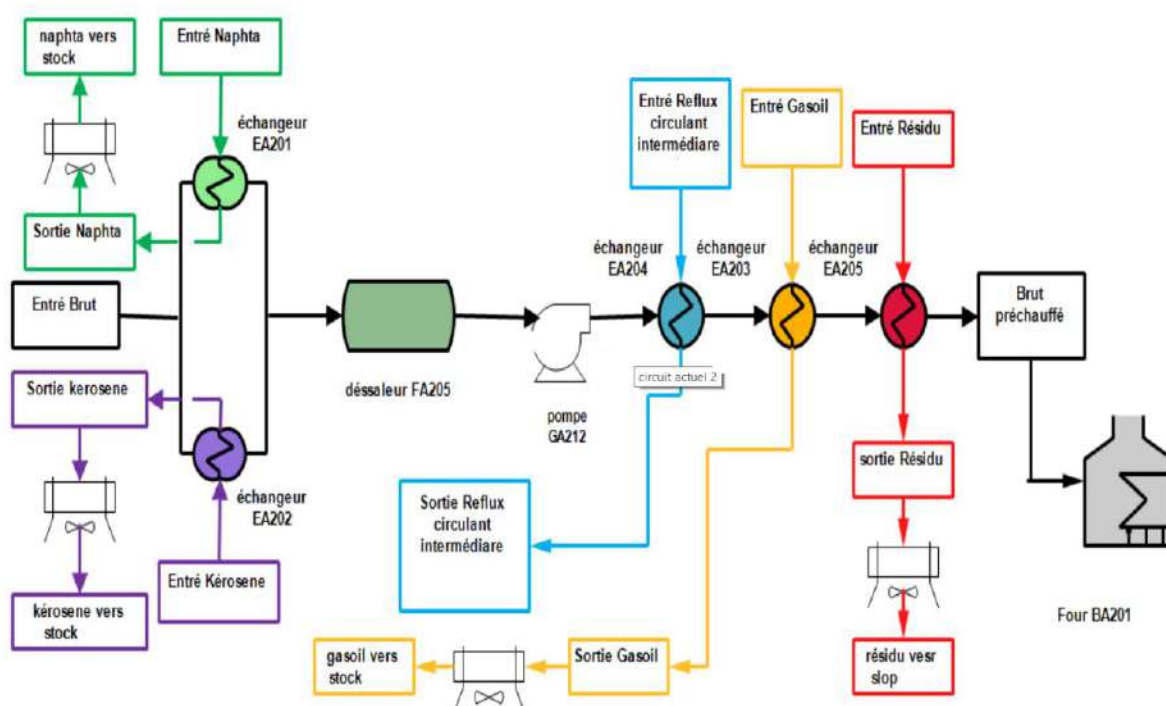


Figure 22:Circuit actuel de train de préchauffage section topping

➤ **nouveau circuit**

Grâce à ce nouveau circuit, nous avons augmenté l'efficacité du système de préchauffage en ajoutant l'échangeur EA-206. Cet appareil préchauffera le pétrole brut en utilisant les résidus sortie de l'échangeur 205 qui possède une grande énergie thermique. Cet échangeur sera placé stratégiquement avant le dessaleur. De ce fait, on obtient une augmentation significative de l'efficacité du dessaleur, et d'une augmentation de la température d'entrée du four BA201.

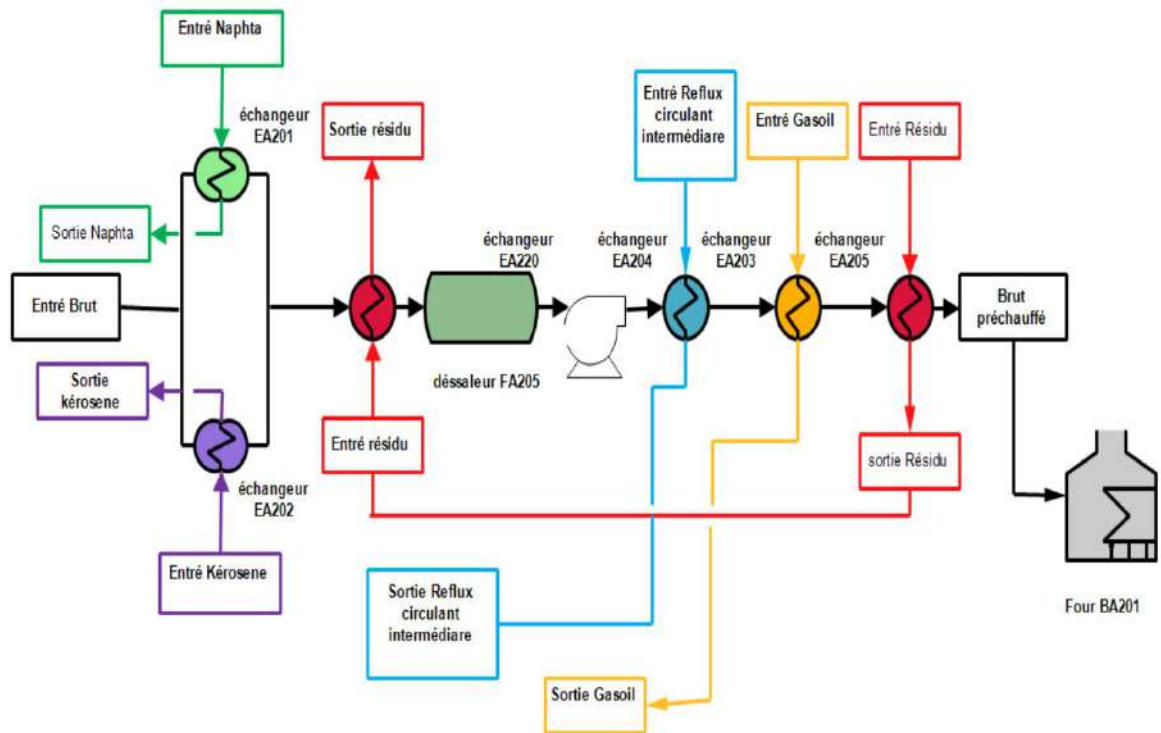


Figure 23:Nouveau circuit proposée de train de préchauffage section topping

IV.8. Dimensionnement de l'échangeur EA-206

La méthode de **KERN** est utilisée pour le dimensionnement de l'échangeur, cette méthode est basée sur la détermination des paramètres suivants :

- ✓ La quantité de chaleur échangée entre les deux fluides.
- ✓ La surface d'échange nécessaire.
- ✓ Les pertes de charge

IV.8.1. Théorie de la méthode :

1. Bilan thermique:

$$Q_M (H_1 - H_2) = m \cdot (h_1 - h_2)$$

- On tire $h_2 = h_1 + Q/m$ on obtient t_2
- M débit massique du fluide chaud
- m débit massique du fluide froid.
- H_1, h_1 Enthalpie à l'entrée (chaud et froid).
- H_2, h_2 Enthalpie à la sortie (chaud et froid).

2. Calcul de la ΔT_{LM} :

- $\Delta t_1 = (T_1 - t_2)$
- $\Delta t_2 = (T_2 - t_1)$

$$(\Delta T)_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2.3 \log(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

3. Nombre de passe n_c :

- $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$ avec T coté calandre
- $E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$ avec t coté fécaux

4. Calcul surface d'échange:

$$A = \frac{Q}{U_s' \cdot F \cdot \Delta T_{LM}}$$

5. Température calorique :

- $T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$
- $t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$

6. Calcul du coefficient de transfert propre U_p .

<u>Faisceau</u>	<u>Calandre</u>
• Section par passe $a_t = \frac{N_t}{n_t} \cdot \frac{\pi d_i^2}{4}$ • Vitesse massique : $G_t = M/a_t$ • caractéristiques du fluide à T_c : C_p, μ, λ, d • Nombre de Reynolds :	Section par calandre : $a_{ct} = \alpha \cdot \frac{D_e}{P} (P - d_{ext}) \cdot B$ • Vitesse massique : $G_{ct} = M'/a_t$ • Caractéristiques du fluide à t_c : C_p, μ', λ', d' • Nombre de Reynolds :

