

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ KASDI MERBAH OUARGLA

FACULTÉ DES SCIENCES APPLIQUÉES
DÉPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

Pour l'obtention du diplôme de MASTER

Option : RAFFINAGE ET TECHNOLOGIE DES HYDROCARBURES

Présenté par:

BECHOUNI MED SIF ISLAM

Thème :

OPTIMISATION DES SCHÉMAS ÉNERGÉTIQUES DE L'UNITÉ 200 TOPPING/ RHM2

Soutenu le : 05/06/2017 à 9h : 00

Devant le jury :

- SAGNI LADJEL	Professeur	U.K.M.O	Président
- ARBAOUI NACER EDDINE	Prof associé	U.K.M.O	Examineur
- SELLAMI M.HASSEN	M.C.A	U.K.M.O	Encadreur

Année Universitaire : 2016/2017

ملخص

في هذا العمل، قمت بالبحث حول تجهيزات المحولات الحرارية والمشاكل التي تحدث أثر استعمالها، مع اقتراح حل لمشكلة تلف المحولات الحرارية لعملية تسخين البترول الخام في قسم التقطير الجوي (U200) بوحدة تكرير البترول الجديدة بحاسي مسعود RHM2.

بهدف اقتراح مسار جديد لعملية تسخين البترول الخام في هذه الوحدة، قمت بإضافة محول حراري جديد يتجاوب مع إعدادات هذه الوحدة، وقمت أيضا بمحاكاة المسار الجديد باستعمال برنامج ASPEN HYSYS 7.3، وبعد ذلك حسبت الربح الطاقي بعد إضافة المحول الحراري الجديد لإثبات فائدة هذا الاقتراح.

الكلمات المفتاحية: محول حراري، فرن، التقطير الجوي، المحاكاة، محطة تكرير.

Abstract

In this work, I do a research about heat exchange equipment and the problems encountered in the use of these equipments, with a proposal to solve the problem of fouling of the heat exchangers of crude per heater in the atmospheric distillation section (Topping) U200 at the new refinery of Hassi Messaoud RHM2.

My objective is to propose new crude preheating circuit in this unit by the integration of a **new heat exchanger** which should respond to the unit parameters.

I do an optimization of the new circuit using simulation software **ASPEN HYSYS 7.3**, and I calculate in this work, the energy gain resulted to demonstrate the benefits of this proposal.

Keywords: heat exchanger, furnace, atmospheric distillation, simulation, refinery.

Résumé

Dans ce travail, j'ai réalisé une recherche sur les équipements d'échanges thermique et les problèmes rencontrés par l'utilisation de ces équipements, avec une proposition pour la résolution du problème de phénomène d'encrassement des échangeurs thermiques de train de préchauffage de brut sur la section distillation atmosphérique (Topping) U200 à la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2.

Dans l'objectif de proposer un nouveau circuit de train de préchauffage de brut dans cette unité par l'intégration d'un **nouveau échangeur de chaleur** qui répond aux paramètres de l'unité, J'ai fait une optimisation du nouveau circuit à l'aide de logiciel de simulation **ASPEN HYSYS 7.3**, et calculé le gain énergétique résultant pour s'assurer du bénéfique de cette proposition.

Mots clé: échangeur de chaleur, four, distillation atmosphérique, simulation, Raffinerie.

Remerciement

*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, Puisque grâce à eux je n'ai eu aucune difficulté à combler mes lacunes théoriques et à satisfaire ma curiosité scientifique.

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) de ma avoir confié la réalisation de cette étude et témoigné sa vive confiance, pour leurs suggestions si minutieuses, leurs conseils déterminants et si judicieux et d'avoir fait tout leur possible pour m'aider à apprendre de maîtriser les technologies du jour.

Mes remerciements vont également à tout le personnel du Division Production, notamment :

Mr .Miribai, Bennouh Oussama, Bareche, Badrani, Pour leur gentillesse et leur disponibilité.

Enfin, à ceux qui ont contribué et collaboré de près ou de loin à l'élaboration de cette étude.

Merci à tous.

Sif Islam

Dédicace

Je dédie ce mémoire à :

Ma très chère mère

Mon cher père

Mes chères sœurs:

Houda, Hiba, Nour

Mes chers frères

Houssam, Mostafa, Badro, Tissire

Mon grand-père

Ma grande mère

Mes chères tantes, et Mes chers oncles

Mes cousins

Badis, Tiab, Messaoud, Sofiane, Hodifa, Zaki, Salah, Hako,

Hamza, Sohil

Toute ma famille.

Mes amis d'Université de Kasdi merbah

Mes amis de département de Génie des procédés à Ouargla

Ceux avec qui j'ai passé des moments inoubliables, mes amis notamment à :

Massinissa, Dia Ziggy, Said, Zaki, Brahim,

Asma, Soumia, Tibou, Salah, Bassam

Tous ceux qui sont chers de près ou de loin

Sif Islam

Table des Matières

Titre	Page
Introduction générale	1
Chapitre 1 : Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2	
I. Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2	4
I.1. La nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud RHM2	4
I.1.1 Section distillation atmosphérique "Topping"	5
I.1.2. Section Prétraitement du Naphta	5
I.1.2.1 Réactions fondamentales qui se produisent dans le réacteur du prétraitement	6
I.1.2.2 Paramètre	6
I.1.2.3 Les spécifications de la charge naphta (design)	6
I.1.2.4 Analyses	7
I.1.3 Section Reforming catalytique	7
I.1.3.1 Les principales réactions de ce procédé	8
I.1.3.2 Paramètres	9
I.1.4 Section Stockage, Utilités et pomperiez d'expédition	10
I.1.4.1 Stockage	10
I.1.4.2 Utilités	11
I.2. Description de section TOPPING	11
I.2.1. Principe de base de la colonne de distillation	11
I.2.2 Section de Topping	12
I.2.1.1 Les Équipements	12
I.2.2.2 Utilités	12
I.2.2.3 Produit chimiques	12
I.2.2.4 Principaux circuits de l'installation	12

Table des Matières

I.2.3	Description de l'unité de Topping	12
I.2.3.1	Déssillage et Préchauffage	13
I.2.3.2	Four BA 201	13
I.2.3.3	Fractionnement	14
I.2.3.4	Protection contre la corrosion	16
I.2.3.5	Stabilisation de la gazoline	17
I.2.3.6	Traitement de Kérosène	17
Chapitre 2: Généralités sur les équipements de chauffes, Méthode de calcul et Simulation		
II.	Équipements de chauffes	20
II.1.	Description des différents équipements d'échange thermique dans l'unité de Topping	20
II.1.1.	Echangeur de chaleur	20
II.1.1.1.	Echangeur faisceau et calandre	20
II.1.1.2.	Echangeurs double-tube	26
II.1.2.	Les fours tubulaires	27
II.1.2.1.	Utilisation des fours tubulaires	27
II.1.2.2.	Constitution d'un four	27
II.1.3.	L'encrassement des équipements d'échange thermique	28
II.1.3.1.	Définition de l'encrassement	28
II.1.3.2.	Type d'encrassement	28
II.1.3.3.	Conséquence de l'encrassement	30
II.2.	Méthode de calcul d'un échangeur à faisceau et calandre (méthode du KERN)	30
II.3.	Simulation et logiciel de simulation	31
II.3.1.	Simulation	31

Table des Matières

II.3.2.	Simulateurs (logiciels de simulation)	32
II.3.3.	Utilisation de simulation	32
Chapitre 3: Partie Calcul		
III-	Problématique et proposition d'une solution	33
III.1.	Evaluation des échangeurs de train de préchauffe U200	33
III.2.	Bilan thermique de four de section TOPPING BA200 cas actuel	34
III.2.1.	Quantité de chaleur absorbée par le brut	35
III.2.2.	Calcul de rendement de four BA201	37
III.3.	Etude de proposition d'un nouveau circuit de préchauffage de brut	38
III.3.1.	Le circuit actuel	38
III.3.2.	Proposition d'un nouvel circuit	39
III.4.	Simulation de nouveau circuit par ASPEN HYSYS 7.3	39
III.4.1.	Choix et validation du modèle thermodynamique	39
III.4.2.	Simulation de section de préchauffage de brut cas design	39
III.4.3.	Résultat de l'intégration de nouvel échangeur sur la marche actuel	42
III.5.	Calcul du gain énergétique	44
III.5.1.	Bilan thermique de four BA201 cas nouvel circuit	44
III.5.2.	Gain énergétique par la mise en arrêt de l'aéro-réfrigérant EC218	44
III.6.	Étude de dimensionnement de l'échangeur EA220	45
	Conclusion	48
	Références bibliographiques	
	Annexe	

Liste des tableaux

Tableau	Page
Tableau I.1 Le rendement du Topping (design)	5
Tableau I.2 Distillation ASTM de naphta (design)	6
Tableau I.3 Chromatographie des gaz des ballons (section traitement de naphta)	7
Tableau I.4 Bacs des Stockages (Capacité et contenu)	10
Tableau I.5 le bilan matière de fractionnement	14
Tableau III.1 Les températures entrée et sortie des échangeurs de train de préchauffe et leur efficacité thermique cas design	33
Tableau III.2 Les températures entrée et sortie des échangeurs de train de préchauffe et leur efficacité thermique cas actuel	33
Tableau III.3 Caractéristiques de charge entrée de four BA201	34
Tableau III.4 L'analyse chromatographique de fuel-gaz	37
Tableau III.5 Données de simulation	40
Tableau III.6 Paramètre opératoires	40
Tableau III.7 Comparaison entre les températures de résultat de simulation et cas design avec l'erreur relative	41
Tableau III.8 Les propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions Pétrolières	42
Tableau III.9 Paramètres opératoires	42
Tableau III.10 Les résultats des températures d'entrée et sortie des échangeurs	43
Tableau III.11 Les résultats obtenus à partir les données précédents pour continuer le dimensionnement de l'échangeur	46
Tableau III.12 Les paramètres d'échangeur EA220	47

Liste des figures

Figure	Page
Figure I.1: Schéma synoptique de la raffinerie	4
Figure I.2: schéma de procédé du Topping RHM2	18
Figure II.1 La calandre d'un échangeur faisceau et calandre	21
Figure II.2. Figure d'une plaque tubulaire	22
Figure II.3. Les types de pas carré	22
Figure II.4. Les types de pas triangulaire	23
Figure II.5. Tipe d'un déflecteur	24
Figure II.6. Échangeur à plaque tubulaire fixes	25
Figure II.7. Échangeur à tête flottante	25
Figure II.8. Échangeur à tubes en U	26
Figure II.9. Echangeurs double-tube	26
Figure III.1 Les efficacités thermique des échangeurs de train de préchauffe	34
Figure III.2 Circuit actuel de section préchauffage de brut	38
Figure III.3 Nouveau circuit de section préchauffe de brut proposé	39
Figure III.4 Simulation par HYSYS de schéma technologique de section de préchauffage de brut	41
Figure III.5 Simulation de nouveau circuit de train de préchauffage proposé	43
Figure III.6 Simulation de l'aéro-réfrigérant EC218 par ASPEN HYSYS	45

Introduction générale



Introduction générale

La demande mondiale en produits pétroliers issus du raffinage de pétrole brut a connue une évolution très importante, que ce soit sur le plan quantitative ou qualitative.

Les préoccupations énergétiques de l'Algérie sont celles d'un pays en voie de développement dont il faut satisfaire non seulement les besoins croissants en énergie, mais assurer aussi le financement de son économie par les recettes d'exportation des hydrocarbures. Ceci nécessite le développement des infrastructures de production avec une approche économique dans le domaine de gestion des énergies et plus précisément l'énergie qui rentre directe dans le processus de production.

Les procédés industriels sont des systèmes complexes constitués de multitudes d'opérations unitaires utilisant l'énergie comme moyens de séparation, parmi eux on trouve la distillation atmosphérique qui utilise la chaleur ou l'énergie comme moyen de séparation au préalable avant que la charge entre dans la colonne de fractionnement de pétrole brut en produits finis. Pour réaliser cette opération avec le minimum de coût on doit extraire l'énergie sortante avec les produits finis à travers des équipements de chauffes très adéquates comme le cas des échangeurs de chaleurs.

L'efficacité de la distillation atmosphérique ou le topping, dépend de la qualité de chauffe au préalable soit à travers le train de préchauffage composé des échangeurs de chaleur ou le four principal.

Au niveau de la distillation atmosphérique de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2), on trouve la température entrée four principal est insuffisante pour réaliser la chauffe comme définie par le design, suite à un mauvais fonctionnement du train de préchauffage en particulier les échangeurs EA201, EA202 et EA204 à cause du phénomène d'encrassement. Ce disfonctionnement est caractérisé par une température sortie du train de préchauffe jugée insuffisante. Ce manque en température est compensé par la surexploitation du four qui a engendré une consommation excessive du fuel gaz .

Durant ma présence sur le terrain, m'a été demandé de faire une étude afin de voir l'efficacité de la chauffe actuelle par rapport au design et de voir la possibilité d'insérer un nouveau échangeur dans le train de préchauffage existant afin de compenser la perte de chaleur qui est due à l'encrassement et le vieillissement des échangeurs du train.

D'où L'objectif de cette étude est de proposer un nouveau circuit de train de préchauffe de brut de l'unité topping U 200 par l'intégration d'un nouveau échangeur EA220 pour

réduire la consommation énergétique afin d'augmenter la température entrée four dont le but de faire une optimisation en termes d'énergie.

Le travail présenté dans ce mémoire consiste à dimensionner un échangeur faisceaux et calandre afin de le mettre en place ou de l'insérer au niveau du train de préchauffage existant dont le but d'augmenter la température à l'entrée du four de l'unité topping U-200.

Notre travail sera présenté comme suit :

- Chapitre 1: Présentation de la raffinerie de Hassi Messooud RHM2.
- Chapitre 2: Généralités sur les équipements de chauffes (échangeurs de chaleurs et fours de chauffages), Méthode de calcul et Simulation.
- Chapitre 3: Partie calcul.

C HAPITRE

I

Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2

I- Présentation de la raffinerie de Hassi Messaoud RHM2:

I.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.

➤ **La RHM2 se compose de quatre (4) sections :**

- Section 200 : Distillation atmosphérique TOPPING.
- Section 300 : Prétraitement du Naphta (charge du reforming).
- 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. [1]

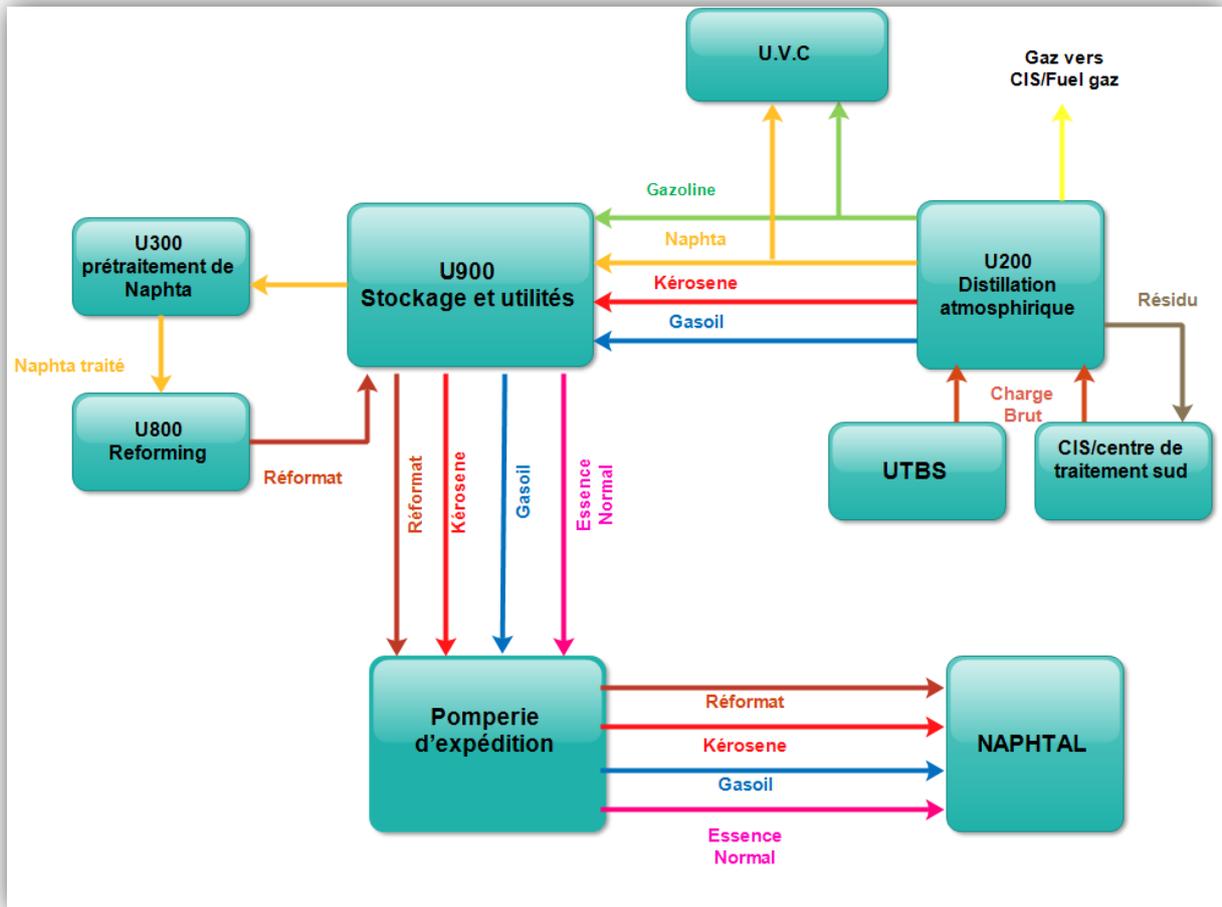


Figure I.1: Schéma synoptique de la raffinerie [1]

➤ **Construction:** [1]

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

- ALTEC (Société Algérienne d'Engineering).
- H.E France (Hydrocarbon Engineering).
- Le montage a été réalisé par ENGTP (Entreprise Nationale des Grands Travaux Pétroliers).

➤ **Dates et faits marquants:**

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

➤ **Capacité de traitement design :**

- Réformât : 100 000 t /an
- Gas-oil : 412 000 t /an
- Jet A1 : 40 500 t /an
- Essence Normale : 42 000 t /an
- Essence Super : 42 000 t /an

I.1.1. Section distillation atmosphérique "Topping" : [1]

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits fins (naphta, gas-oil, jet...etc.) ou pour alimenter d'autres unités situées en aval (Section prétraitement du Naphta, section de Reformage catalytique). Elle traite le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 1070600 T/an pour produire les produits suivants:

Tableau I.1: Le rendement du Topping (design)

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

I.1.2. Section Prétraitement du Naphta : [1]

Le prétraitement du Naphta qui doit assurer la charge du reforming catalytique, est un procédé d'hydrorafinage dont l'objectif est de réduire au maximum du naphta les

impuretés susceptibles de nuire à la transformation catalytique durant le reforming catalytique, ou de créer lors de l'utilisation des produits finis, des problèmes de corrosion ou d'encrassement des équipements utilisés.

C'est un procédé d'hydrogénation catalytique réalisée dans un réacteur portant comme catalyseur Co-Mo/Al₂O₃ pour éliminer : le soufre, l'azote, l'oxygène, les métaux, ...

La capacité annuelle de la section prétraitement de naphta est de : **100022** tonnes.

Les principaux réactions sont: désulfuration – dénitrification – désoxygénation – démétallisation.

Le catalyseur choisi pour cette unité est le catalyseur **PROCATALYSE HR 306**. Il se présente sous forme d'extrudé d'alumine de très haute pureté de 1,2 mm de diamètre, imprégnés d'oxydes de Cobalt et de Molybdène.

I.1.2.1. Réactions fondamentales qui se produisent dans le réacteur du prétraitement :

- Réaction de désulfuration
- Réaction de dénitrification
- Réaction de désoxygénation
- Réactions diverses.

I.1.2.2. Paramètre:

- Température : de 300 à 380°C, sinon le taux de désulfuration à obtenir.
- Pression : d'hydrogène H₂ dépend de la qualité de la charge : $PF \nearrow \rightarrow PH_2 \nearrow$ varie de 20 à 50 bars. Cette pression peut être augmenté afin d'avoir un prétraitement efficace.
- Vitesse spéciale : de 4 à 10 h⁻¹ pour essence et gas-oil. De 1 à 3 h⁻¹ pour gas-oil lourd. Cette vitesse peut être diminuée pour avoir un prétraitement très efficace.
- Taux de recyclage du gaz riche en H₂ : souvent 300 m³/ m³ de charge.
- Le gaz utilisé est celui du reforming. Son rôle est la diminution de la formation du coke.
- Nature de la charge : Naphta produit par l'unité 200 dont les caractéristiques suivantes :
 - Distillation ASTM:

Tableau I.2: Distillation ASTM de naphta (design)

PI	5%	10%	20%	30%	50%	70%	80%	90%	95%	PF
80	98	102	107	111	121	132	139	148	155	162

- Densité : 0,7412

I.1.2.3. Les spécifications de la charge naphta (design) :

➤ Caractéristiques :

- Densité à 15°C : 0,7437
- ASTM : PI 98°C

- 50% distillé 119°C
- PF = 160°C
- **Composition de la charge (PONA) design:**
 - Paraffines : 60,7% vol.
 - Naphtènes : 32,6% vol.
 - Aromatiques : 6,7% vol.
- **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

I.1.2.4. Analyses

Chromatographie des gaz des ballons :

Tableau I.3: Chromatographie des gaz des ballons (section traitement de naphta)

Ballon	FA 301	FA 302
D/ Air	0,2220	1,2460
PM	6,40	36,13
C ₁	12,79	6,60
C ₂	5,88	20,66
C ₃	1,54	41,94
iC ₄	0,26	15,35
nC ₄	0,22	2,02
iC ₅	0,08	
nC ₅	0,03	
H ₂	79,20	13,43

I.1.3. Section Reforming catalytique : [1]

Le reforming catalytique a pour but de transformer une essence de faible nombre d'octane en une essence de haut nombre d'octane (NO) pour servir comme base de carburant automobiles.

On utilise pratiquement comme charge pour le reforming, toutes les charges C⁺₅ avec un PF allant jusqu'à 200°C, mais généralement on limite le PF de la charge à 150-180°C, car le reformat obtenu peut avoir un PF supérieur de 10 à 30°C de celui de la charge.

Ce procédé se passe avec injection de l'hydrogène avec la charge afin de réaliser certaines réactions et produit de l'hydrogène par d'autres réactions.

Comme produits de ce procédé, on peut obtenir :

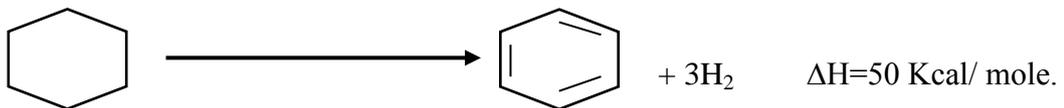
- Reformat : essence avec nombre d'octane (NO) élevé (90)
- Gaz sec (C₁-C₂)
- Gaz GPL (C₃-C₄)
- Gaz riche en hydrogène.
- H₂S.

L'essence de bonne qualité est obtenu grâce à différentes réactions qui se déroulent dans trois réacteur qui portent le catalyseur Pt / Al₂O₃, qui est de type bi fonctionnelle constitué d'un métal (Pt) sur un support acide Al₂O₃. Cette association apporte :

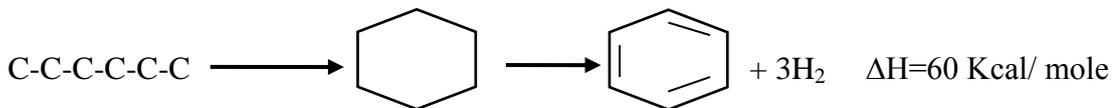
- Une fonction d'hydrogénation et déshydrogénation grâce au métal.
- Une formation acide grâce au support.

I.1.3.1. Les principales réactions de ce procédé sont :

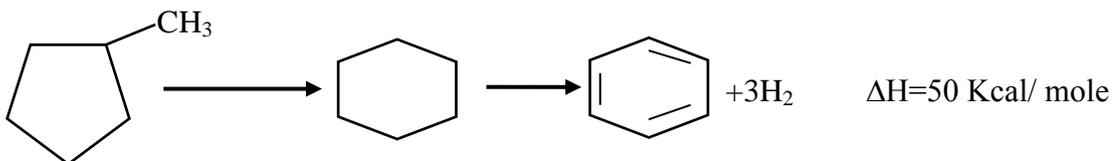
- Déshydrogénation des Naphtènes :



- Déshydrocyclisation de paraffines :



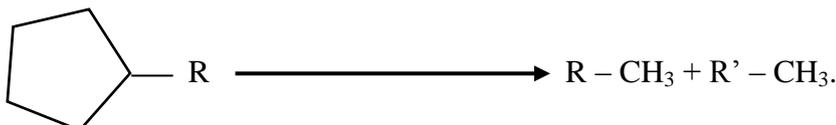
- Déshydro-isomérisation des Alkyl cyclopentane :



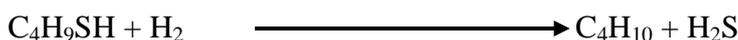
- Isomérisation



- Hydrocraquage



- Hydrogénation des sulfures :



- Formation du coke :

Favorisée par présence des oléfines et de poly aromatiques, défavorisée par une basse pression et une basse température et un rapport H/ Hydrocarbure élevé.

I.1.3.2. Paramètres

- **Température:** d'environ 500°C – suivant l'état du catalyseur –

La charge en passant le long du débit catalytique diminue sa température à la sortie du réacteur à cause de l'endothermie des réactions, la température est remontée à la valeur voulue avant d'entrer dans le réacteur suivant à l'aide d'un four.

- **Pression :** de 20 à 40 bars.
- **Vitesse spéciale :** Si elle diminue, le NO est amélioré, le rendement en reformat Diminue, est le rendement en gaz et en coke augmente.

- **Taux de recyclage du gaz riche en H₂ :** Il est souvent de 1200 à 1800 m³/ m³ de Charge.

- **Le catalyseur** choisi pour cette unité est le catalyseur PROCATALYSE qui est un catalyseur métallique:

- Type RG : 451
- Forme : bille
- Diamètre : 1,8
- Densité de remplissage : 0,7 ±0,05
- Teneur en platine : 0,35% pds
- Métaux lourds : 125 ppm

- **La répartition de la charge catalytique** dans les réacteurs est faite comme suit :

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

- **Réactions chimiques fondamentales** qui se produisent dans les réacteurs sont :

- Déshydrogénation des hydrocarbures naphthéniques.
- Isomérisation des hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques
- Déshydro-cyclisation des hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques
- Hydrocraquage des hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques.

- **Qualité du reformat:**

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

- **Les injections des produits chimiques** se font aux endroits suivants:
 - Inhibiteur de corrosion en tête de colonnes DA 301 et DA 801.
 - CCl₄ ou TCE dans la charge entrée Réformat 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.1.4. Section Stockage, Utilités et pomperiez d'expédition. [1]

I.1.4.1. Stockage :

Dix huit, 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.

Le tableau suivant nous identifie chaque bac :

Tableau I.4: Bacs des Stockages (Capacité et contenu)

Bac	Capacité (m ³)	Toit	Contenu	Bac	Capacité (m ³)	Toit	Contenu
RS 903	2520	Flottant	Reformat	911	2520	Flottant	Reformat
904	2520	Flottant	Gazoline	912	2520	Flottant	Essence S
905	2520	Flottant	Naphta	913	2520	Flottant	Kérosène
906	2520	Flottant	Reformat	914	2520	Flottant	Kérosène
907	2520	Flottant	Reformat	915	16620	Fixe	Gas-oil
908	2520	Flottant	Reformat	916	16620	Fixe	Gas-oil
909	2520	Flottant	Essence N	917	16620	Fixe	Gas-oil
910	2520	Flottant	Essence N	918	2520	Flottant	Kérosène

Chaque bac est équipé par des conduites d'entrées et de sorties des produits finis à sa partie basse, 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 de stockage.

Ces bacs sont conçus pour le stockage des produits de la raffinerie, avant leurs expéditions à travers des pompes d'expédition vers la rampe de chargement de NAFTAL.

Les bacs de stockages fonctionnent en trois positions comme suit :

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

Ces positions sont réalisées par le biais des pompes suivantes :

GA901 A/B : Reformat vers rampe de chargement

GA905 A/B : Kérosène vers rampe de chargement

GA 904 A/B/C : Essences normale et super vers rampe de chargement.

GA 906 A.B.C : gas-oil vers rampe de chargement.

GA907 : produit vers sloop, ou pour le nettoyage des fonds des bacs, ou pour envoyer ou réceptionner des produits du CIS.

I.1.4.2. Utilités:

Normalement, les besoins de la raffinerie en utilités sont produits par elle-même afin d'assurer le bon fonctionnement des unités. Ces utilités sont : Air service et Instrument, Fuel, Eau traitée et la Vapeur d'eau.

I.2. Description de section TOPPING (distillation atmosphérique):

I.2.1. Principe de base de la colonne de distillation: [2]

Le procédé de distillation est à la base de traitement du brut, le brut est formé d'une série d'hydrocarbures avec des caractéristiques différentes et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit fonctionner en groupe ayant de caractéristiques bien définies et plus homogènes.

La distillation est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullitions de différentes coupes des hydrocarbures.

Les caractéristiques de ces coupes sont liées aux besoins spécifiques du marché pour les produits utilisables directement et les produits destinés à l'ultérieur traitement.

Le traitement nécessaire à la distillation est obtenu à travers une série d'échangeurs de préchauffage dans lesquels on exploite la chaleur des produits mêmes du fractionnement avant d'être stockés, et enfin avec le passage à travers la four, où la charge est partiellement vaporisée de façon à ce qu'à l'entrée de la colonne de Topping la portion de brut encore liquide s'écoule vers le fond de la colonne et la partie vaporisée monte vers la tête de la colonne et les différentes coupes qui composent les vapeurs sont refroidis, condensées et prélevées à l'état liquide à des hauteurs différentes en tant que différents produits avec des intervalles d'ébullition différents.

L'unité de topping de RHM2 comprend la colonne de distillation (DA201) pour séparer immédiatement les gaz et les fractions les plus légères dans le but de limiter la charge thermique dans certains échangeurs de préchauffage et de fours, les produits légers séparés sont envoyés directement dans la colonne de stripping dans le but d'améliorer les caractéristiques du résidu de fond (surtout le point d'éclair) et de faciliter la séparation grâce à l'abaissement de la pression partielle des HC, en effectuant l'émission au fond de la colonne de vapeur à basse pression surchauffée. Etant donné que la chaleur contenue dans les charges plus celle de la vapeur de stripping dépasse la chaleur contenue dans les différents produits extraits, il faut soustraire l'excès de chaleur au système, en même temps, il faut maintenir la température dans les différents zones de la colonne, condenser les vapeurs qui montent du fond de la colonne pour en effectuer la séparation fonctionne.

Tout cela s'obtient avec les reflux. À partir de la colonne atmosphérique on obtient :

1. Produit de tête (GPL, gaz incondensable, essence léger).
2. Trois coupes latérales (essence lourd, Kérosène, gasoil).
3. Un résidu du fond.

Chacun des produits latéraux a sa propre colonne de stripping où sont éliminés les plus légers, qui, si laissés dans les produits extraits, influenceraient de façon négative les caractéristiques du produit même, (de façon particulière le point d'éclair).