$Re_t = \frac{d_i \cdot G_t}{\mu}$ $J_H = \left(\frac{h_i \cdot d_i}{\lambda} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^{-1/3} \cdot Q_t - 1$ $h_i / Q_t = J_H \cdot \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$ $\frac{h_{i0}}{Q_t} = \frac{h_i}{Q_t} \cdot \frac{d_i}{d_0}$ - Température de tube : $t_t = T_c - \frac{h_{i0} / Q_t}{\left(h_{i0} / Q_t \right) + \left(h_0 / Q_t \right)} \cdot (T_c - t_c)$ - Détermination du μt à t_t : $Q_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14}$ $h_{i0} = \left(h_{i0} / Q_t \right) \cdot Q_t$	$Re_{ct} = \frac{D_e \cdot G_{ct}}{\mu'}$ $J'_H = \left(\frac{h_0 \cdot D_e}{\lambda'} \right) \left(\frac{C'_p \cdot \mu'}{\lambda'} \right)^{-1/3} \cdot Q_t - 1$ $h_0 / Q_{ct} = J'_H \cdot \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{C'_p \cdot \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$ Détermination du $\mu t'$ à t_t $Q'_t = \left(\frac{\mu'}{\mu_t'} \right)^{0,14}$ $h_0 = \left(h_0 / Q'_t \right) \cdot Q'_t$
---	--

7. Vérification de la résistance d'encrassement

$$R_s = \frac{U_P - U_S}{U_P \cdot U_S}$$

Comparer à la résistance d'encrassement admissible

8. perte de charge

<u>Faisceau :</u> Coefficient de friction f_t d'après L'abaque : $\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t \cdot l}{d_i \cdot Q_t} \right] + 2$	<u>Calandre :</u> Coefficient de friction d'après l'abaque : $\Delta P_c = \frac{n_c \cdot f_c \cdot G_{ct}^2 \cdot (N_c + 1) D_e}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d' D_e \cdot Q_c}$
--	--

IV.9. Partie calcul

IV.9.1. Données de calcul

Tableau IV.9-1:Donné de calcul d'un nouveau échangeur

Echangeur EA-206	Coté tube (T)	Coté calandre: (t)
Nature de fluide	résidu.	Pétrole brut.
Débit massique	34300 kg/h	133814 kg/h.
Température d'entrée	200°C.	72°C.
Viscosité dynamique	0,7 cP.	0,48 cP

IV.9.2. Calcul

IV.9.2.1. Calcul des Températures de la sortie (T_2 , t_2)

$$t_m = \frac{M \cdot T_1 + m \cdot t_1}{M + m}$$

$$T_2 = 98.1^\circ\text{C}$$

IV.9.2.2. Bilan thermique

$$H_1 (200^\circ\text{C}) = 112 \text{ kcal/kg}$$

$$H_2 (98^\circ\text{C}) = 50 \text{ kcal/kg}$$

$$Q = M (H_1 - H_2) = m (h_1 - h_2)$$

$$Q_{\text{résidu}} = 2126600 \text{ kcal/h}$$

$$\text{Donc } h_2 = h_1 + Q/m$$

$$h_1 = 35 \text{ kcal /kg}$$

$$h_2 = 51 \text{ kcal/kg} \rightarrow t_2 = 101^\circ\text{C} \text{ (annexe n° 01, Figure 01)}$$

donc

Tableau IV.9-2: Température entrée et sortie des fluide

	résidu	brut
Tem entrée °C	T ₁ =200	t ₁ =72
Tem sortie °C	T ₂ =98.1	t ₂ =101

IV.9.2.3. Calcul de la ΔT_{LM}

$$\Delta t_1 = (200 - 101) = 99$$

$$\Delta t_2 = (98.1 - 72) = 26.1$$

$$(\Delta T)_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2.3 \log(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$(\Delta T)_{LM} = 54 \text{ °C}$$

IV.9.2.4. la surface d'échange

$$A = \frac{Q}{U_s \cdot F \cdot \Delta T_{lm}}$$

a) Calcule le facteur F

$$E = \frac{98.1 - 200}{72 - 200} = 0.79$$

$$R = \frac{72 - 101}{98.1 - 200} = 0.28$$

- D'après la figure 02 annexe n° 01 → F=0.78

b) Estimation de coefficient de transfert sale U_s

Pour le coefficient de transfert sale On choisit la valeur initiale selon la nature des fluides misent en service «voir annexe 02, tableau 03 » ; Donc on prend

$$U_s = 300 \text{ Kcal/h °C}$$

Alors la surface d'échange :

$$A = 168.2 \text{ m}^2$$

D'après l'annexe n° 01 tableau (01) on choisit BWG 14 qui est aussi le type des échangeurs utiliser dan la section 200 topping:

➤ **Cote tube**

- Diamètre extérieure 19.05 mm
- Diamètre intérieure 1,483. m
- Longueur L= 6100 mm
- Nombre de passe 4

➤ **Cote calandre**

- Pas 25 mm
- Nombre de passe $n_c=1$

IV.9.2.5. Calcule de surface d'échange d'un tube

$$a = \pi * d_{ext} * L$$

$$a = 0.36 \text{ m}^2$$

IV.9.2.6. Calcule Nombre de tube estimer

$$N't = \frac{A}{a * n_c} = \frac{168.2}{0.36 * 1}$$

$$N't = 467.4$$

Choix de l'appareil ($n_c=1$) ou des appareils en série annexe n° 02 (tableau 01) donnant N_t le plus voisin possible de $N't$ avec un nombre de passe coté tube $n_t=4$.

- A partir le tableau de disposition des tubes en carré on a :
- $N_t=480$
- Diamètre de la calandre : $D_c=73.7 \text{ cm}$

IV.9.2.7. Détermination de coefficient de transfer sale U_s

$$U_s = U_s' \frac{N't}{N_t}$$

$$U_s = 291.8 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV.9.2.8. Section de passage coté calandre et le diamètre équivalent

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

$$B = \frac{\frac{D_c}{5} + D_c}{2} = \frac{\frac{0.737}{5} + 0.737}{2} = 0.44$$

$$B = 0.44 \text{ m}$$

$$a_c = \frac{0.737}{0.025} \times (0.025 - 0.01905) \cdot 0.44 = 0.08$$

$$a_c = 0.08 \text{ m}^2$$

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi de} - de = \frac{4 \times (0.025)^2}{3.14 \times 0.01905} - 0.01905 = 0.024$$

$$D_e = 0.024 \text{ m}^2$$

IV.9.2.9. Calcul le nombre de chicane n_{ch} :

$$n_{ch} = \frac{L}{B} = 13.8 \approx 14$$

$$n_{ch} \approx 14$$

IV.9.2.10. Température calorique :

▪ Résidu

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

- on utilise l'annexe n° 1 figure n° 3 pour trouver la valeur de K_c et F_c

Δt_{ch} : la différence de température de fluide chaud

Δt_{fr} : la différence de température de fluide froid

➤ Trouver la densité de résidu à $\Delta t_{ch} = 101.9 \text{ °C}$

$$d_4^{101.9} = d_4^{15} - \alpha (t - 15)$$

- α d'après l'annexe n°02 tableau n°02
- densité d'après l'annexe n°01 figure n°04

$$d_4^{101.9} = 0.9195 - 0.00062 (101.9 - 15)$$

$$d_4^{101.9} = 0.87$$

$$\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}} = \frac{29}{101.9} = 0.28$$

➤ D'après l'annexe n°01 figure 03

$$K_c = 0.4$$

$$F_c = 0.37$$

Alors : $T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$

$$T_c = 135.80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

▪ **Brut :**

$$t_c = t_1 + F_c (t_1 - t_2)$$

➤ **trouver la densité de brut à $\Delta t_{fr} = 29$**

$$d_4^{29} = d_4^{15} - \alpha (t - 15) \rightarrow \alpha \text{ d'après l'annexe 02 tableau n°02}$$

$$d_4^{29} = 0.7979 - 0.000778 (29 - 15)$$

$$d_4^{29} = 0.787$$

Avec : $\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}} = 0.28$

- D'après l'annexe n°01 figure n°03

$$K_c = 0.1$$

$$F_c = 0.38$$

$$t_c = 72 + 0.38 (72 - 101)$$

$$t_c = 60.98 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IV.9.2.11. Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

a) Coté tube :