I.2.2. Section de Topping : [2]

Dans la section de Topping on trouve :

I.2.2.1. 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.2.2.2. Utilité:

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

I.2.2.3. Produit chimiques:

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

I.2.2.4. 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.2.3. Description de L'unité de Topping : [2]

Cette section, dont le rôle principale est la réalisation du fractionnement du pétrole brut en produits utilisés dans notre vie quotidienne d'une façon importante, se compose principalement, comme toute unité de distillation atmosphérique, en échangeurs de chaleur pour préchauffer la charge en faisant l'échange de chaleur avec les produits soutirés, four pour chauffer à la température nécessaire pour la fractionnement du pétrole, une colonne de distillation atmosphérique marchant sous une pression d'environ 1atm, d'où son appellation, joue le rôle principale qui est le fractionnement, des aéroréfrigérant à air humidifié ou sec pour refroidir les produits de l'unité. Ainsi, on peut citer les ballons de reflux, les strippers, la colonne de stabilisation du produit sortant ou sommet de la colonne de distillation atmosphérique.

Les produits soutirés de cette dernière du bas à la tête sont :

- Résidu
- Gaz oil
- Kérosène
- Naphta
- Gasoline

I.2.3.1. Dessalage et Préchauffage : [2]

L'unité est alimentée en pétrole brut provenant du centre de traitement sud à une pression d'environ 4 bars est une température ambiante (33 °c), par le biais des pompes de charge GA201 A/B une en service, l'autre stand-by. Elle le refoule à 17,5 bars vers les deux échangeurs EA201, EA202 en parallèle en prenant les calories respectivement du Naphta et Kérosène soutirés. Les deux lignes se réunissent en une seule sous une température de 60°C.

On note qu'actuellement, l'injection d'eau de lavage se fait en amont de la pompe de charge par une eau albien en absence de l'unité de traitement des eaux.

Le débit du brut est 170 m³/h nécessite 5% d'eau pour le dessalage.

La pompe GA 201 A/B reprend le brut dessalé du FA205 et le refoule à travers un circuit d'échangeurs avant l'entrée au four BA201. Les échangeurs sont parcourus par des produits à refroidir et se présentent dans l'ordre suivant :

- EA 204 Reflux circulant intermédiaire
- EA 203 Gas-oil
- EA 205 Résidu

A la sortie de EA205, le brut est à 181°C et une pression de 10 bars. Avant l'entrée au four BA201, le courant du brut se divise en 6 passes parallèles, à l'intérieur desquelles le débit est maintenu constant et identique pour chaque par l'intermédiaire de six contrôleurs de débit HIC 201 A.B...F, avec une légère quantité en plus dans les deux passes extrêmes A et F.

I.2.3.2. Four BA 201: [2]

C'est un four du type tubulaire ayant 12 brûleurs, alimentés en fuel gaz provenant du FA990, installé pour l'apport de chaleur complémentaire à la charge de la colonne de fractionnement en augmentant sa température de 180°C sortie de EA205 à 340°C température de fractionnement. Mais il est constaté, depuis le démarrage de l'unité, que les températures de peaux des tubes des passes extrêmes sont plus élevées que celles maximales du design, raison pour laquelle l'unité travaille avec d'environ 75% de sa capacité, car le problème se posera grossièrement en augmentant le débit de la charge d'alimentation, jusqu'au changement des tubes du four (an 2000).

- **Le 03/11/01: Débit 170 m³/h.**

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 :	462	401	386	388	395	422

Deux causes principales qui ont entraînés cette augmentation :

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

I.2.3.3. Fractionnement: [2]

Ce fait au niveau de la colonne de distillation atmosphérique divisée en deux parties. Une partie inférieure où se fait l'alimentation en brut provenant du four à 340 °C, dans cette zone de trois plateaux à clapets se produit une séparation de brut entre le résidu au fond et une coupe qui s'étale des légers à PF=375°C. Cette dernière alimente la partie supérieure de la colonne de vingt six plateaux où se passe un fractionnement proprement dite. Le tableau ci-dessous montre le bilan matière de ce fractionnement

Tableau I.5: le bilan matière de fractionnement

Coupe	% Poids	Quantité t/an	Densité d_4^{15}
Léger C4	3.79	40600	
C5/80	9.01	96500	0.668
80/160	19.28	206400	0.744
160/250	20.71	221700	0.802
250/375	21.56	230800	0.870
375+	25.65	274600	
	100	1070600	

De cette partie de la colonne on soutire :

Gas-oil: du fond de la partie supérieure de DA201.

Kérosène: du 12eme plateau.

Naphta: du 6eme plateau.

Gaz légers: du sommet de DA201.

- **Résidu:**

Du fond de la partie inférieure de la colonne DA201, le résidu est repris par la pompe GA207 A/B à une température d'environ 340°C, elle le refoule à 7 bars à travers la calandre du rebouilleur du stripper de kérosène DA202 B en l'occurrence EA208 où il est refroidi de 340°C à 298°C, puis il subit un autre refroidissement par l'intermédiaire de l'échangeur EA205 où il sert à chauffer le brut dirigeant vers le four BA201. De ce dernier le résidu sort à 175°C, un dernier refroidissement se fait par l'aéro-réfrigérant EC218 pour qu'il se dirige vers sloop à 72°C dans un débit indiqué par le FR221 qui vaut 35 m³/h lors d'une charge de 170 m³/h.

- **Gas-oil:**

Comme il est déjà mentionné, le gas-oil est soutiré à 327°C par la pompe GA206 A/B qui le refoule à 8.5 bars en deux directions pour qu'il joue deux rôles ou deux fonctions : Rebouillage et stockage.

- **Rebouillage:**

Cette première partie ramenée par une conduite de 4 '' vers le four de rebouillage BA202 dans un débit enregistré par le FR237 de 49 m³/h puis ce gas-oil chauffé à 360°C

retourne à la colonne de fractionnement DA201 juste au dessous du plateau inférieur de la partie supérieur de la colonne.

L'entrée au four BA202, ayant un brûleur alimenté en fuel gaz provient du FA990, se fait en deux passes, la charge est réparti par les deux FRC206 A et B.

- **Stockage:**

Le gas-oil produit occupe la deuxième partie se dirige vers l'échangeur de chaleur EA203 pour céder ces calories au brut à préchauffer d'où il sort à 157 °C puis il se refroidi à 53°C par l'aéro-réfrigérant EA217. Son débit donné par le FR220 est 39,6 m³/h sur 170 m³/h.

Afin d'être commercialiser sous l'appellation Mélange, une quantité de 12 m³/h de Kérosène est ajouté au gas-oil avant qu'il soit stocké pour corriger ses caractéristiques physicochimiques.

• **Reflux circulant intermédiaire:**

Le reflux circulant intermédiaire joue les rôles :

- Cède sa chaleur pour chauffer le pétrole brut et le rebouillage.
- Diminue la quantité de vapeur en tête de colonne et par conséquent le diamètre de cette dernière, au même temps, augmente la capacité de la colonne.

Mais il a des inconvénients, c'est que 2 à 3 plateaux de la colonne fonctionnant comme des échangeurs de chaleur et la qualité de fractionnement diminue en entre les deux soutirages encadrant ce reflux, on prévoit donc, 3 plateaux en plus pour cette section de la colonne.

Pour notre cas, le RCI est soutiré du 16eme plateau à 245°C, pris par la GA208 A/B avec un débit contrôlé par le FRC214 de 99 m³/h.

Il se divise sur les échangeurs :

- EA207 : Rebouilleur du stripper du Naphta DA202A
- EA209 : Rebouilleur de la colonne de stabilisation de la gazoline DA203.

Puis les deux lignes se réunissent pour passer en une seule à travers l'échangeur EA204 pour préchauffer le pétrole, finalement, le RCI est refroidi par le réfrigérant EC212 qui à un bypass contrôlé par la TRC218, puis retourne sur le 13eme plateau de DA201.

• **Kérosène:**

Le kérosène est soutiré de la tour DA201 au plateau n° 12 à une température d'environ 207°C. Il est ensuite strippé dans le stripper DA202B où le niveau est réglé par le LIC207 agissant sur une vanne d'arrivée au stripper. Ce stripper est équipé de 6 plateaux et le stripping est réalisé par le brouilleur EA208 où circule le résidu à 298°C.

Les fractions légères vaporisées gagnent le sommet du stripper retournent au 10eme plateau de la colonne de fractionnement DA201. Par contre, le liquide de sort du fond, une partie sert pour le rebouillage en retournant au stripper à 243°C, l'autre partie repris par la pompe GA205 A/B qui refoule le kérosène à 2.2 bars vers l'échangeur EA202 pour préchauffer le pétrole brut avant son déssalage. Puis il est refroidi par le réfrigérant EC216 pour être à 48°C.

Le débit de kérosène produit contrôlé par le FRC218 est 20 m³/h réparti en deux, une partie pour constituer le mélange, l'autre pour traiter d'une façon spéciale pour avoir le kérosène pour carburateurs.

- **Naphta:**

Le naphta soutiré du plateau N° 6 est traité de la même façon que le kérosène. Il est strippé dans le stripper DA202 A, appareil identique à DA202 B où son arrivée est réglée par le régulateur de niveau LIC209. Les vapeurs de tête retournent à DA201 au 5eme plateau, le stripping est réalisé par le rebouilleur EA207 qui porte à ses tubes le RCI.

Ce RCI assure l'augmentation de température du Naphta qui est soutiré à 162°C à 172°C.

Le Naphta strippé est repris par la pompe GA204 A/B qui refoule à 7.1 bars vers l'échangeur EA201 pour donner ses calories au brut avant le déssaleur refroidi ensuite par l'intermédiaire du réfrigérant EC215 jusqu'à 57°C avant d'être stocker. Son débit contrôlé par le FRC217 est 32,4 m³/h sur 170 m³/h.

- **Vapeurs de tête:**

Elles sortent du sommet de la colonne de fractionnement DA201 à une température d'environ 110°C réglée par le TRC205 agissant sur la vanne du FRC209, débit de retour du reflux de tête, traversent parallèlement les condenseurs EA211 ABC avant d'arriver au ballon de reflux FA201 où se produira une séparation tri phasiques.

A) Eau huileuse qui s'accumule dans l'appendice du ballon, évacué vers égouts.

B) Hydrocarbures légers incondensables sortent du haut de ballon vers torches ou vers le circuit du fuel gaz.

La pression est réglée par le PRC224 agit sur une vanne qui se trouve à la sortie de ces gaz.

C) Hydrocarbures liquides, leur niveau règle par le LRC211 agissant sur la vanne qui se trouve à leur entrée à l'échangeur EA210.

Ces hydrocarbures sont repris par deux pompes GA203 A/B et GA202 A/B la première (GA203 A/B) les refoule à 1.9 bars vers la tête de DA201 sur le plateau N°1 dans un débit de 117 m³/h contrôlé par le FRC209. La deuxième (GA202 A/B) les refoule à 9 bars avec un débit donné par FR211 de 40 vers l'échangeur EA210 pour être à 80°C, température d'alimentation de DA203, colonne de stabilisation de la gazoline.

I.2.3.4. Protection contre la corrosion: [2]

Pour éviter la corrosion par l'hydrogène sulfuré (H₂S) et l'acide chlorhydrique (H Cl) qui se forment au cours du chauffage de brut, on injecte :

- De l'ammoniac, à l'état liquide, dilué par l'eau traitée afin de produire le NH₄OH, par l'intermédiaire de la pompe GA211 A/B qui refoule vers la ligne de vapeur de tête de DA201.
- On l'injecte ou on diminue son injection en fonction du PH de l'eau du ballon FA201 d'une manière à le garder aux environs de 7.
- Un inhibiteur de corrosion –DARACOR FN– formant un film protecteur sur les parois du métal à protéger, injecté de son ballon FA207 par GA210 A/B après qu'il soit dilué par Naphta.
- Il est refoulé vers les lignes de vapeurs de tête de DA201 et DA203, son débit est réglé en fonction du pourcentage de fer dans l'eau de FA201.

I.2.3.5. Stabilisation de la gazoline: [2]

Cette opération se fait au niveau de la colonne de stabilisation DA203 équipée de 26 plateaux, l'alimentation qui est les hydrocarbures liquides du ballon de reflux de DA201, en l'occurrence FA201, se fait à 80°C au 10^{ème} plateau.

La fraction vaporisée gagne le sommet et sort à 51°C. Se condense au condenseur EA213 avant de passer au ballon de reflux FA202 où la pression est contrôlé par le PRC227 qui est 5.9 bars.

Les gaz de ce ballon sont utilisés comme fuel gaz ou torchés s'il s'agit d'une pression, par contre, la fraction hydrocarbure liquide sert comme reflux de tête de DA203 par GA209 A/B à 39°C et 9 bars.

Le débit de ce reflux réglé par le FRC212 contrôlant le niveau dans le FA202 par le LRC est 7.5 m³/h.

Une conduite fait évacuer les hydrocarbures liquides s'accumulant au fond de la colonne DA203 se divise sur deux directions :

- Vers le rebouilleur EA209 pour porter la température du produit de fond de 117 à 120 °C.
- Vers l'échangeur EA210 pour se refroidir en cédant les calories à la charge, un autre refroidissement assuré par le réfrigérant EC214 avant d'être stocké à 50°C. Le débit de la gazoline produite réglé par le FR219 est 36,4 m³/h sur 170 m³/h.

I.2.3.6. Traitement de Kérosène: [2]

A sa sortie du réfrigérant EC216, 8 m³/h du kérosène contrôlé par le FRC227 sont repris par la pompe GA219 A/B pour être traité dans le précipitateur FA214 qui marche avec une tension électrique de 16 000 volts, une tension qui permet à éliminer toutes traces d'eau et diminuer, par conséquence, l'acidité du kérosène qui doit être entre 0.03 et 0.01 mg KOH/mg. La température de la charge est d'environ 63°C, la pression dans le FA214 est de l'ordre de 4.2 bars. A la sortie du précipitateur, on injecte l'adhésif antistatique – ASA3 – afin de remédier à les charges électrostatiques qui peuvent provoquer des étincelles, donc explosion, la conductivité doit être environ 110.

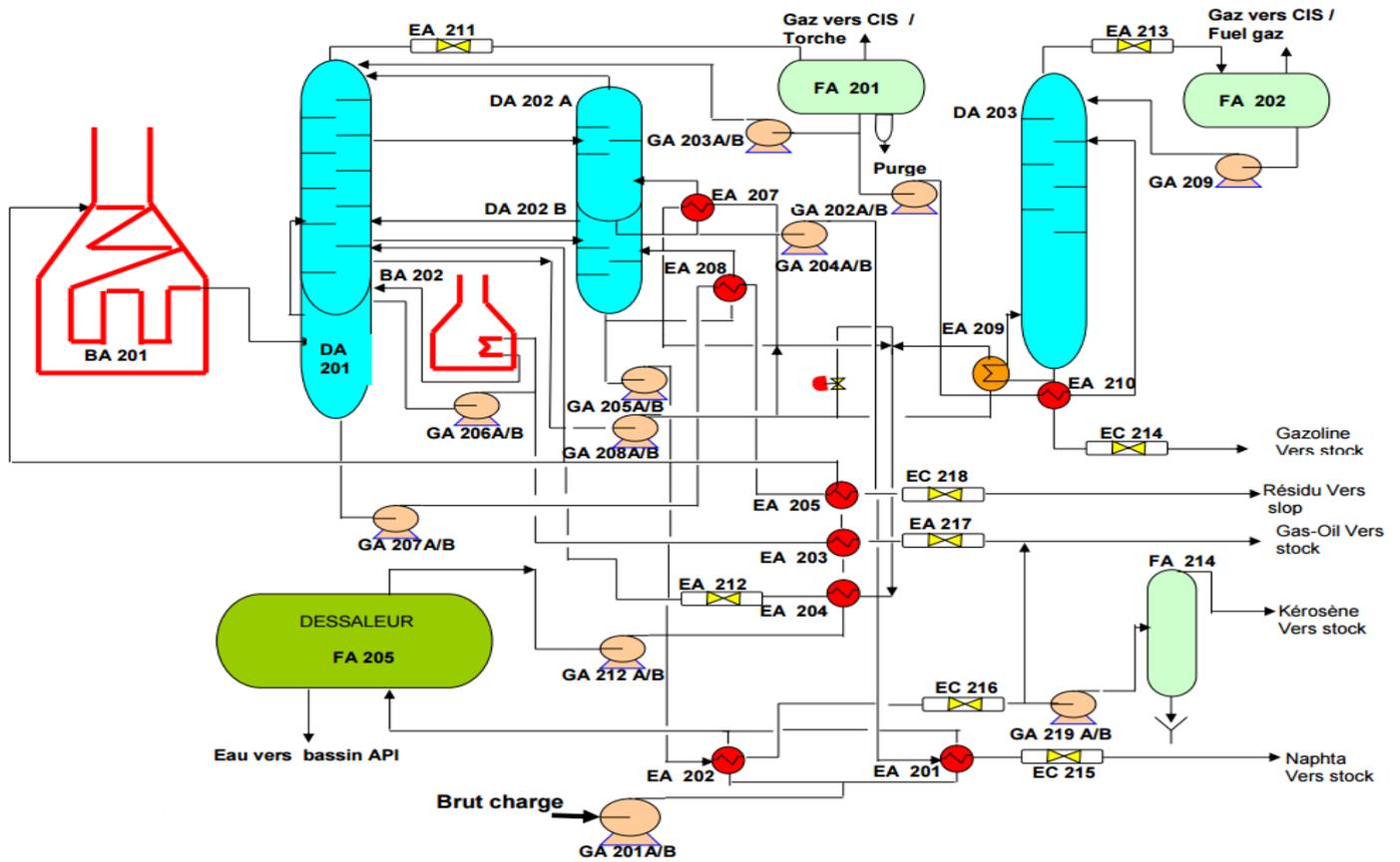


Figure I.2: schéma de procédé du Topping RHM2

C

HAPITRE

II

**Généralités sur les équipements de chauffes, Méthode de
calcul et Simulation**

II- Équipements de chauffes:

II.1. Description des différents équipements d'échange thermique existants dans l'unité de Topping :

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

- Les échangeurs de chaleur
- Les fours tubulaires

II.1.1. Echangeur de chaleur: [3]

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.

On distingue :

II.1.1.1. Echangeur faisceau et calandre : [3]

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

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

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).

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.

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.

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.

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.

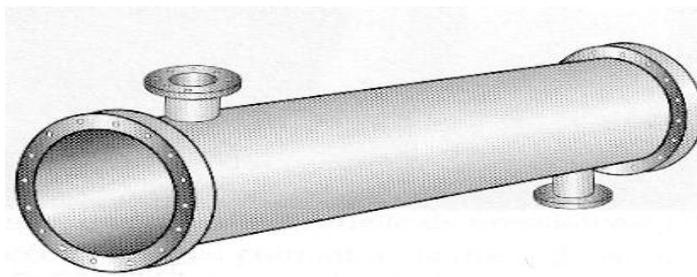
Principe de circulation : [3]

Comme dans les échangeurs double tube on peut rencontrer les deux modes de circulation contre-courant et courant parallèle.

- **La calandre:**

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire, et généralement l'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. Pour un diamètre nominal inférieur à 24", la calandre est constituée par un tube d'acier, pour des pressions de service inférieures à 20 kg/cm². Au-delà de 24 la calandre est réalisée à partir de plaques d'acier roulées et soudées (voire Figure II.1.1.). A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaque de renforcement ou non, selon la pression de service.

Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le levage et portera la plaque



d'identité de l'appareil.

Figure II.1.1. La calandre d'un échangeur faisceau et calandre

- **Plaques tubulaires :**

Ce sont des plaques percées supportent les tubes à leurs extrémités, leurs épaisseurs varient entre 5 & 10 cm (voire Figure II.1.2).

Les tubes généralement sont fixés par : mandrinage, dudgeonnage, et par soudage dans les applications à haute pression.



Figure II.1.2. Figure d'une plaque tubulaire

• **Faisceau :**

C'est l'ensemble des tubes constituant le faisceau, les épaisseurs de tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham Wire Gage).

NB : les conditions de fonctionnement imposent le choix du matériau.

Exemple :

- Acier au carbone pour usage général.
- Aciers alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées.
- Aluminium ou cuivre pour les très basses températures.

La perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée ; elle s'effectue selon une disposition soit au pas **carré** (voire la figure II.1.3), soit au pas **triangulaire** (voire la figure II.1.4.).

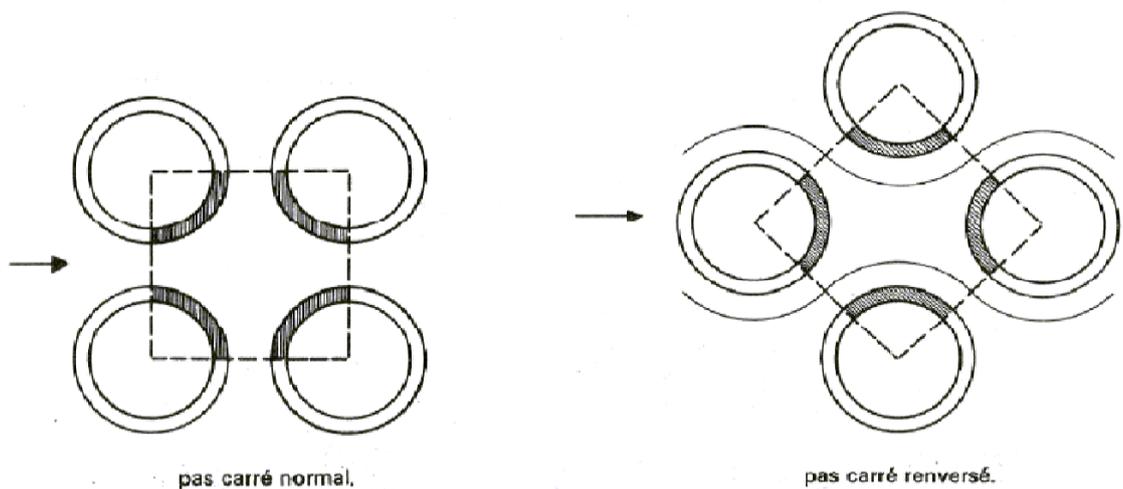


Figure II.1.3. Les types de pas carré

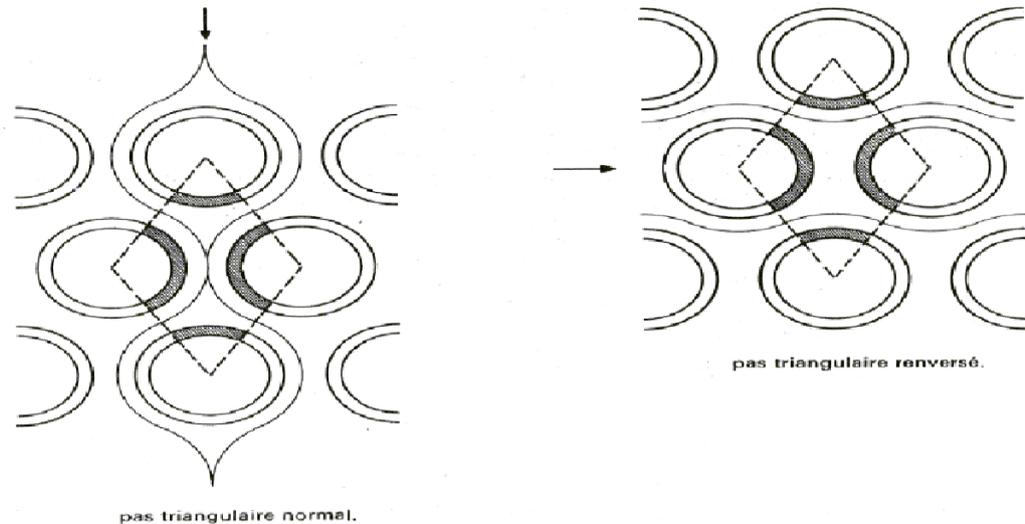


Figure II.1.4. Les types de pas triangulaire

Le pas triangulaire permet de placer environ **10%** de tubes de plus que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais en contre partie, la disposition des tubes rend impossible leur nettoyage extérieur par grattage. Donc il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leur emploi pour des fluides propre.

NB : en raffinerie on utilise surtout des faisceaux en pas carré.

- **Les Chicanes :**

Les chicanes peuvent avoir deux rôles :

- Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration.
- Augmenter la vitesse du fluide.

Il existe deux types de chicanes:

1- Chicanes transversales :

Sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont la surface représente 20 à 45 % de la section totale.

Ces chicanes ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre, et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tube.

Dans le cas des échangeurs horizontaux, une échancrure est aménagée à la partie inférieure des chicanes pour faciliter la vidange, le nettoyage et éviter l'encrassement par stagnation à la partie inférieure.

2- Chicanes longitudinales :

Sont généralement constituées par une simple tôle insérée au milieu du faisceau cette disposition oblige le fluide à effectuer un aller et un retour dans la calandre.

NB :

- Les chicanes transversales assurent la rigidité du faisceau tubulaire, elles sont solidaires à la plaque tubulaire fixe au moyen de tirant et entretoise qui occupent la place de tube.
- Les standards (TEMA) imposent un nombre de tirants entre 4 & 10.

• **La boîte de distribution et la boîte de retour :**

La circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boîte de distribution, portant les brides d'entrée et sortie, et d'une boîte de retour.

Le cloisonnement de la boîte de distribution oblige le fluide à traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour but d'accroître la Vitesse et d'augmenter ainsi le coefficient de transfert de chaleur à l'intérieur des tubes. Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passes.

L'étanchéité des cloisons accolées aux plaques tubulaires est assurée par des joints spéciaux.

• **Déflecteurs ou plaque de protection du faisceau :**

Pour éviter ou du moins minimiser l'érosion de tube du faisceau, des déflecteurs de protection peuvent être installés faces aux tubulures d'entrée du fluide côté calandre, l'obligation de leur mise en place est définie dans les standards (TEMA) en fonction de la nature, de l'état du fluide et du produit ρu^2 (ρ : masse volumique, u : vitesse du fluide).

Ces déflecteurs, d'une épaisseur de l'ordre de 1/2 in, sont circulaires, carrés ou rectangulaires, soudés sur des tirants ou entretoise (voire Figure II.1.5.)

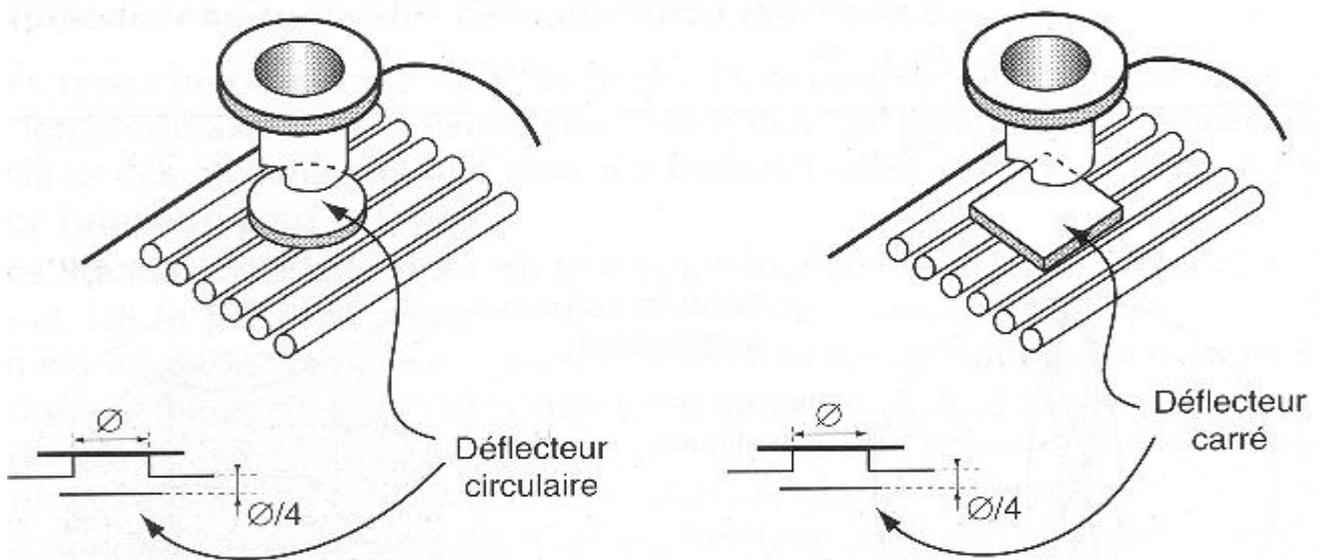


Figure II.1.5. Tipes d'un déflecteur

- Assemblage faisceau –calandre : [3]

On distingue trois classes d'appareils :

1- Les échangeurs à plaque tubulaire fixes : (voire Figure II.1.6.)

Celles-ci peuvent être directement soudées sur la calandre. De construction peu onéreuse, ces appareils permettent de loger le maximum de tubes à l'intérieur de l'enveloppe, mais ils ne peuvent être utilisés que si la différence de température entre les fluides chaud et froid est suffisamment faible pour que la dilatation ou la contraction du faisceau soit acceptable. En outre, le nettoyage de l'extérieur des tubes ne peut s'effectuer que par voie chimique. Leur emploi en raffinerie reste donc très limité.

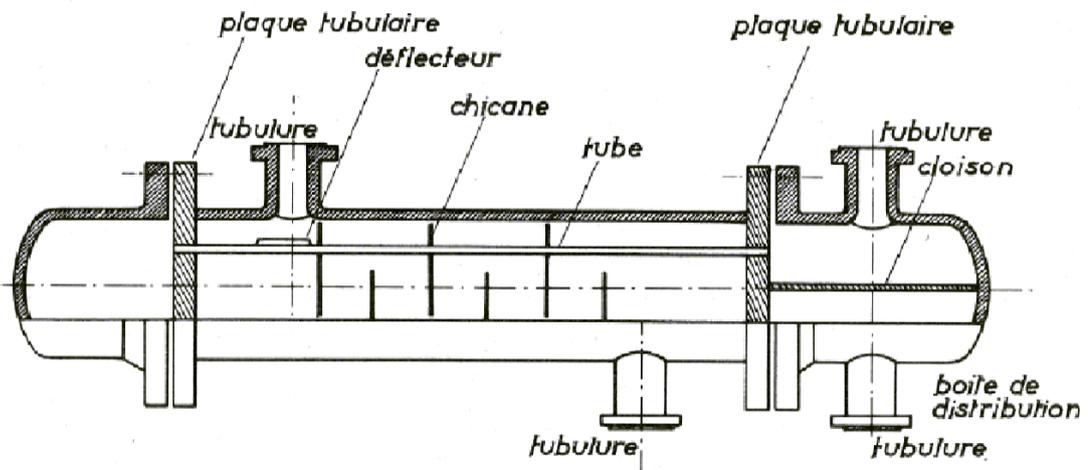


Figure II.1.6. Échangeur à plaque tubulaire fixes

2- Les échangeurs à tête flottante : (voire Figure II.1.7.)

Une des plaques tubulaires est fixe, bloquée entre les brides de la calandre et de la boîte de distribution. La seconde plaque, d'un diamètre inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre. Ces appareils, permettant l'expansion thermique du faisceau ainsi que son nettoyage mécanique, constituent la presque totalité des échangeurs utilisés en raffinerie.