➤ **Section par pass:**

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \cdot \frac{\pi d_i^2}{4} = \frac{480}{4} \cdot \frac{3.14 (0.01483)^2}{4}$$

$$a_t = 0.020 \text{ m}^2$$

➤ **Calcul de la vitesse massique:**

$$G_t = M/a_t = 34300/0.020 = 1715000 \text{ kg/h.m}^2$$

$$G_t = 1715000 \text{ kg/h.m}^2$$

- **Détermination des caractéristiques des fluide chaud :**

λ : D'après l'annexe n°01 figure n°04

C_p : D'après l'annexe n°01 figure n°05

Tableau IV.9-3: Les paramètres physiques du résidu et de résidu

	$T_c \text{ } ^\circ\text{C}$	$\lambda \text{ kcal/m.h}^\circ\text{C}$	$\mu \text{ kg/m.h}$	$C_p \text{ (kcal /kg}^\circ\text{C)}$
résidu	135.80	0.112	7.2108	0,55

➤ **Nombre de Reynolds**

$$Re = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu} = \frac{1715000 \cdot 0.01483}{7.2108}$$

$$Re = 3527.13$$

➤ **Le coefficient de film intérieur**

Si Reynolds > 2100 ➔ $J_n = 3.36 \cdot Re^{0.55}$

$$Jh = 0.36 \times (3527.13)^{0.55}$$

$$Jh = 32.16$$

$$\frac{h_i}{\phi t} = J_n \times \left(\frac{\lambda}{d_i} \times \frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi t} = 797.33 \text{ kcal/h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi t} = \frac{h_i}{\phi t} \times \frac{d_i}{d_e} = 620.70 \text{ kcal/h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi t} = 620.70 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

b) Coté calandre :

➤ **Section par pass**

$$a_c = 0.08 \text{ m}^2$$

➤ **Vitesse massique :**

$$G_c = M/a_c = 133814/0.08$$

$$G_t = 1672675 \text{ kg/h.m}^2$$

- **Détermination des caractéristiques des fluide**

λ : D'après l'annexe n°01 figure n°04

C_p : D'après l'annexe n°01 figure n°05

Tableau IV.9-4: Les paramètres physiques du de brut.

	$t_c \text{ °C}$	$\lambda \text{ kcal/m.h°C}$	$\mu \text{ kg/m.h}$	$C_p \text{ (kcal /kg°C)}$
brut	60.98	0.109	3,51	0.54

➤ **Nombre de Reynolds**

On a : $D_e = 0.024 \text{ m}^2$

$$Re = \frac{G_c \cdot D_e}{\mu'} = \frac{1672675 \times 0.024}{3.51}$$

$$Re = 11437.09$$

$Re > 10000$ donc Régime turbulent

On détermine j_h par abaque $j_h = f(Re, L/di)$

- d'après l'annexe n°01 figure n°06 on a :

$$j_h = 55$$

$$F = 0.16$$

$$\frac{h_o}{\phi c} = j_h \times \frac{\lambda'}{D_e} \times \left(\frac{c p' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3} = 55 \times \frac{0.109}{0.024} \times \left(\frac{0.54 \times 3.51}{0.109} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_c} = 641.01 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

c) Calcul de la température de tube t_t

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{io}}{\phi_t}}{\frac{h_o}{\phi_c} + \frac{h_{io}}{\phi_t}} \times (T_c - t_c)$$

$$t_t = 135.30 - \frac{620.70}{641.01 + 620.70} \times (135.30 - 60.98)$$

$$t_t = 98.73^\circ\text{C}$$

d) Calcul la viscosité

➤ **Viscosité de résidu à $t_t = 98.73^\circ\text{C}$**

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14} = \left(\frac{3.51}{2.83}\right)^{0.14}$$

$$\phi_t = 1.030$$

➤ **Viscosité de brut à $t_t = 98.73^\circ\text{C}$**

$$\phi_c = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14} = \left(\frac{7.2108}{11.040}\right)^{0.14}$$

$$\phi_t = 0.942$$

e) Calcul le coefficient de film

➤ **interne**

$$h_{io} = \frac{h_o}{\phi_t} \times \phi_t = 620.70 \times 1.03$$

$$h_{io} = 639.321 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

➤ **externe**

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_c} \times \phi_c = 641.01 \times 0.942$$

$$h_o = 603.83 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

f) valeur de coefficient de transfert propre (Up) :

$$U_p = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{603.83 \times 639.321}{603.83 + 639.321}$$

$$U_p = 310.53 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

IV.9.3. Calcul de la résistance d'encrassement (Rs)

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{310.53 - 291.8}{310.53 \times 291.8}$$

$$R_s = 2.067 \times 10^{-4} \text{ h.m}^2\text{°C/kal}$$

IV.9.4. Calcul de perte de charge :

IV.9.4.1. Calcul de (f) on fonction de nombre de Reynolds

- Régime laminaire Reynolds < 2100 : $f_t = \frac{32}{Re}$
- Régime turbulent Reynolds > 2100 : $f_t = 0.0028 + 0.25(Re)^{-0.023}$

Tableau IV.9-5: Les résultats des paramètres obtenus après les calculs

	N (nombre de passe)	Vitesse massique Kg/h.cm ²	Reynold (Re)	f	φ
coté tube	4	171.5000	3527.13	0.0409	1.030
coté calandre	1	167.2675	11437.09	0.0319	0.942

IV.9.4.2. Perte de charge

1. Perte de charge du tube

$$\Delta p_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t}{1.272 \times 10^{15} \times d_r} \times \frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t}$$

$$\Delta p_t = 1.28 \times 10^{-4} \text{ kg/cm}^2$$

2. Perte de charge du calandre

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

$$\Delta p_c = 1.29 \times 10^{-7} \text{ kg/cm}^2$$

IV.10. Résultat et paramètres de l'échangeur EA-206 :*Tableau IV.10-1: Les résultats des paramètres de nouveau échangeur EA-206 :*

Propriété	Symbole	Valeur
Energie d'échangeur	Q	2126600 kcal/h
Surface d'échange	A	168..2 m ²
Différence de température moyenne logarithmique	ΔTLM	54 °C
Coefficient de transfert sale	Us	291.8 Kcal/h m ² °C
Coefficient de transfert propre	Up	310.53 kcal/h.m ² °C
Coefficient de film interne	h_{io}	639.321 kcal/h.m ² °C
Coefficient de film externe	h_o	603.83 kcal/h.m ² °C
Résistance d'encrassement	R_s	2.067× 10 ⁻⁴ h.m ² °C/kcal

IV.11. Les paramètres d'échangeur EA-206*Tableau IV.11-1: Les résultats et les paramètres de construction d'échangeur EA-206 Recalcule des échangeurs EA-204 ,EA-203,EA-205*

Echangeur EA-206		Valeur
Type d'échangeur		BES
Type de matériaux		Acier au carbon
Disposition des tubes		Pas carré
Surface d'échange (m2)		6100
Coté tube	Nombre de passe	4
	Diamètre extérieur	19.05mm
	Diamètre intérieur	14.83mm
	Débit de résidu	34300 kg/h
	Pas carré	25.4 mm
	Longueur	6100 mm
	Température d'entrée de résidu	200 °C
	Température de sortie de résidu	98 °C
Coté calandre	Nombre de passe	4
	Diamètre	73.7 cm
	Débit de Brut	133814 kg/h
	Température d'entrée de Brut	72°C
	Température de sortie de Brut	101°C
	Nombre de chicanes	14

IV.12. Calcule des température de Brut sorties échangeurs E-204 EA-203 et EA-205 :

En utilise : $Q_{\text{Fluide chaud}} = Q_{\text{Froid}} \rightarrow t_2 = (Q_{\text{fluid chaud}} / m_{\text{brut}} \times c_{p_{\text{brut}}}) + t_1$