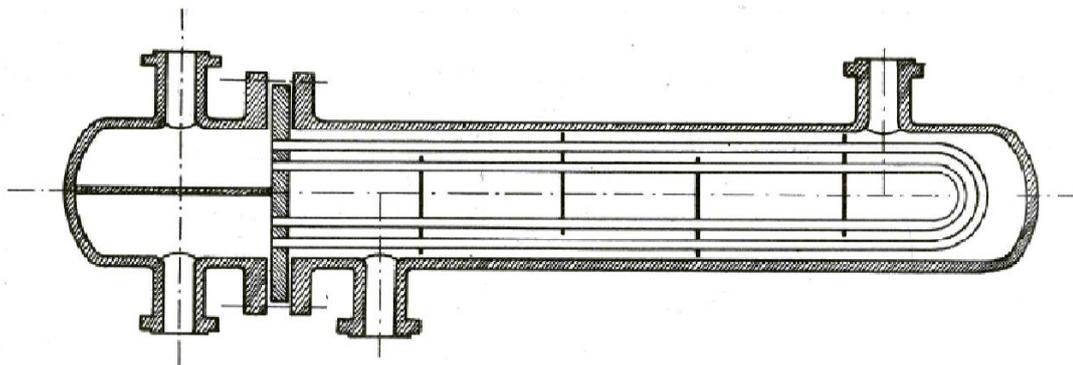


Figure II.1.7. Échangeur à tête flottante

3- Les échangeurs à tubes en U : (voire Figure II.1.8.)

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

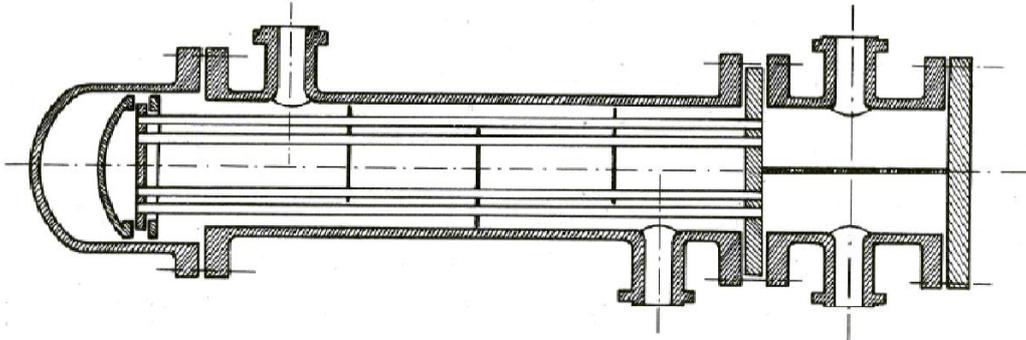


Figure II.1.8. Échangeur à tubes en U

II.1.1.2. Echangeurs double-tube: (voire Figure II.1.9.) [3]

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques, raccordés à chaque extrémité par des coudes. Tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccords qui permettent un démontage rapide en vue du nettoyage ou du remplacement des tubes. L'expansion thermique entre tubes intérieur et extérieur s'effectue au travers de presse-étoupes. L'ensemble est monté sur un bâti parallélépipédique transportable.

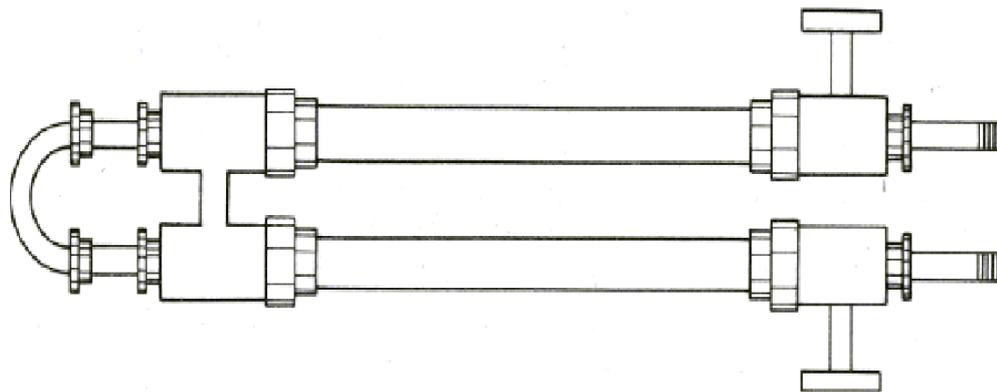


Figure II.1.9. Echangeurs double-tube

Les tubes utilisés sont généralement en acier, de caractéristiques I.P.S. et schedule 40; les longueurs effectives utilisées couramment, sont de 3,6, 4,5 ou 6 m.

Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent au point de vue démontage et transformation. Ils réalisent un contre-courant pur qui se traduit par un bon rendement. Par contre, ils présentent les inconvénients suivants :

- Risques de fuite aux raccords
- Flexion du tube intérieur si la longueur est importante
- Surface de transfert très faible pour le volume global de l'appareil par suite du rayon minimal des coudes qui limite le rapprochement des tubes.

Les plus grandes surfaces réalisées sont d'environ 15 m². L'utilisation de ces appareils est donc restreinte et limitée aux produits sales, très chauds et de faible débit.

II.1.2. Les fours tubulaires [5]

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

II.1.2.1. Utilisation des fours tubulaires :

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

On peut citer les exemples suivants :

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

II.1.2.2. Constitution d'un four :

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

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

b) Afin de récupérer la chaleur sensible des fumées, ces dernières circulent à vitesse élevée (parallèlement ou perpendiculairement) à travers un faisceau de tubes, où l'échange s'effectue principalement par convection. Cette zone est, en conséquence, qualifiée de section de convection. Ces tubes peuvent être garnis d'ailettes ou d'aiguilles, afin d'augmenter la surface d'échange du côté des fumées, qui est en général le fluide présentant la résistance thermique la plus forte.

c) Une cheminée d'évacuation des fumées.

d) Brûleurs.

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

II.1.3. L'encrassement des équipements d'échange thermique

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

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

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

II.1.3.1. Définition de l'encrassement: [6]

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

II.1.3.2. Type d'encrassement: [6]

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

- **Encrassement particulaire :**

Il s'agit du dépôt puis de l'accumulation sur les surfaces d'échange de particules transportées par l'écoulement des fluides industriels :

- L'eau des chaudières contenant des produits de corrosion, celle des tours de refroidissement, des particules transportées par l'air et des produits de corrosion (oxydes et hydroxydes de fer).
- Les écoulements gazeux pouvant être fortement chargés de particules de poussières.
- Les fumées industrielles de résidus solides de combustion

- **Encrassement dû à la corrosion :**

L'encrassement par corrosion est le résultat d'une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de transfert de chaleur et le fluide en écoulement. Les produits de la réaction qui se forment et restent sur la surface d'échange créent l'encrassement.

- **Entartrage :**

Il est généralement associé à la production d'un solide cristallin à partir d'une solution liquide. Il dépend donc de la composition de l'eau industrielle.

Lorsque les sels dissous sont, comme le carbonate de calcium, à solubilité inverse, le liquide devient sursaturé au voisinage de la surface d'échange plus chaude, la cristallisation se produit alors sur la surface et le dépôt est dur et adhérent, dans le cas contraire d'une cristallisation se produisant au sein même d'un liquide plus chaud que la surface, le dépôt est plus mou et friable. L'encrassement par les sels à solubilité normale existe, même s'il est plus rare; il faut signaler le cas des saumures géothermales à forte teneur en silice.

L'entartrage peut se produire dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre dans les chaudières, dans les échangeurs de l'industrie agroalimentaire, dans les systèmes géothermiques. Il existe différentes méthodes de prévention de l'entartrage.

- **Encrassement biologique :**

Il est dû au développement de micro-organismes (bactéries, algues ou champignons) qui créent un film au contact de la surface d'échange, il peut même, à l'échelle macroscopique, être caractérisé par le développement de coquillages.

Les actions de prévention consistent soit à détruire les micro-organismes, soit à empêcher leur développement. Les traitements correspondants utilisent des biocides et il est essentiel de maintenir la concentration du produit pendant le temps de réaction. Le biocide le plus utilisé est le chlore qui est toxique pour la plus part des micro-organismes et a une action rapide. Le choix final du traitement à adopter est en général un compromis entre les problèmes de toxicité, de pollution, de coût et de maintenance.

La tendance à l'encrassement biologique est naturelle puisque les bactéries sont omniprésentes dans l'eau; en outre, les conditions physico-chimiques rencontrées dans les échangeurs sont le plus souvent favorables à son développement.

- **Encrassement par réaction chimique :**

On rencontre ce type d'encrassement quand une réaction chimique se produit près d'une surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent. Cette réaction est souvent une polymérisation ; il en résulte la formation d'un dépôt.

Les domaines concernés sont essentiellement l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds), l'industrie agroalimentaire (pasteurisation du lait) et les circuits de chauffage utilisant des fluides organiques.

- **Encrassement par solidification :**

Il s'agit de la solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous-refroidie (formation d'une couche de glace à l'intérieur des conduites forcées ou de givre)

ou du dépôt d'un constituant à haut point de fusion d'un liquide au contact d'une surface de transfert de chaleur froide (dépôt d'hydrocarbures paraffiniques).

Une vapeur peut également se déposer sous une forme solide sans passer par l'état liquide (formation du givre).

II.1.3.3. Conséquence de l'encrassement : [6]

Comme nous l'avons vu déjà les conséquences de l'encrassement sont :

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

II.2.Méthode de calcul d'un échangeur à faisceau et calandre (méthode du KERN): [3]

Pour le calcul d'un échangeur à faisceaux et calandre, on utilise la méthode de Kern qui est une méthode semi empirique, basé sur un travail expérimental concernant les échangeurs commerciaux.

Les étapes de calcul de méthode de KERN:

- **Etape 1: Spécification des propriétés des flux thermique:**
 - Température d'entrée fluide chaud T_{ce} .
 - Température d'entrée fluide froid T_{fe} .
 - Débit du fluide chaud m_c .
 - Débit du fluide froid m_f .
 - Les propriétés physico-chimiques de chaque fluide (la viscosité - la masse volumique - la conductivité thermique - Chaleur spécifique à partir la figure 1.5 dans l'annexe 1).

- **Etape 2: Estimation de la charge thermique transférée**

- **Etape 3: Estimation du facteur de correction F**
 - Ratio de température R.
 - Efficacité thermique de l'échangeur E.
 - Facteur de correction F Estimation a partir du graphique de $F = f(R, E)$ (voire annexe figure 1.1. a et b), en fixe le nombre de passe coté calandre.

- **Etape 4: Estimation de la surface d'échanges nécessaire:**
 - Calcule de la température moyenne logarithmique. ΔTLM
 - Calcule de la température moyenne logarithmique corrigée $\Delta TLM_{corrigée}$.
 - Calcule de surface d'échange thermique nécessaire A.

➤ **Etape 5: Choix des caractéristiques thermiques de l'équipement:**

- Diamètre extérieur et intérieur et la longueur des tubes.
- Nombre des tubes.
- Diamètre de la calandre.
- Nombre de passe.

➤ **Etape 6: Détermination du coefficient de transfert thermique:**

- Coté tube :

En calcule la section par passe et la vitesse massique et en détermine les caractéristiques des fluides chaud et froid à T_c et t_c (T_c : température calorique fluide chaud, t_c : température calorique fluide froid, en déterminé à l'aide de la figure 1.2 voire annexe 1), et en calcule les nombres de Reynold, Prandtl et Nusselt, après tout sa en calcule la température de tube à l'aide de figure 1.7 et 1.6 dans l'annexe 1.

- Coté calandre:

En calcule la surface d'échange coté calandre, vitesse massique, diamètre équivalent et nombre de Reynold, et détermine les caractéristiques du fluide à T_c (C_p , d , λ , μ) à l'aide de les figure 1.4 dans l'annexe 1.

➤ **Etape 7: Détermination de μ_t à t_t et μ' à t_t .**

➤ **Etape 8: Calcule du coefficient de transfert propre.**

➤ **Etape 9: Calcule de coefficient de la résistance d'encrassement à l'aide du tableau 4 de l'annexe 2.**

➤ **Etape 10: Calcule de la perte de charge cotée tube puis coté calandre.**

II.3. Simulation et logiciel de simulation:

II.3.1. Simulation:

La simulation peut être considérée comme l'utilisation d'un modèle, ou d'un ensemble de modèles mathématiques, pour représenter le comportement du système physique.

Elle fournit un bon aperçu du comportement du système réel sans intervenir sur l'expérience, en particulier pour les systèmes complexes. Le modèle mathématique est un ensemble d'équations et de relation de conservation de : masse, énergie et quantité de mouvement, qui décrivent le comportement d'un système ou d'un sous système.

Dès que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres des procédés réels, la simulation peut être classée comme une méthode commode, qui ne coute pas chère, sans danger pour le comportement du procédé réel, et sans intervention sur le procédé en cours de son fonctionnement.

II.3.2. Simulateurs (logiciels de simulation)

Les opérations sont connectées dans un schéma de procédé (PFD) (Process Flow Diagram), par les courants d'information générés dans ces opérations.

Parmi les logiciels de simulation utilisés pour la conception des nouvelles unités, et pour l'optimisation de procédés industriels, on trouve ASPEN PLUS, CHEM CAD, HYSIM, PRO II et HYSYS.

Le logiciel utilisé dans notre étude est le logiciel de simulation HYSYS, pour la simulation des procédés génie chimique (procédés de l'industrie de gaz, de raffinage et de pétrochimie). il a été développé par la société canadienne HYPROTECH.

II.3.3. Utilisation de simulation

- **dans la conception (engineering) :**
 - Etablissement des bilans de matières, et d'énergie d'un procédé industriel.
 - Dimensionnement des équipements.
 - Evaluation économique des procédés.
- **dans le suivi des procédés :**
 - Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation.
 - Détermination des performances des équipements.

C HAPITRE

III

Partie Calcul

III. Problématique et proposition d'une solution

III.1. Evaluation des échangeurs de train de préchauffe U200 :

L'évaluation de marche d'un échangeur de chaleur se fait par le calcul de son efficacité thermique (P) en utilisant la formule suivante :

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

t_2 : température de sortie de fluide froid.

t_1 : température d'entrée de fluide froid

T_1 : température d'entrée de fluide chaud.

Résultats de calcul de l'efficacité:

➤ Cas design:

Tableau III.1 Les températures entrée et sortie des échangeurs de train de préchauffe et leur efficacité thermique cas design

	EA201	EA202	EA203	EA204	EA205
T_1 °C	163	246	350	218	329
t_1 °C	40	40	145	107	185
t_2 °C	92	123	185	145	213
P	0.42	0.402	0.2	0.35	0.2

➤ Cas actuel:

Tableau III.2 Les températures entrée et sortie des échangeurs de train de préchauffe et leur efficacité thermique cas actuel

	EA201	EA202	EA203	EA204	EA205
T_1 °C	168	236	330	200	305
t_1 °C	40	40	107	80	160
t_2 °C	68	93	160	107	190
P	0.22	0.27	0.24	0.23	0.21

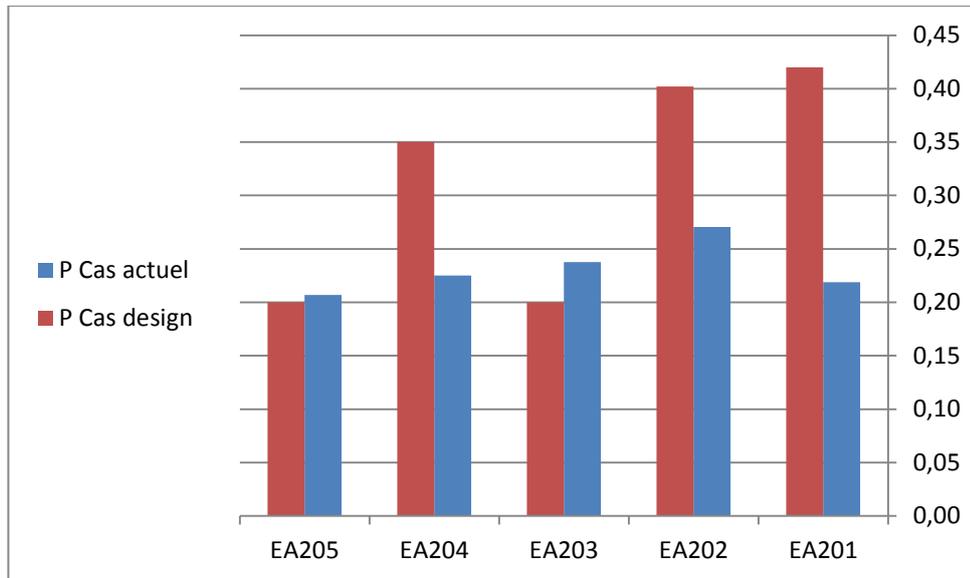


Figure III.1 Les efficacités thermique des échangeurs de train de préchauffe

D'après le résultat trouvé, on peut dire que l'efficacité thermique des échangeurs de chaleur de train de préchauffe U200 (des échangeurs EA201, EA202, EA204) sont inférieurs aux valeurs design qui explique la chute de l'efficacité des échangeurs existants suite à l'encrassement et le vieillissement de ces derniers.