IV.12.1. Calcule de la température de Brut sortie échangeur E-204

$$Q_{\text{RCI}} = M \cdot C_p \cdot \Delta T = 73800 \times 0.65 \times (200 - 157)$$

$$Q_{\text{RCI}} = 2062710 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{\text{BRUT}} = m \cdot C_p \cdot \Delta t = 133814 \times 0.58 \times (t_2 - 101) = Q_{\text{RCI}}$$

$$t_2 = \frac{2062710}{133814 \times 0.58} + 101$$

$$t_2 = 131 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

IV.12.2. Calcule de la température de Brut sortie échangeur EA-203

$$Q_{\text{Gasoil}} = M \cdot C_p \cdot \Delta T = 52580 \times 0.59 \times (326 - 149)$$

$$Q_{\text{Gasoil}} = 5490929.4 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{\text{BRUT}} = m \cdot C_p \cdot \Delta t = 133814 \times 0.64 \times (t_2 - 131) = Q_{\text{Gasoil}}$$

$$t_2 = \frac{5490929.4}{133814 \times 0.64} + 131$$

$$t_2 = 195 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

IV.12.3. Calcule de la température de Brut sortie échangeur EA-205

$$Q_{\text{residu}} = M \cdot C_p \cdot \Delta T = 34300 \times 0.68 \times (318 - 200)$$

$$Q_{\text{residu}} = 2752232 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{\text{BRUT}} = m \cdot C_p \cdot \Delta t = 133814 \times 0.72 \times (t_2 - 195) = Q_{\text{residu}}$$

$$t_2 = \frac{2752232}{133814 \times 0.72} + 195$$

$$t_2 = 224 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

IV.13. Résultat de calcul de la section préchauffage de brut après l'ajout de EA-206 :

Tableau IV.13-1: Résultats de l'effet du nouvel échangeur sur les températures du circuit de chauffage

Echangeur	EA-204	EA-203	EA-205
m_{brut}	133814 kg/h	133814 kg/h	133814 kg/h
$M_{\text{fluid chaud}}$	73800 kg/h	52580 kg/h	34300 kg/h
$C_p \text{ brut}$	0.58	0.64	0.72
$C_p \text{ fluid chaud}$	0.65	0.59	0.68
$Q_{\text{fluid chaud}}$	2062710 kcal/h	5490929.4 kcal/h	2752232 kcal/h
$t \text{ brut entré}$	101°C	131°C	195°C
$t \text{ brute sortie}$	131°C	195°C	224°C

IV.14. Discussion et avantage des résultats

➤ Au niveau de train des échangeurs

L'emplacement de cet échangeur a joué un rôle crucial en récupérant la chaleur des résidus sortant de l'échangeur 204 ,et il augmentant la température du brut de 72 à 101 degrés. Cela a permis d'augmenter les températures du pétrole à la sortie des échangeurs 204, 203 et 205.

➤ Au niveau de four BA201

Étant donné que le four fonctionne actuellement à une température d'entrée de 207 degrés Celsius et une température de sortie de 340 degrés Celsius, ce qui donne une différence de 138 degrés, après l'ajout du nouvel échangeur, la température d'entrée du four est désormais de 224 degrés Celsius. Par conséquent, avec la différence, la température de sortie sera de 362 degrés Celsius (proche à la T de design 370)qui il assurant ainsi une récupération optimale du gazole perdu dans les résidus.

➤ **Gain énergétique et économique**

La température des résidus sortant de l'échangeur 206 est très proche de sa température de stockage. Alors, la présence de cet échangeur annule le besoin d'un aéroréfrigérant ce qui représente un avantage économique pour l'entreprise.

L'augmentation du taux de vaporisation du pétrole entraîne une récupération plus efficace du gasoil perdu et rétablit l'efficacité de l'unité de topping proche à sa niveau de conception initial.

Conclusion et recommandations

Conclusion générale

Conclusion générale

Depuis quelques années, la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2 est confrontée à une demande croissante en gazole. Cependant, en raison de l'incapacité du four à chauffer le pétrole à la température requise, à cause de la température maximale de peau des tubes fixée à 500 degrés Celsius, une quantité considérable de gazole est perdue avec les résidus.

Cette situation a incité à mener une recherche pour trouver une solution de la température dans la section TOPPING afin de soulager le four et de réduire l'écart entre la production de gasoil et la demande . À cette fin, un nouvel échangeur thermique a été dimensionné et proposé pour être installé après les échangeurs EA-201/202 afin d'augmenter la température du pétrole sortant du four, facilitant ainsi une séparation optimale des fractions dans la colonne de distillation et entraînant une augmentation de la production de gasoil.

La méthode utilisée dans la conception de cet échangeur est la méthode de Kern, qui est la plus adoptée dans la plupart des échangeurs utilisés dans les raffineries en raison de ses résultats optimaux.

Les résultats et les avantages de l'installation de l'échangeur EA-206 sont les suivants :

- Augmentation de la température du brut entrant dans le four à 224°C et sortie de 362 °C.
- Augmentation de rendement en gasoil.
- Protection du four contre le risque de flambage des tubes.
- Amélioration du rendement de la section TOPPING à un niveau proche de conception initial.
- Arrêt du aéro-réfrigèrent des résidus, entraînant ainsi une économie d'énergie électrique.

Recommandation

En raison des pertes de chaleur au four BA201 à travers les fumées et les parois , nous suggérons de réduire considérablement ces pertes thermiques par :

- Vérification du système de l'isolation du four (par dimensionnement d'un nouveau réfractaire).
- L'ajustant de registre de four BA201.

Conclusion générale

- En raison du changement de la qualité du pétrole traité par la raffinerie de Hassi Messaoud, on recommande d'étudier la mise en place d'un ballon de pré flash ou de colonne de pré-distillation pour séparer les composants légers avant leur entrée dans la colonne de distillation.

Reference

Reference

- [1] P. Wuithier, Raffinage et génie chimique Tome II, Technip, 1972 page1157-1052.
- [2] "cours Dimensionnement des équipements : M2 Génie de raffinage dr.BAKKA widad".
- [3] "Cours LES ECHANGEURS DE CHALEUR chap I Dr. Barani Djamel univ é Echahid Hamma Lakdhar-ELOUed".
- [4] "cour échangeur de chaleur Universitaire BELHADJ Bouchaib –Ain Témouchent Auteur : Dr BELHAMIANI Mohamed 2016/2017".
- [5] "Étude des fours pétroliers et pétrochimiques J. Le Nogues Editions TECHNIP, 1974".
- [6] "Vérification thermique du four D avec les deux rebouilleurs par BENHENNI Nouredine Université Abdelhamid".
- [7] "Sonatrach, Manuel opératoire de l'unité U200 RHM2,1979".
- [8] "Valorisation du résidu atmosphérique par la simulation d'une nouvelle unité de distillation sous vide Au niveau de la raffinerie de RHM2 Présenté Par HAMOUM Mabrouk et HAMDI Sidal Mohamed Amine page 15 20".
- [9] "Mémoire optimisation dun rendement en gasoil presenter par REGUIEG Iyes page 17-20".
- [10] "Mémoire Contribution à la Prédiction des Indices de Cétane et d'Octane des composés et mélanges de carburant basée sur les modèle de Machine Learning Présenté par : Kaouter MIMMI page 5 6".
- [11] "mémoire Désulfuration du Gasoil Algérien Selon les Nouvelles Normes Européennes Par".
- [12] "mémoire Contribution à l'étude Du Gasoil D'Arzew page 15 16 par M elle Bensari Ikram".
- [13] "ETUDE DE L'UTILISATION DU DIESEL OIL DANS LES MOTEURS DIESEL TURBOCOMPRESSEUR AUX ICS PLATE-FORME DAROU Auteur Papa CISS Année Académique : 2002 – 2003 pages 19".
- [14] "Hassi messaoud RHM2 manuelle opératoire 1979".
- [15] "Cours échangeur de chaleur université de 20 août 1955 skikda Prof. Dr. Fateh Mebarek Oudina".
- [16] "document sonatrach étude de faisabilité d'augmentation de la production en gasoil a RHM2 20presenter par Mr. MERIBAI Djamel ingénieur exploitation".
- [17] "sonatrach rraport de stage bousouare nihad".

Les Annexes

Les Annexes

Annexe 1 : les abaques

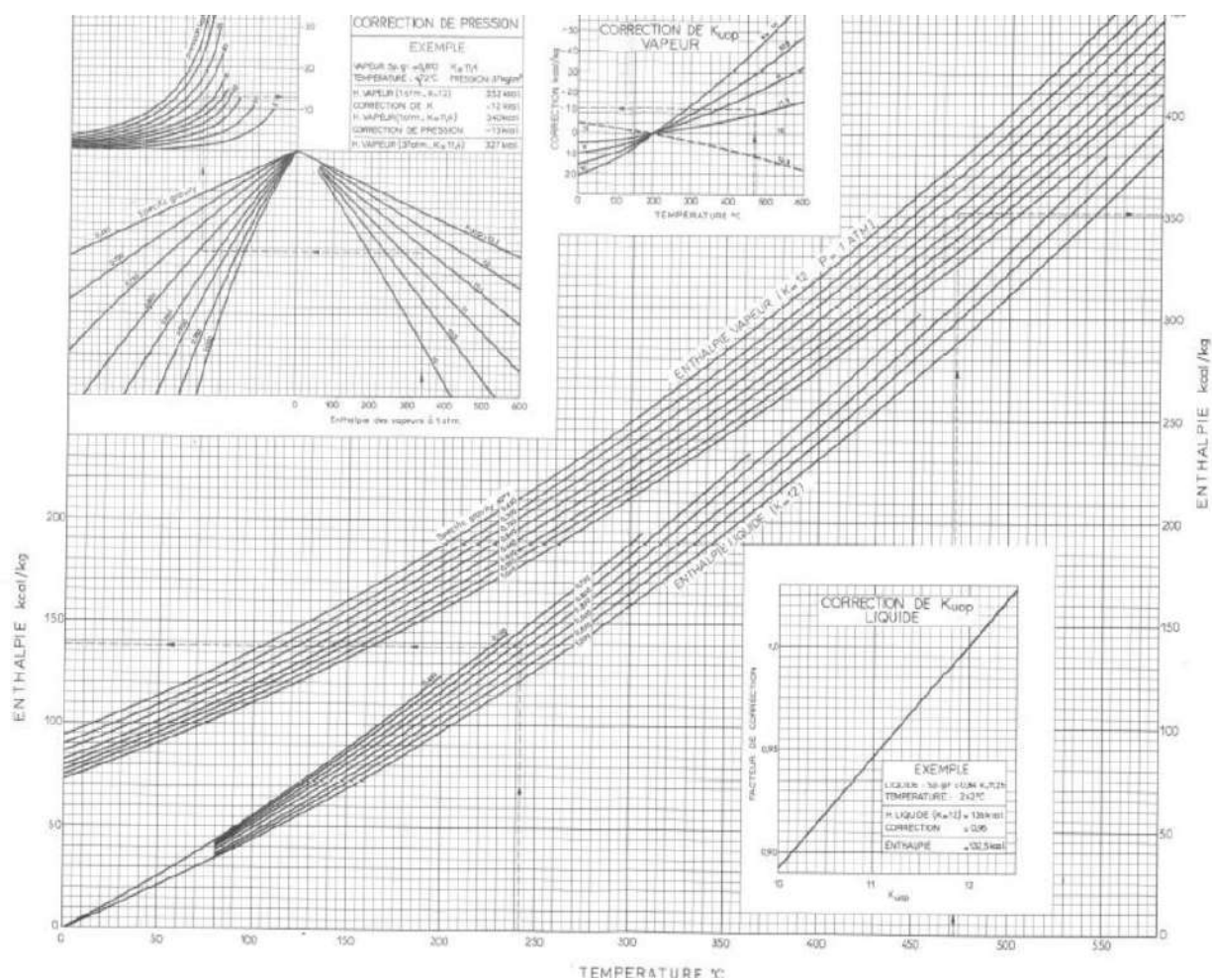
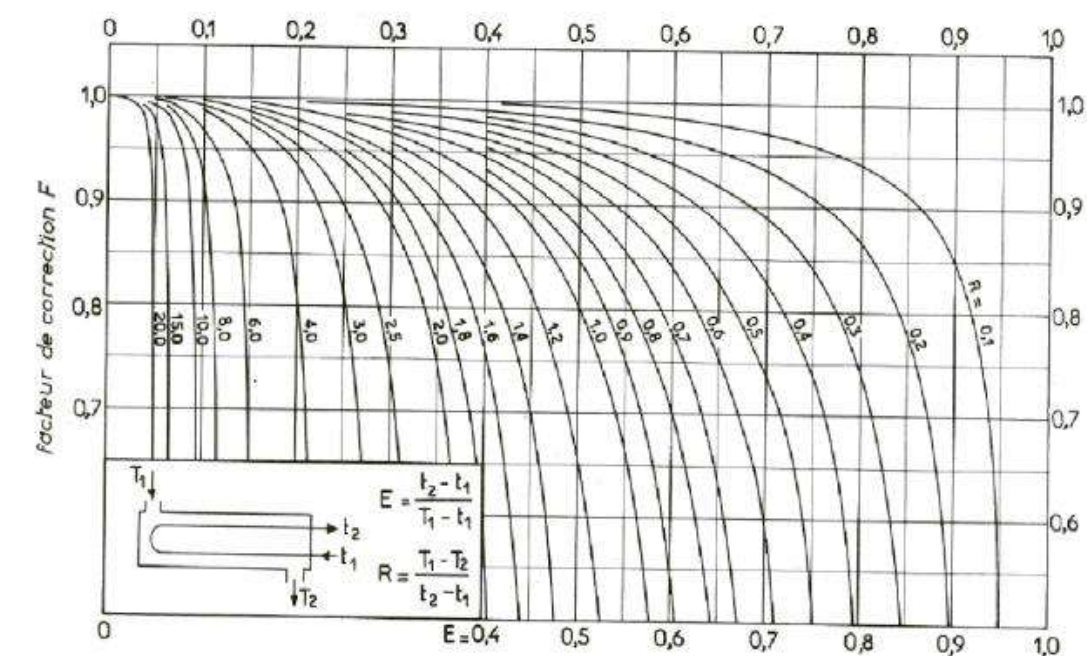
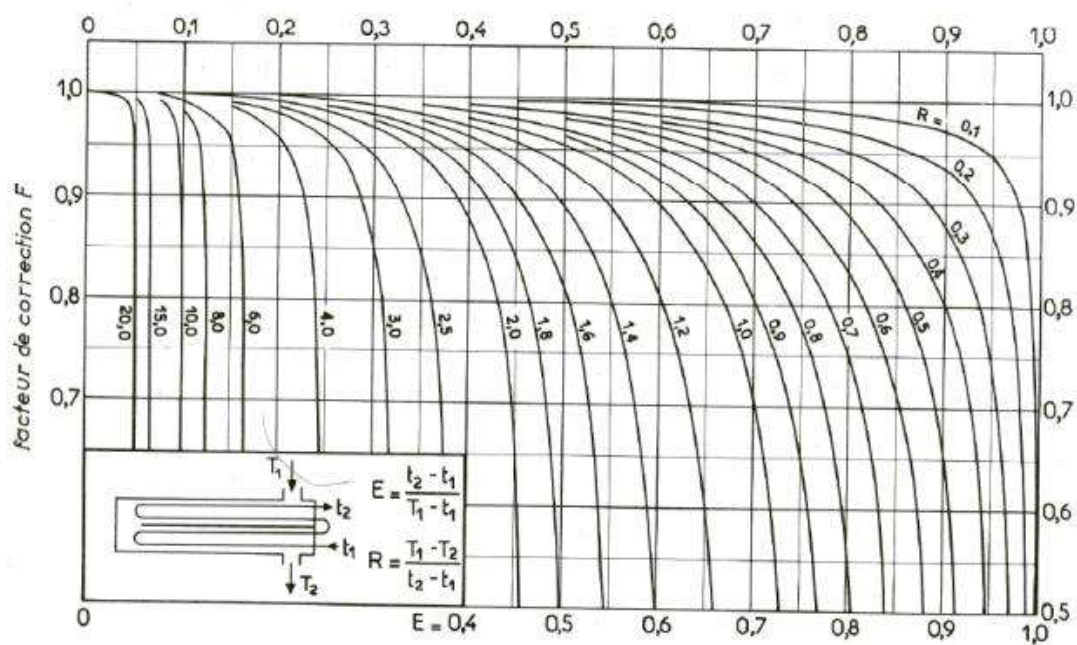


Figure 01: Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolière .

Les Annexes



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



b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Figure 02: Abaque a et b : Détermination de facteur de correction a partir de R et E [1]

Les Annexes

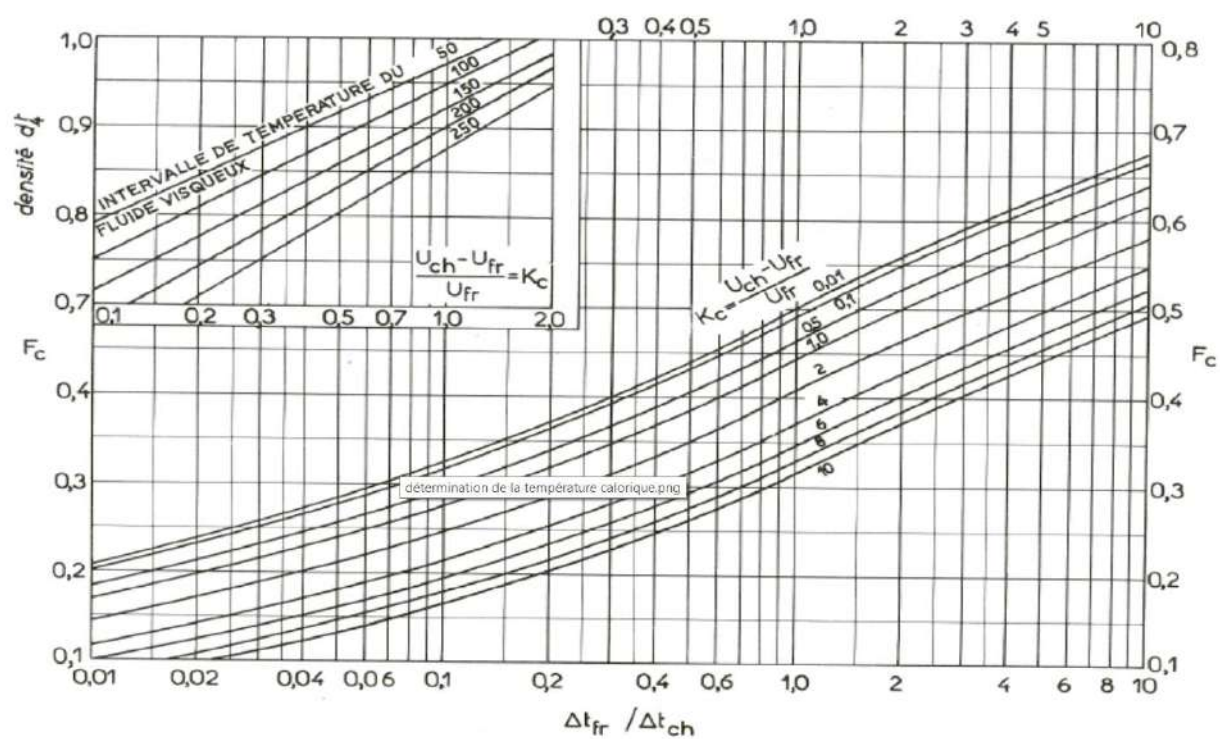


Figure 03:Détermination des températures calorique [1]

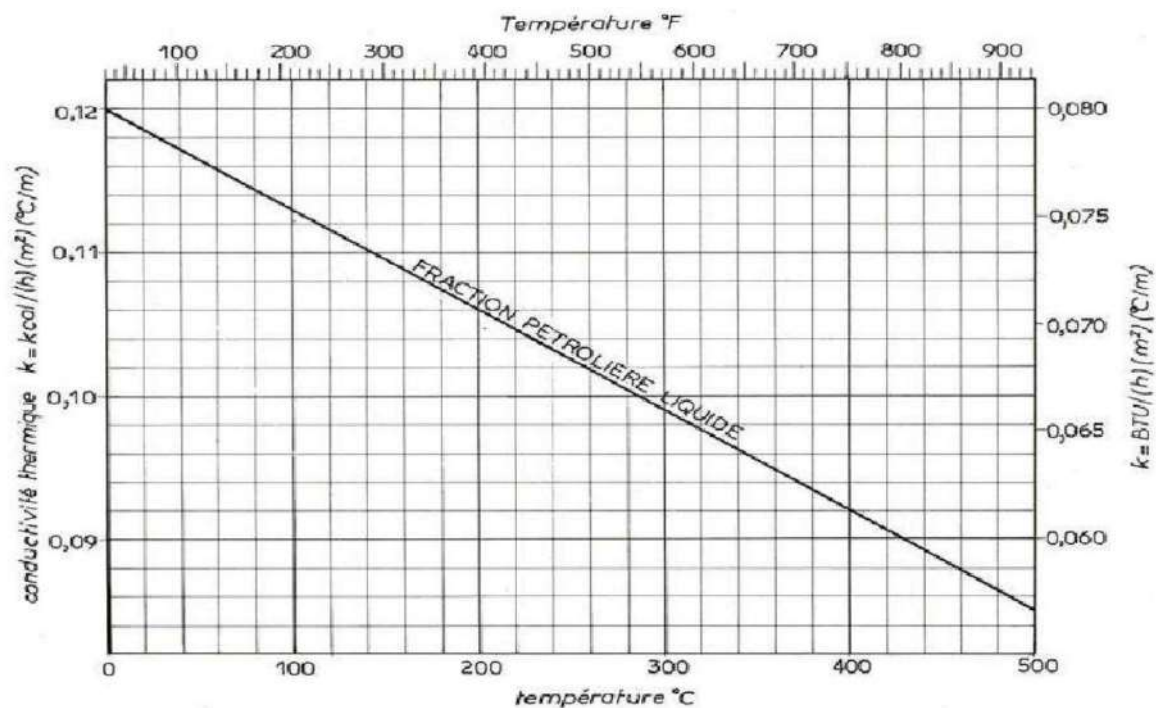


Figure 04:Courbe de détermination de conductivité thermique des hydrocarbures en fonction de température [1]

Les Annexes

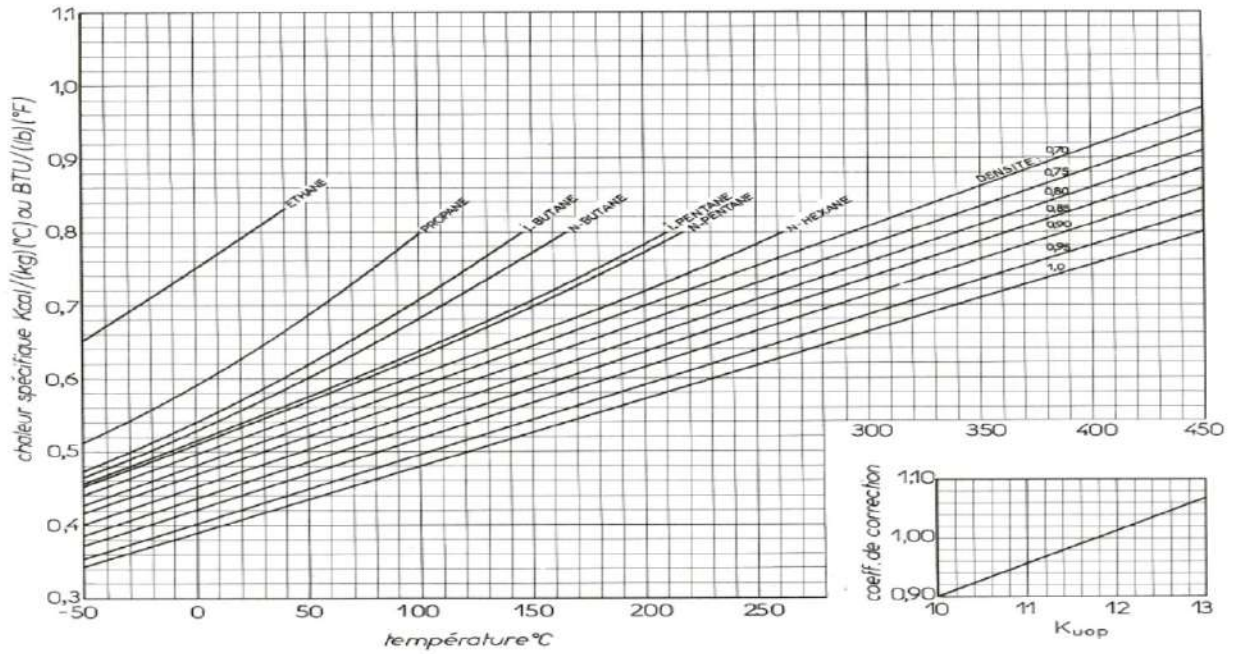


Figure 05: Courbe de détermination de chaleur spécifique en fonction de température