III.2. Bilan thermique de four de section TOPPING BA200 cas actuel

Le bilan thermique du four BA201, cas réel, est fait pour connaître la quantité de chaleur absorbée par le brut préchauffé afin de voir l'impact de la diminution de la température entrée four sur la consommation du fuel gaz.

Les données utilisées pour le calcul de bilan thermique de four sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau III.3 Caractéristiques de charge entrée de four BA201

Fluide traité	Brut de HMD
Débit entré le Four BA201	170 m ³ /h
Température d'entré	190 °C
Température de sortie	340 °C
La densité à 15 °C	0.798
Facteur de caractérisation <i>Kuop</i>	12

III.2.1. Quantité de chaleur absorbée par le brut :

- Calcul de la quantité de chaleur à l'entrée q_e :
- Calcul de la pente S :

$$S = \frac{T_{70\%} - T_{10\%}}{60} ; T_{70\%} = 294 \text{ et } T_{10\%} = 78$$

$$S = 3,6$$

- Calcul de la température volumétrique moyenne :

$$T_v = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} \text{ pour un pétrole brut:}$$

$$T_v = \frac{33 + 4(211) + 371}{6} = 217,67 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Détermination du facteur de correction a :

Connaissant s et T_v , nous déterminons le facteur « a » qui est la correction apportée à T_v à partir de l'abaque 1.8 dans l'annexe 1.

$$\text{Pour } T_v = 217,67 \text{ }^\circ\text{C} \text{ et } S = 3,6 \quad a = -22 \text{ }^\circ\text{C.}$$

- Calcul de la température moyenne pondérée T_{mav} :

$$T_{mav} = T_v - a$$

$$T_{mav} = 217,67 - 22 = 195,64 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Détermination du facteur de correction f de l'enthalpie:

On a aussi le facteur de caractérisation : $Kuop = 12$

f est déterminé à partir de l'abaque 1.4 figurant dans l'annexe 1.

Pour un $Kuop = 12$ $f = 1$

- Détermination de l'enthalpie d'entrée He

He est déterminé à partir de l'abaque 1.4 figurant dans l'annexe 1.

$$He_{(lue)} = 110 \text{ kcal/kg} = 460,548 \text{ kJ/kg}$$

$$He_{(corrigé)} = He_{(lue)} \times f = 460,548 \times 1 = 460,548 \text{ kJ/kg}$$

- Calcul du débit massique M_{brut} :

d_4^{190} est déterminé à partir de l'abaque 1.5 figurant dans l'annexe 1

$$M_{brut} = \frac{Q \times d_4^{190} \times 1000}{3600} = \frac{170 \times 0,65 \times 1000}{3600} = 30,694 \text{ kg/s}$$

$$M_{brut} = 30,694 \text{ kg/s}$$

- Calcul de la quantité de chaleur à l'entrée q_e :

$$q_e = He_{(corrigé)} \times M_{brut} = 460,548 \times 30,694 = 14136,265 \text{ kJ/s}$$

$$q_e = 14136,265 \text{ kW}$$

- Calcul de la quantité de chaleur à la sortie q_s :
- Calcul du taux de vaporisation X :

$$X = 1 - \left(\frac{M_{résidu}}{M_{brut}} \right); \text{ sachant que } M_{résidu} = 9,33 \text{ kg/s (33588 kg/h)}.$$

$$X = 1 - \frac{9,33}{30,694} = 0,696 = 69,6 \%$$

- Calcul du débit massique de la phase vapeur M_v :

$$M_v = M_{brut} \times X = 30,694 \times 0,696 = 21,36 \text{ Kg/s}$$

- Calcul de la densité de la phase vapeur d_v :

$$d_v = \frac{d_b - [(1 - X) \times d_r]}{X} = \frac{0,798 - [(1 - 0,696) \times 0,902]}{0,696} = 0,753$$

d_b : Densité de brut

d_r : Densité de résidu

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

H_S^L est déterminé à partir de l'abaque 1.4 figurant dans l'annexe 1.

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

$$H_S^L = 200 \text{ kcal/kg} = 837,36 \text{ kJ/kg}$$

- Calcul de la quantité de chaleur de la phase liquide q_S^L :

$$q_S^L = M_L \times H_S^L \text{ avec } M_L = M_{résidu}$$

$$q_S^L = 9,33 \times 837,36 = 7812,5688 \text{ kW}$$

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

H_S^V est déterminé à partir de l'abaque 1.4 figurant dans l'annexe 1.

$$H_S^V = 265 \text{ kcal/kg} = 1109,502 \text{ kJ/kg}$$

- Calcul de la quantité de chaleur de la phase vapeur q_S^V :

$$q_S^V = M_v \times H_S^V = 21,36 \times 1109,502 = 23698,96 \text{ kW}$$

- Calcul de la quantité de chaleur à la sortie q_s :

$$q_s = q_s^V + q_s^L = 23698,96 + 7812,5688 = \mathbf{31511,53 \text{ kW}}$$

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

$$q_{abs} = q_s - q_e = 31511,53 - 14136,265 = \mathbf{17375,267 \text{ kW}}$$

III.2.2. Calcul de rendement de four BA201 :

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

- Calcul de pouvoir calorifique inférieur de fuel gaz PCI:
On calcule le PCI à partir le tableau IV.4.2. L'analyse chromatographique de fuel-gaz:

Tableau III.4 L'analyse chromatographique de fuel-gaz

Constituant	Pourcentage volumique % vol
C ₁	44,40
C ₂	9,83
C ₃	16,68
iC ₄	6,85
nC ₄	18,26
iC ₅	1,36
nC ₅	0,72
C ₆	0,10

$$PCI = \sum_{i=1}^n X_i \times PCI_i$$

$$PCI = (PCI_{C1} \times X_{C1}) + (PCI_{C2} \times X_{C2}) + (PCI_{C3} \times X_{C3}) + (PCI_{iC4} \times X_{iC4}) + (PCI_{nC4} \times X_{nC4}) + (PCI_{iC5} \times X_{iC5}) + (PCI_{nC5} \times X_{nC5}) + (PCI_{C6} \times X_{C6}) = \mathbf{16642,41 \text{ kcal/Nm}^3}$$

- X_{C1}, X_{C2}, X_{C3}, X_{iC4}, X_{nC4}, X_{iC5}, X_{nC5} et X_{C6}: sont les concentrations des constituants de combustible (fuel gaz).
- PCI_{C1}, PCI_{C2}, PCI_{C3}, PCI_{iC4}, PCI_{nC4}, PCI_{iC5}, PCI_{nC5} et PCI_{C6} sont les pouvoirs calorifiques inférieur des constituants de combustible.

- Chaleur libérée par le four:

$$Q_{\text{four}} = PCI \times V_{\text{fuel gaz}} ; \text{ avec } V_{\text{fuel gaz}} = 1500 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\Rightarrow Q_{\text{four}} = 24963615 \text{ kcal/h}$$

$$\Rightarrow Q_{\text{four}} = \mathbf{29032,68 \text{ kW}}$$

Donc le rendement de four BA201 est égal:

$$\eta \% = \frac{q_{abs}}{Q_{four}} \times 100 = \frac{17375,267}{29032,68} \times 100 = 59,8 \%$$

⇒ **η % de four BA201 = 59,9 %**

On remarque une diminution du rendement par rapport au design qui est de **80%**, il est justifié par l'augmentation de la quantité de chaleur perdue suite à un mauvais ajustement de registre ou dumper au niveau de la cheminée du four.

III.3. Etude de proposition d'un nouveau circuit de préchauffage de brut:

III.3.1. Le circuit actuel:

Le brut aspiré à l'entrée de l'unité par la pompe de charge GA201 à une température de 40°C et une pression de 4bars, est refoulé à 17,5 bars à travers les échangeurs EA201 et EA202 en deux passes parallèle en prenant respectivement les calories de Naphta et du Kérosène soutirés ainsi ce fait permet de réchauffer le brut jusqu'à une température de 86°C à la sortie de deux échangeurs de chaleur, cela constitue la phase préchauffage.

Ensuite le brut après le préchauffage est mélangé à l'eau de lavage pour avoir une Viscosité correcte permettant d'effectuer un bon dessalage, donc dans cette phase c'est-à-dire dans le dessaleur FA205, permet de réduire la teneur en sels du brut.

A la sortie du dessaleur, le brut est aspiré par la pompe GA212, puis refoulé à 18 bars vers les échangeurs EA204, EA203, EA205 pour échanger les calories avec le reflux circulant, le gasoil et le résidu, permettant d'élever la température du brut jusqu'à 190°C. Figure III.2

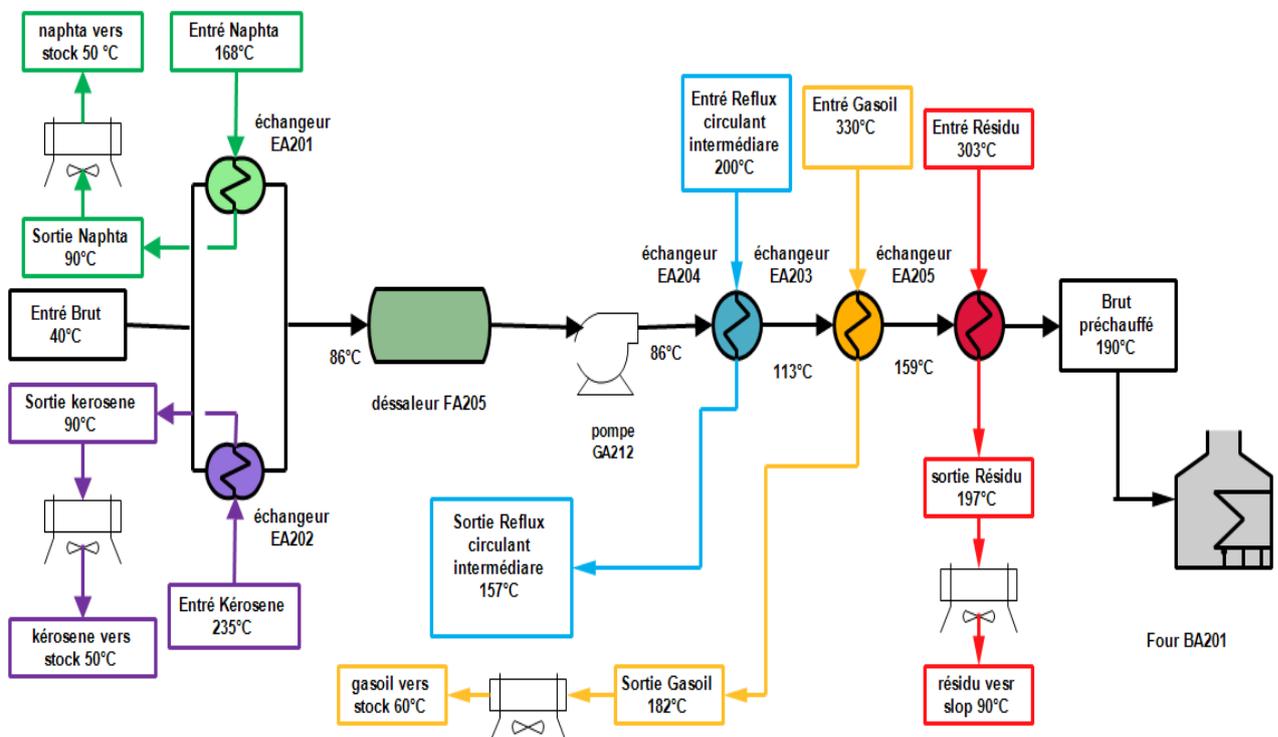


Figure III.2 Circuit actuel de section préchauffage de brut

III.3.2. Proposition d'un nouveau circuit :

L'augmentation de la température entrée four BA201 se fait grâce à l'intégration ou l'insertion d'un nouveau échangeur EA220 dans la section de préchauffage actuelle de brut, le fluide caloporteur choisis est le résidu car il sort avec une grande énergie, cet échangeur localisé en amont de dessaleur FA205 et son rôle consiste à assurer l'échange thermique entre le brut et le résidu qui vient de la sortie de l'échangeur EA205, afin d'augmenter la température entrée four BA201. Voir Figure III.3.

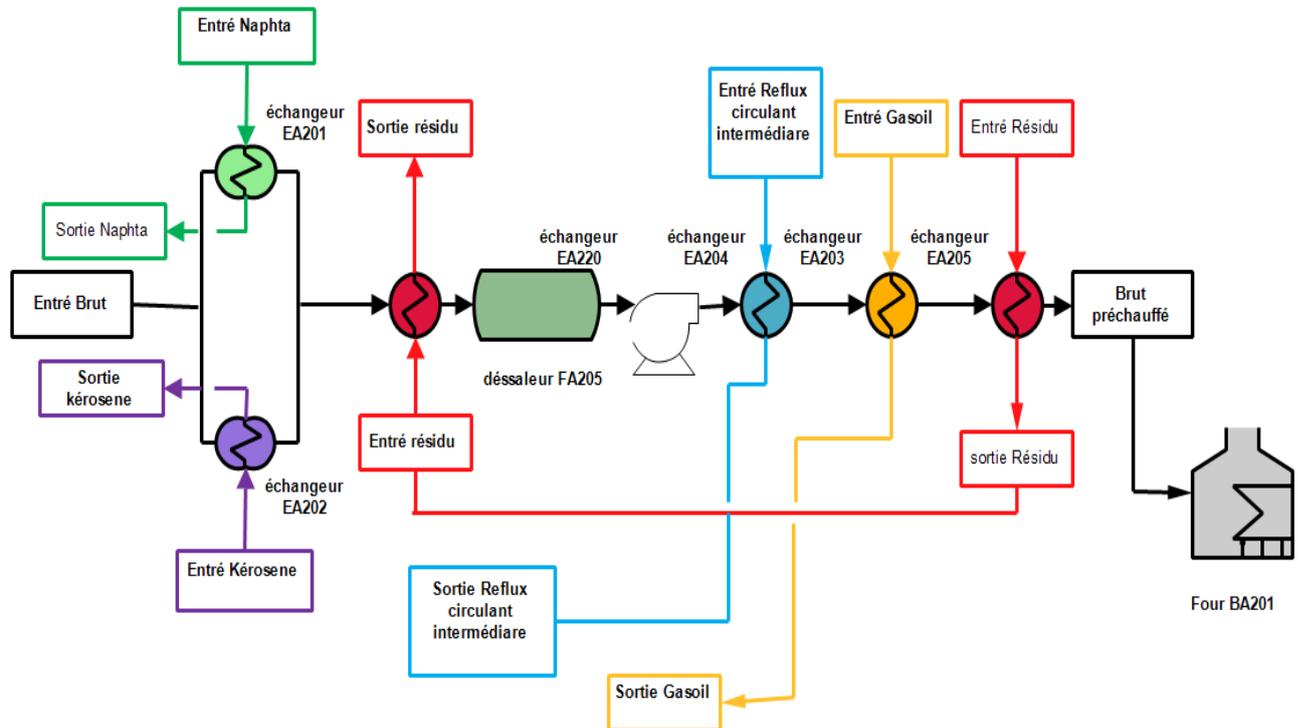


Figure III.3. Nouveau circuit de section préchauffe de brut proposé

III.4. Simulation de nouveau circuit par ASPEN HYSYS 7.3 :

Cette partie consiste à simuler le nouveau circuit proposé de train d'échange pour le but de résoudre le schéma de procédé et consulter les résultats de l'intégration de l'échangeur EA220 dans le circuit. En employant sur un logiciel de simulation le plus connu dans le domaine d'engineering, qui est ASPEN HYSYS 7.3.