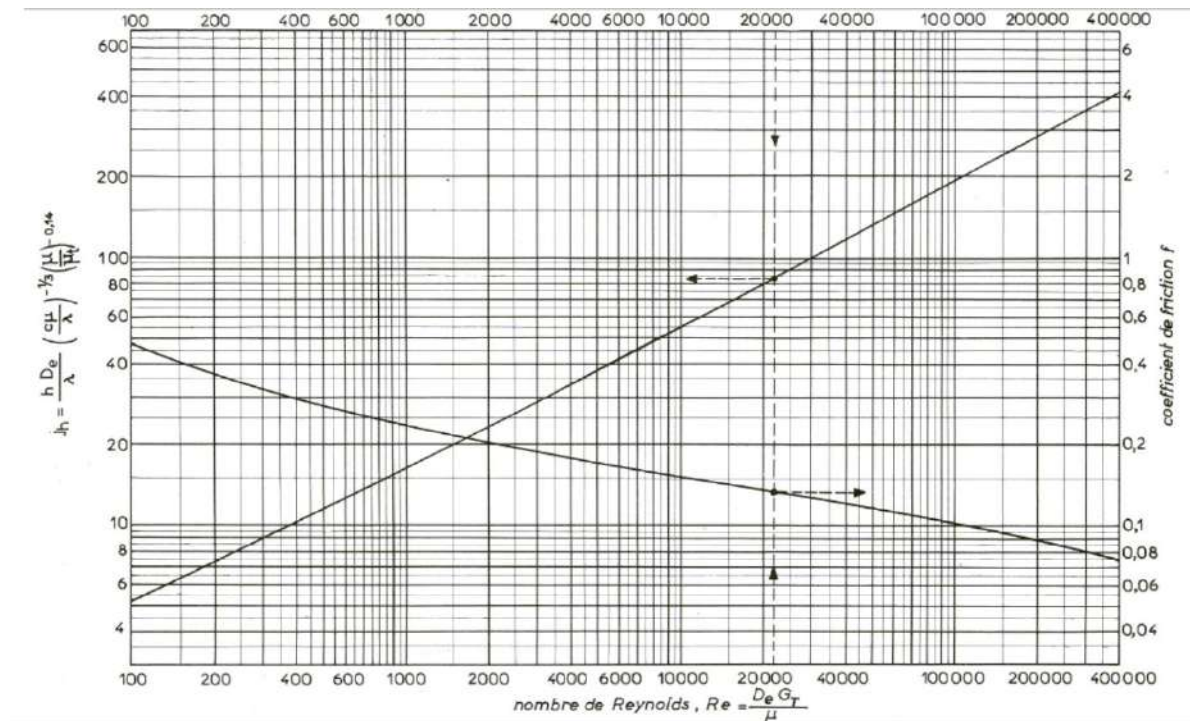


Figure 06: Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction de nombre Reynolds modifié à l'extérieur des tubes. [1]

Les Annexes

Annexe 02 : les tableaux

Tableau 1: Disposition des tubes en carré.

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 ₁				nombre de passes : n ₂				nombre de passes : n ₃			
(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	136	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	326	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	886	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 2: Correction moyenne de la température α pour calculer la densité des produits liquides

[1]

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

Les Annexes

Tableau 3: les coefficients de transfert sale U_s [1]

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 ⁽¹⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽¹⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽¹⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solu- tions 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
.....		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



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:

<i>CARACTERISTIQUES</i>		<i>RESULTATS</i>
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
	B	0.2
	Mg	0.1
	Ba	3.5
	P	8.1
Polluants	Zn	0.4
	Si	0.4
	Na	0.5

Figure 01:Caractéristiques physico-chimiques du Brut de 24'' UTBS/HMD

Les Annexes

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	-

Figure 02:Caractéristiques physico-chimiques du Brut de 24’’ UTBS/HMD

[illegible]

Figure 03:feuille de marche section 200

Les Annexes

SOCIETE ALGERIENNE ENGINEERING CONSTRUCTION - ALGER			
ALTEC			
SPECIFICATION TECHNIQUE DE FOUR			PAGE 1 2
CLIENT: SONATRACH - RAFFINERIE HASSI MESSAOUD.		DATE 20/6/74 PAR H-2	
INSTALLATION: SECTION 200 - TOPPING		AFFAIRE 62.FQ	
CONSTRUCTEUR: BORN		REQUISITION 62.FQ-32.2101.2	
SERVICE: FOUR DU FRACTIONNEMENT		REPERE 59-2.01	
☐ PROPOSITION; ☒ COMMANDE; ☐ CONSTRUCTION UNITE: NA DE FOUR; TYPE:			
NOTES: ☐ INFORMATIONS DONNEES PAR S.E. ☐ PAR LE CONSTRUCTEUR LE FOUR DOIT ETRE FOURNI EN ACCORD AVEC LA SPECIFICATION N°			
CONDITIONS DE SERVICE			
☐ CHALEUR TOTALE ABSORBEE PAR FOUR	BTU/H	KCAL/H	20 688 000
☐ ZONE DE FOUR			
☐ SERVICE			PRECHAUFFE DU BRUT
☐ CHALEUR ABSORBEE	BTU/H	KCAL/H	20 688 000
☐ FLUIDE			PETROLE BRUT
☐ DEBIT POIDS	LB/H	KG/H	133 814
☐ DEBIT VOLUME	SC/H	M3/H	
☐ PERTE DE CHARGE (ALLUMEE)	PSIG	BAR	9.5
☐ PERTE DE CHARGE (CALCULEE)	PSIG	BAR	4.6
☐ DENSITE FLUX DE CHALEUR MAX. (CALCULEE)	BTU/H.FT ²	KCAL/H.M ²	27 000
☐ DENSITE FLUX DE CHALEUR MIN. (CALCULEE)	BTU/H.FT ²	KCAL/H.M ²	26 746
☐ DENSITE DE FLUX DE CHALEUR MAXIMUM	BTU/H.FT ²	KCAL/H.M ²	48 145
☐ VITESSE LIMITEE DU FLUIDE	FT/S	M/S	
☐ TEMPERATURE MAXIMUM DU FILM INTERNE	°F	°C	
☐ FACTEUR D'ENCRAUSSEMENT	HTU/BLU	M ² /KCAL	0.00
☐ CARACTERIST. DE CORROSION DU S'EROSION			
☐ CONDITIONS D'ENTREE			
TEMPERATURE	°F	°C	202
PRESSION	PSIG	BAR	7.8
DEBIT LIQUIDE	LB/H	KG/H	133 814
DEBIT VAPEUR	LB/H	KG/H	-
DENSITE LIQUIDE		LB/SC	0.8025
POIDS MOLECULAIRE VAPEUR			-
VISCOSITE LIQUIDE		CP	0.53
☐ CONDITIONS DE SORTIE			
TEMPERATURE	°F	°C	270
PRESSION	PSIG	BAR	3.2
DEBIT LIQUIDE	LB/H	KG/H	19 345
DEBIT VAPEUR	LB/H	KG/H	114 469
DENSITE LIQUIDE		LB/SC	0.930
POIDS MOLECULAIRE VAPEUR			139
VISCOSITE LIQUIDE			0.56
REMARQUES ET DEMANDES PARTICULIERES			
COURBE DE DISTILLATION OU COMPOSITION LIMITE BRUT HASSI MESSAOUD (KVOF 11.8) COURBE EFFV PROPRIETES LIQUIDE VAPEUR MAX. DE PHASE (JEC) NOTE: COURBES ET PROPRIETES EN UNITES USU D'ALGER.			
CONDITIONS DE COMBUSTIONS			
☐ NATURE DU COMBUSTIBLE			FUEL GAS
☐ EXCESS AIR	%	%	20% Δ
☐ RENDEMENT GARANTI	% LHV	% PCI	80.9
☐ RENDEMENT CALCULE	% LHV	% PCI	RDT RECHERCHE 80% 81.3
☐ PERTES PAR LES PAROIS	% LHV	% PCI	1.5
☐ TEMP. DES FUMEEES, SORTIE RADIATION	°F	°C	244
☐ TEMP. DES FUMEEES, SORTIE CONNECTION	°F	°C	264
☐ VIT. DES FUMEEES, CONE DE CONNECTION	FT/S	M/S	2.14
REVISION	1	2	3
DATE	4/7/74	5.11.74	6.2.75
VISA	JF.AK	BR	BR