III.4.1. Choix et validation du modèle thermodynamique :

Les propriétés thermiques et physiques sont estimées en choisissant le modèle thermodynamique Peng-Robinson car il est le model le plus convenable pour la simulation des procédés pétrolières. En appliquant ce model sur les paramètres de marche de design afin d'obtenir des résultats avec faible écart relatif.

III.4.2. Simulation de section de préchauffage de brut cas design :

- **Données de simulation :**

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

Tableau III.5 Données de simulation

	Point d'ébullition moyenne	Densité
Pétrole brut	180	0.8
Résidu	375	0.90
Gasoil	312.5	0.87
Kérosène	205	0.802
Naphta	120	0.744
Reflux circulant	260	0.82

- Paramètres opératoires

Tableau III.6 Paramètre opératoires

Désignation	T°C	Q (kg/h)	P _{eff} bar
Brut entré EA201/EA202	40	133814	13.8
Brut sortie EA201/EA202	108	133814	12
Brut entré BA201	212	133814	7.8
Naphta entré EA201	163	25920	7.6
Kérosène entré EA202	246	27710	6
RCI entré EA204	208	72000	7
Gasoil entré EA203	350	28800	5
Résidu entré EA205	329	34300	6

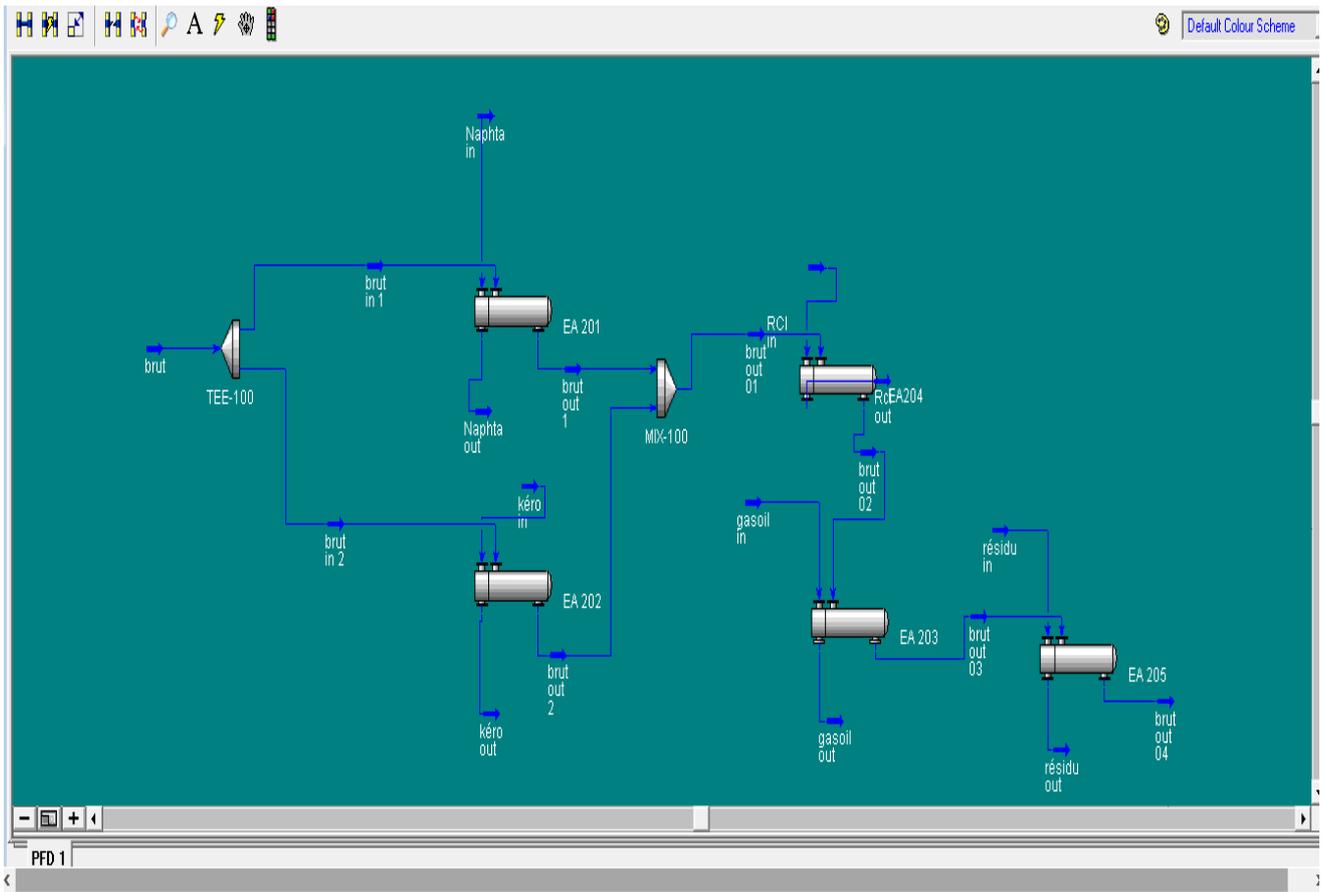


Figure III.4. Simulation par HYSYS de schéma technologique de section de préchauffage de brut

- résultat de simulation:

$$\text{On à : } \textit{Erreur relative \%} = \frac{\textit{valeur simulé} - \textit{valeur réelle}}{\textit{valeur réelle}} \times 100$$

Tableau III.7 Comparaison entre les températures de résultat de simulation et cas design avec l'erreur relative

Les paramètres	Résultat de simulation	Cas de design	Erreur relative %
Température brut sortie EA201/EA202	107.5	108	0,46
Température brut entré four BA201	210	212	0,94
Température naphta sortie EA201	91.2	92	0,87
Température kérosène sortie EA202	122.52	123	0,39
Température résidu sortie EA205	217.59	218	0,19

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

III.4.3. Résultat de l'intégration de nouveau échangeur sur la marche actuel :

Dans cette partie nous allons faire une simulation de nouveau circuit proposé précédemment avec la marche actuel dans le but de consulter les résultats de l'intégration d'échangeur EA220 sur la marche de l'unité topping. Voir figure IV.5

- **Données de simulation :**

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

Tableau III.8. Les propriétés physique-chimiques de pétrole brut et les fractions pétrolières

	Point d'ébullition moyenne	Densité
Pétrole brut	180	0.798
Résidu	375	0.902
Gasoil	312.5	0.835
Kérosène	205	0.780
Naphta	120	0.744
Reflux circulant	260	0.820

Tableau III.9 Paramètres opératoires

Désignation	T°C	Q (kg/h)	P _{eff} bar
Brut sortie EA201/EA202	75	135800	15,8
RCI entré EA204	220	73800	10
Gasoil enté EA203	330	38410	7,8
Résidu entré EA205	303	29570	7,6

• Résultats de simulation :

Tableau III.10 Les résultats des températures d'entrée et sortie des échangeurs

Les paramètres		Coté tube	Coté calandre
Échangeur EA220	Fluide	Résidu	Brut
	Température entré	202	85
	Température sortie	87,15	110
Échangeur EA204	Fluide	RCI	Brut
	Température entré	200	110
	Température sortie	157	135,9
Échangeur EA203	Fluide	Gasoil	Brut
	Température entré	330	135,9
	Température sortie	185	185,6
Échangeur EA205	Fluide	Résidu	Brut
	Température entré	303	185,6
	Température sortie	202	207,5

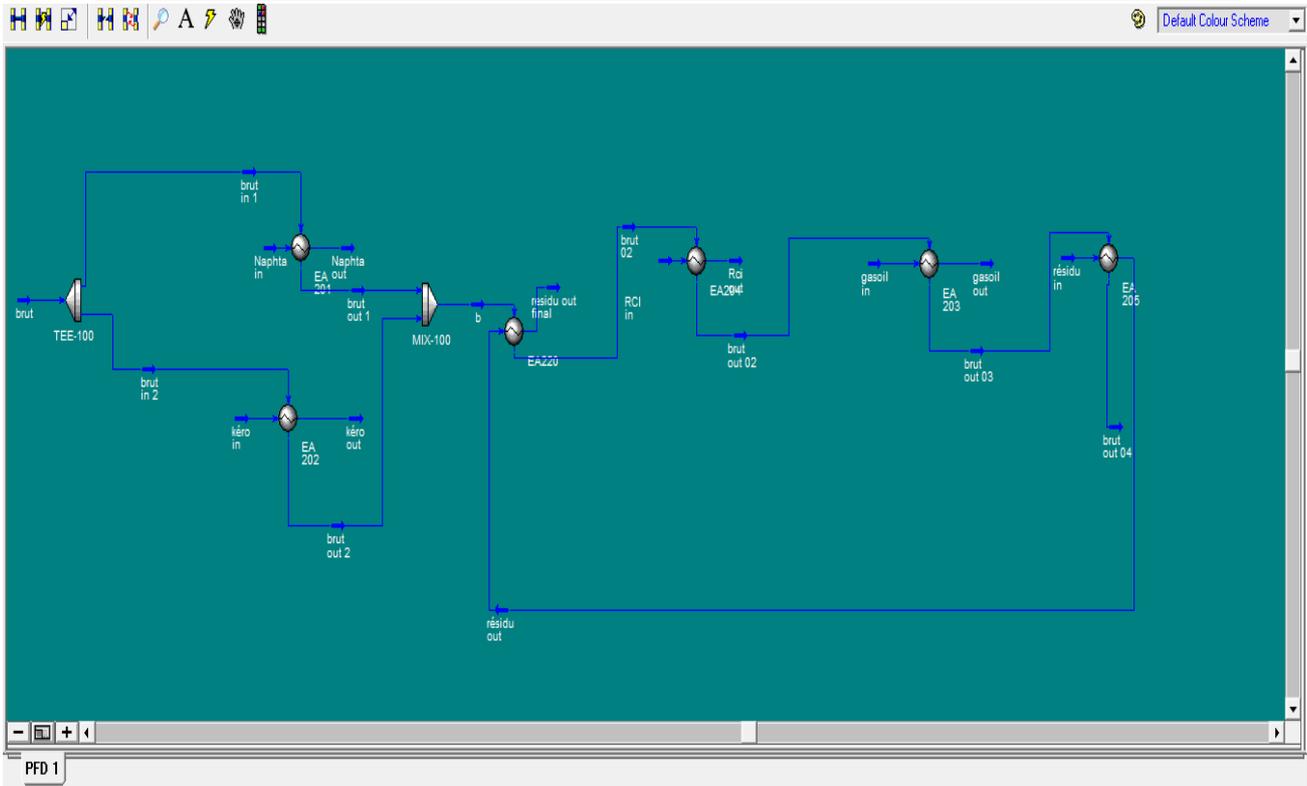


Figure III.5 Simulation de nouveau circuit de train de préchauffage proposé

- **Interprétation des résultats :**
- L'intégration de nouvel échangeur EA220 nous a permis de maximiser la récupération de chaleur pour le préchauffage de brut entré dessaleur de 86°C jusqu'à 110°C et
- augmenter la température de 190°C jusqu'à 207.5 °C, donc soulager le fonctionnement de Four BA201 et diminuer la consommation de fuel gaz.
- Le fluide caloporteur (résidu) sort de l'échangeur EA220 à 87.15 °C, cette température est voisine de sa température de refroidissement 90 °C, donc nous permet de minimiser la consommation électrique par la mise en arrêt de l'aéro-réfrigérant EC218.

III.5. Calcule du gain énergétique

Dans cette partie nous allons recalculer le bilan thermique avec la nouvelle température de préchauffe pour estimer le gain en énergie qui se traduit par une diminution de la consommation du fuel gaz.

Et finalement on va estimer le gain en énergie qui se traduit par la mise en arrêt de l'aéro-réfrigérant EC218.

III.5.1. Bilan thermique de four BA201 cas nouvel circuit:

Pour $T_e = 207.5$

$Kuop = 12, F = 1$

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

$H_e = 117,5 \text{ kcal/kg} = 491,62 \text{ kJ/kg}$

- **Calcul de la quantité de chaleur**

$q_e = 491,62 \times 30,694 = 15089,78 \text{ kW}$

- **Quantité de chaleur à la sortie du four à 340°C :**

$q_s = 31511,53 \text{ KW}$

- **Calcul de la quantité de chaleur absorbée par le four**

$Q_{abs} = 31511,53 - 15089,78 = 16421,75 \text{ KW}$

- **Gain énergétique = (q_{abs} à 190°C – q_{abs} à 207.5)**

Gain énergétique = (17375,267 – 16421,75) = 953,52 KW = 819879.62Kcal/h

III.5.2. Gain énergétique par la mise en arrêt de l'aéro-réfrigérant EC218 :

L'énergie nécessaire pour refroidir le résidu de 200°C jusqu'à 85°C est estimé par le simulateur ASPEN HYSYS, voir **Figure IV.6**

Le résultat de simulation de l'aéro-réfrigérant EC218 montre qu'on consomme:

$9,271 \times 10^6 \text{ kJ/h} = 2575 \text{ kW}$ pour refroidir le résidu, et donc par la mise en arrêt de cet aéro-réfrigérant nous allons gagner cette énergie.

Le gain d'énergie total :

Gain en diminution de consommation de fuel gaz + gain en mise à l'arrêt de l'aéro-réfrigérant EC218 = $953,52 + 2\,575,278 = 3\,528,798 \text{ KW} = 3\,034\,220,12 \text{ kW}$.

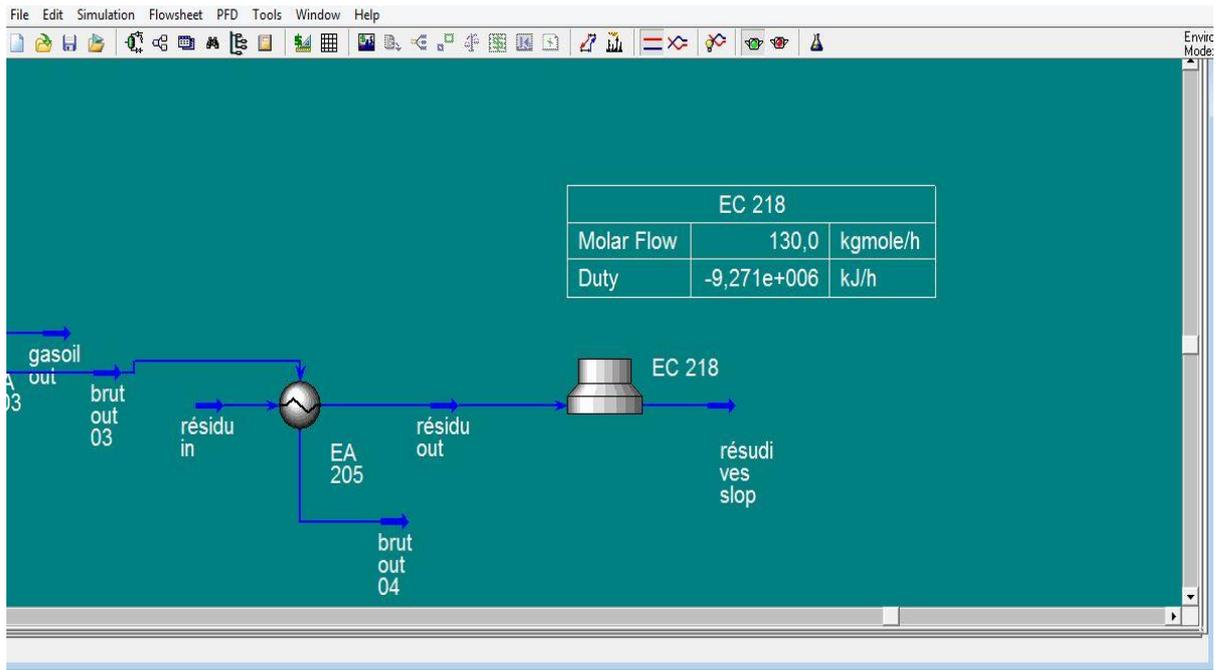


Figure III.6 Simulation de l'aéro-réfrigérant EC218 par ASPEN HYSYS

III.6. Étude de dimensionnement de l'échangeur EA220:

Pour le but de dimensionner l'échangeur EA220, les calculs nécessaires seront effectués en appliquant la Méthode de KERN.