Figure 04:fiche technique du four BA201 design

ALTEC				PAGE 1/1	
SPECIFICATION TECHNIQUE POUR ECHANGEUR					
CLIENT: SONATRACH - RAFFINERIE HASSI NESSAOUD			DATE: 17/6/74 PAR: LFD		
INSTALLATION: SECTION 200 - TOPPING			AFFAIRE: 42 FQ		
CONSTRUCTEUR			REQUISITION: 42.FQ.17.2201		
SERVICE: ECHANGEUR BRUT/REFLUX CIRCULANT			REPERE: EA-204		
DIMENSIONS: 2828 - 6100		TYPE: BES		(23"-240")	
SURF. PAR APPAREIL: 245 m ²		CALANDRE PAR APPAREIL: 1		DISPOSITION: HORIZONTALE	
				SURF. PAR CALANDRE: 245 m ²	
CARACTERISTIQUES PAR APPAREIL					
		COTE CALANDRE		COTE TUBES	
NATURE DU FLUIDE CIRCULANT		BRUT		KEROSENE	
ENTRANT: POIDS TOTAL DU FLUIDE		10/h	kg/h	133 814	85008
DONT: VAPEUR		10/h	kg/h	-	-
LIQUIDE		10/h	kg/h	133 814	85008
VAPEUR D'EAU		10/h	kg/h	-	-
SORTANT: INCONDENSABLES		10/h	kg/h	-	-
FLUIDE VAPORISE		10/h	kg/h	-	-
FLUIDE CONDENSE		10/h	kg/h	-	-
VAPEUR D'EAU CONDENSEE		10/h	kg/h	-	-
DENSITE A 15.5° C (60° F) LIQUIDE				ENTREE: 0.803	SORTIE: 0.803
VISCOSITE LIQUIDE				ENTREE: .74	SORTIE: 0.39
POIDS MOLECULAIRE VAPEUR				-	-
POIDS MOLECULAIRE INCONDENSABLES				-	-
CHALEUR SPECIFIQUE LIQUIDE		Btu/lb°F	Kcal/kg°C	-	-
CHALEUR DE VAPORISATION		Btu/lb	Kcal/kg	-	-
TEMPERATURE A L'ENTREE		°F	°C	105	218
TEMPERATURE A LA SORTIE		°F	°C	145	160
PRESSION DE SERVICE		PSIG	BAR	16	7.2
NOMBRE DE PASSES				1	4
VITESSE		ft/s	m/s	-	1.2
PERTE DE CHARGE		PSI	BAR	ADMIS: 0.7	CALCUL: 0.7
COEFFICIENT D'ENCRASSEMENT				ADMIS: 0.5	CALCUL: 0.35
CHALEUR TOTALE ECHANGEE		Btu/h ou Kcal/h		0.0005	0.0004
COEFFICIENT D'ECHANGE EN SERVICE		Btu/h ou Kcal/h		3271000	56.59 °C
				236	300
CONSTRUCTION					
PRESSION DE CALCUL		PSIG	BAR	19	1.0
PRESSION D'EPREUVE		PSIG	BAR	25.5	1.5
TEMPERATURE DE CALCUL		°F	°C	160	233
TUBES: Acier CARB		NO 620 3 EXT. 3/4"		BYG 14	LONGUEUR: 6100
CALANDRE: Acier CARB		3 INT. 828		EPAISSEUR: PAS 25MM	
COUVERCLE DE CALANDRE: A.C		FOND FLOTTANT: A.C			
BOITE DE DISTRIBUTION: A.C		COUVERCLE DE BOITE: A.C			
PLAQUE TUBULAIRE FIXE: A.C		FLOTTANTE: A.C			
CHICANES TRANSVERSALES: A.C		TYPE: 800NT	COUPE: 17% VERT.	EPAISSEUR: 6	ESPACT: 165 mm
CHICANES LONGITUDINALES: -		TYPE:		EPAISSEUR:	
CHICANES SUPPORT: A.C				EPAISSEUR: 13	ESPACT: -
DEFLECTEUR DE PROTECTION: A.C					
DEFLECTEURS LONGITUDINAUX: A.C (3 PAIRES)					
JOINTS: PERMANENTE OIL EP 3MM					
TUBULURES: CALANDRE - ENTREE 8"		SERIE: WN.ANSI.300	RF SORTIE: 8"	SERIE: WN.ANSI.300	RF
BOITE - ENTREE 8"		SERIE: WN.ANSI.150	RF SORTIE: 8"	SERIE: WN.ANSI.150	RF
CORROSION PERMISE COTE CALANDRE: 3MM		COTE TUBES: 3MM			
CONSTRUCTION REQUISE SUIVANT CODES: TEMA 12" - SACT. II					
POIDS TOTAL A VIDE: 8300 Kg		PAISCEAU: 5000 Kg	PLEIN D'EAU: 11450 Kg		
REMARQUES					
REVISION					
DATE: 24/1/74 20.12.74 20.5.75 22.6.78					

Figure 05: fiche technique de échangeur EA204 design

Les Annexes



Figure 06:photo réel des échangeurs de section préchauffage topping



Figure 07:tubes de zone convection et radiation de four BA-201

Les Annexes



Figure 08: photo réel de section topping RHM02

Résumer

في أعقاب الطلب المتزايد على الديزل في الأسواق ، مصفاة حاسي مسعود لم تكن قادرة على تلبية طلب منطقة الجنوب الجزائري و يعود ذلك الى عدم كفاءة تسخين الخام و مشاكل متعلقة بالفرن الرئيسي تسبب في انخفاض درجة حرارة الشحنة عند مخرج الفرن وبالتالي انخفاض إنتاج الديزل في عمود التقطير ، لذلك تقترح هذه الدراسة مسار جديد لعملية التسخين في وحدة التوبيغ و ذلك باضافة مبادل حراري جديد الى قطار التسخين الذي يسمح بدوره برفع درجة حرارة الفرن لتوفير فصل مثالي للديزل

سمحت الزيادة في درجة حرارة مخرج الفرن بأقصى قدر من التبخر لكمية الديزل

كلمات مفتاحية : عمود التقطير ، المصفاة ، الديزل ، الفرن ، المبادل الحراري

Face à la demande croissante de diesel sur les marchés, la raffinerie de Hassi Messaoud n'a pas été en mesure de répondre à la demande de la région du sud algérien. Cela est dû au chauffage inefficace du pétrole brut et aux problèmes liés au four principal. la température de la charge à la sortie du four baisse et donc une diminution de la production de gasoil dans la colonne de distillation. Alors, cette étude propose une nouvelle circuit pour le processus de chauffage dans l'unité de Topping , en ajoutant un nouvel échangeur de chaleur au train de chauffage. , ce qui permet à son tour d'augmenter la température du four pour assurer une séparation idéale du gasoil.

L'augmentation de la température de sortie du four a permis une évaporation maximale de la quantité de gasoil

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

Faced with growing demand for diesel on the markets, the Hassi Messaoud refinery was unable to meet demand from the southern Algerian region. This is due to inefficient heating of the crude oil and problems with the main furnace. the temperature of the feed at the outlet of the heater drops and therefore a reduction in the production of diesel in the distillation column. So, this study proposes a new circuit for the heating process in the topping unit, by adding a new heat exchanger to the heating train., which in turn allows the heater temperature to be increased to ensure ideal separation of the diesel.

The increase in the oven outlet temperature allowed maximum evaporation of the quantity of diesel

Keywords: distillation column, refinery, diesel, heater, heat exchanger.