Données nécessaires pour le calcul :

- **Coté tube:**

- Nature de fluide **résidu**.
- Débit massique = **2 9570 kg/h**.
- Température d'entrée = **202 °C**.
- Température de sortie = **87,5 °C**.
- Chaleur spécifique à température moyenne = **0,56 kcal/kg °C**.
- Masse volumique à température moyenne = **800 kg/m³**.
- Viscosité dynamique = **0,7 cP**.
- Conductivité thermique = **0,104 Kcal/h.m².°C**.

- **Coté calandre:**

- Nature de fluide **Pétrole brut**.
- Débit massique = **135800 kg/h**.
- Température d'entrée = **85 °C**.
- Température de sortie = **110 °C**.

- Chaleur spécifique à température moyenne = **0,55 kcal/kg °C**.
- Masse volumique à température moyenne = **730 kg/m³**.
- Viscosité dynamique = **0,48 cP**.
- Conductivité thermique = **0,013 Kcal/h.m².°C**.

Le calcul de dimensionnement constructif de l'échangeur de chaleur est passé par la détermination de la surface d'échange ; le tableau III.11, résume les résultats obtenus:

Tableau III.11 Les résultats obtenus à partir les données précédents pour continuer le dimensionnement de l'échangeur

Paramètre	Résultat de calcul
Quantité de chaleur (Q)	2,13. 10⁶ Kcal/h
ΔTLM	23,94 °C
F	0.8
$\Delta TLM_{\text{corrigée}}$	19,152 °C
Coefficient de transfert sale U_s	300 Kcal/h m² °C
Nombre de passe coté calandre	1
Nombre de passe coté tube	4
La surface d'échange	370,7 m²

D'après le calcul de la surface d'échange, on peut déterminer les dimensions constructives de l'échangeur à placer. Les résultats de calcul sont illustrés dans le tableau suivant :

Tableau III.12. Les paramètres d'échangeur EA220

Paramètre		
Type d'échangeur	BES	
Nombre de tube	1128	
Nombre de chicane	8	
Longueur des tubes (mm)	4870	
Pas entre tubes (mm)	23,8	
Disposition des tubes	Triangulaire (30°)	
Diamètre extérieur (mm)	Tube	Calandre
	19,05	838.8
Nombre de passes	4	1
Longueur entre chicanes (mm)	500	
Surface d'échange (m ²)	370.7	
Type de matériaux	Acier au carbone	

Conclusion

La récupération de la chaleur est devenue la préoccupation de l'Algérie à cause de l'évolution de la demande du marché en produit et le chute de pétrole durant ces derniers années depuis 2014.

Pour produire un produit fini nous sommes dans l'obligation de fournir le maximum de procédé avec un prix de revient faible suite à l'économie de l'énergie à travers ces procédés, dont notre étude qui vise à réduire le maximum du coût par l'intégration ou l'insertion d'un nouveau échangeur appelé EA-220 qui a les caractéristiques suivantes :

- ✚ Température de pétrole brut in : 85 °C
- ✚ Température de sortie brut out : 110 °C

Pour le pétrole brut arrive à l'entrée du four BA-201 via EA-205 à 207.5 °C

L'échangeur EA-220 se caractérise par :

- ✓ Echangeur de type BES
- ✓ Nombre de tube : 1128
- ✓ Longueur d'un tube : 4870 mm
- ✓ Surface d'échange globale 370.7 m²

Donc on peut dire que l'insertion d'un nouveau échangeur dans le circuit actuel de préchauffage va nous permettre

- Augmenter la température entrée four BA201 de 190°C à 207.5 °C.
- Soulager le fonctionnement de four avec une réduction de consommation en fuel gaz dans ce dernier.
- Minimiser la consommation en énergie électrique par la mise en arrêt de l'aéro-réfrigérant EC218.
- Un gain en énergie total estimé à : **3 528,798 KW**.

En fin on peut conclure que ce travail rentre dans le cadre de l'objectif actuel de Sonatrach qui est la réduction des coûts à travers la minimisation de la consommation d'énergie dans les procédés de production des produits finis.

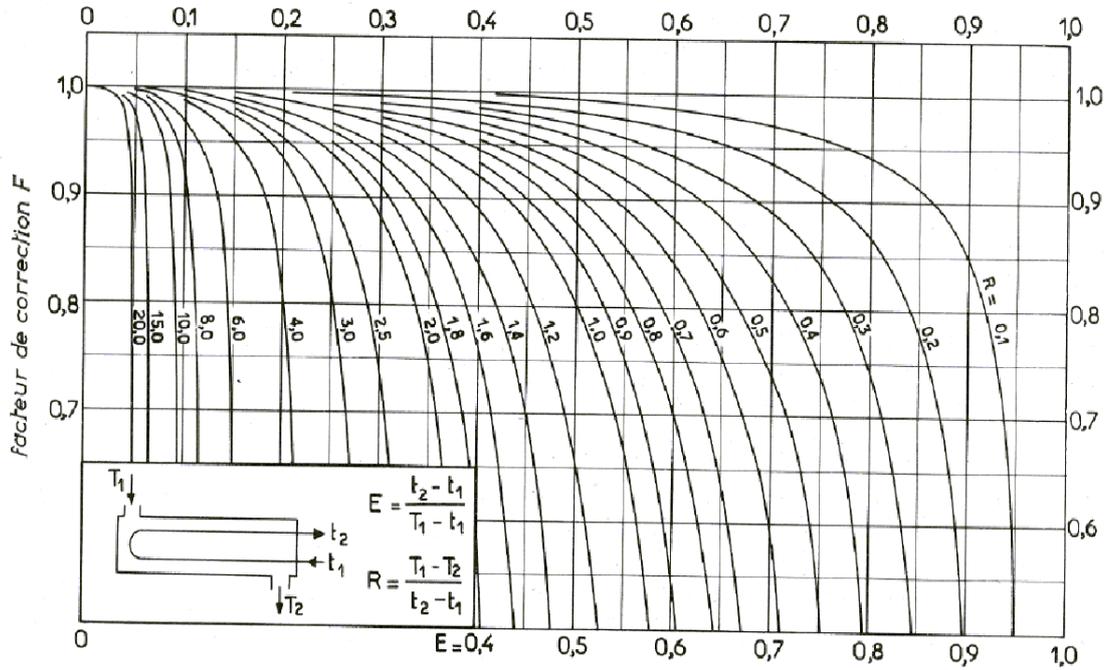
Conclusion

Ce travail m'a permis d'avoir une vision détaillé de dimensionnement des échangeurs à travers des outils de simulation tel que le simulateur ASPEN HYSYS et de mettre en évidence la méthode de Kern pour le dimensionnement des échangeurs faisceaux et calandres.

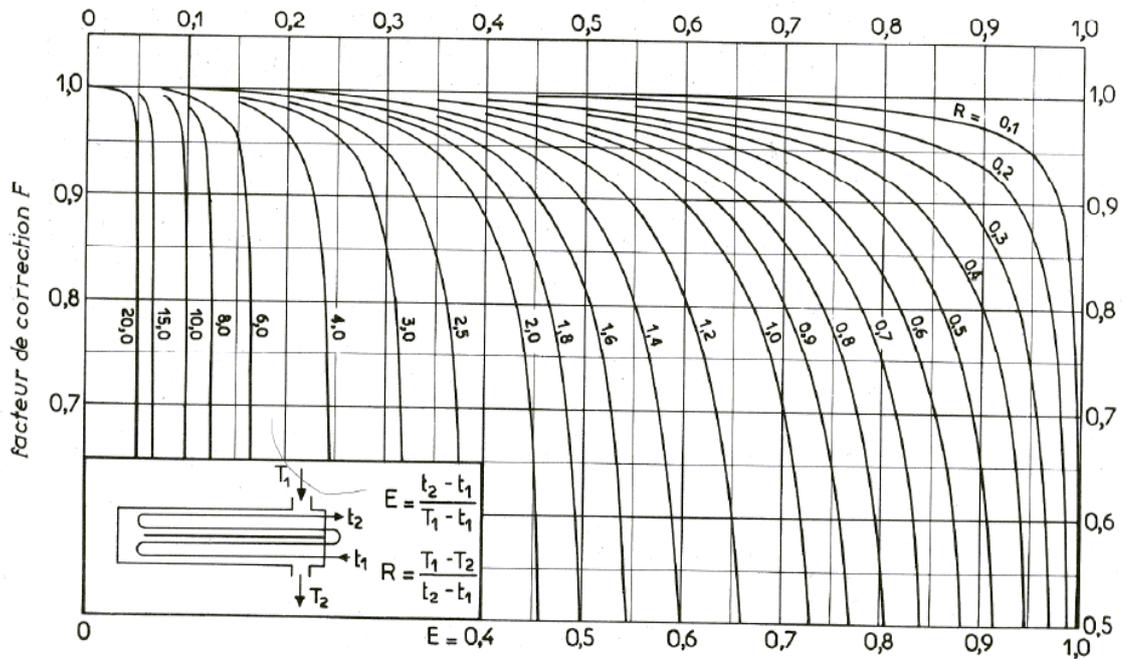
Annexe

Annexe 1: Les abaques

Figure 1.1. Abaque a et b : Détermination de facteur de correction a partir de R et E [3]



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



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

Figure 1.2. Détermination des températures caloriques. [4]

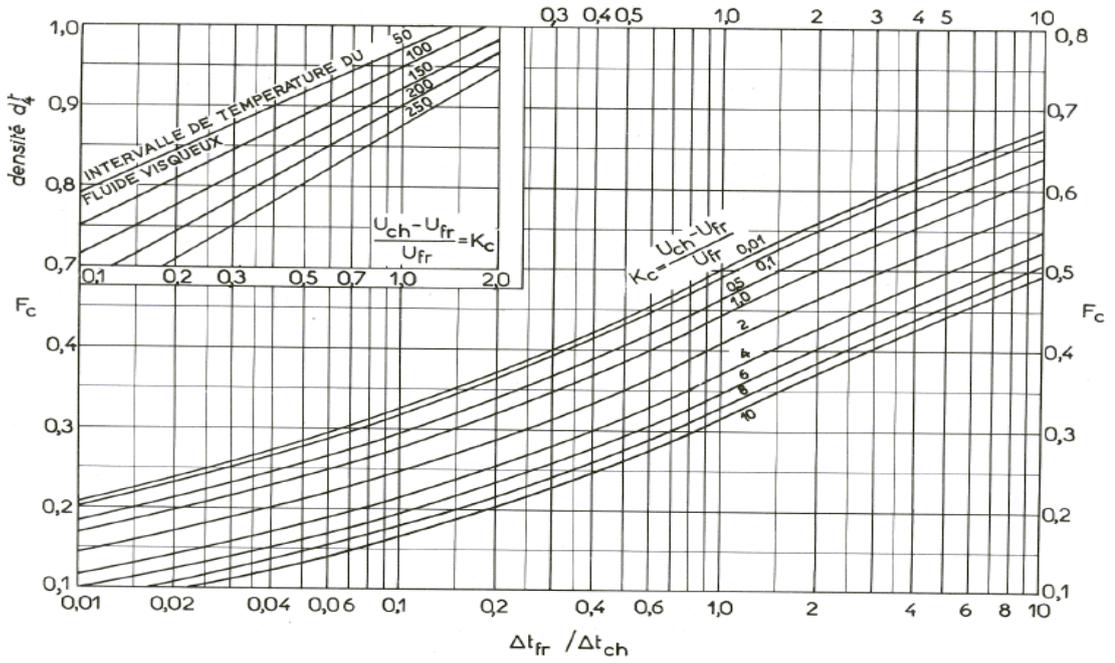


Figure 1.3. Variation de la densité des hydrocarbures ou fraction paraffiniques à l'état liquide en fonction de la température [4]

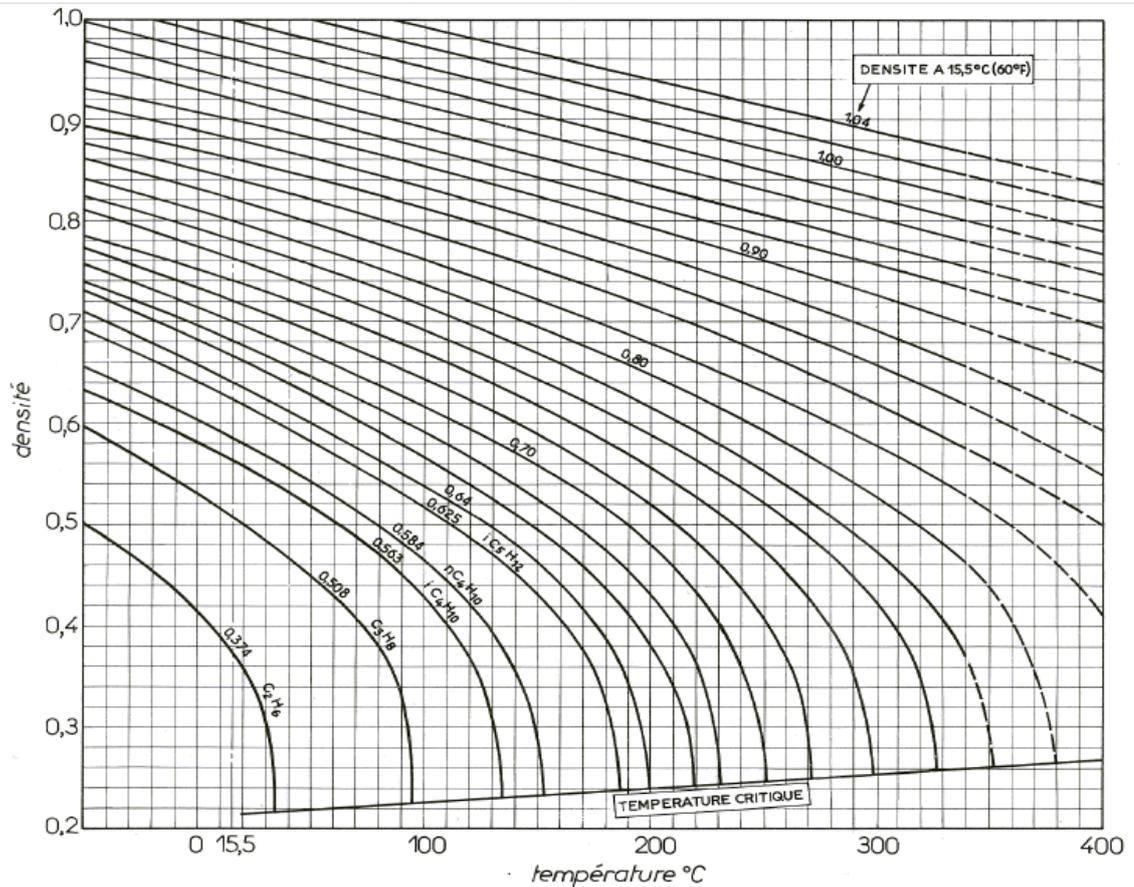


Figure 1.4. Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolière [4]

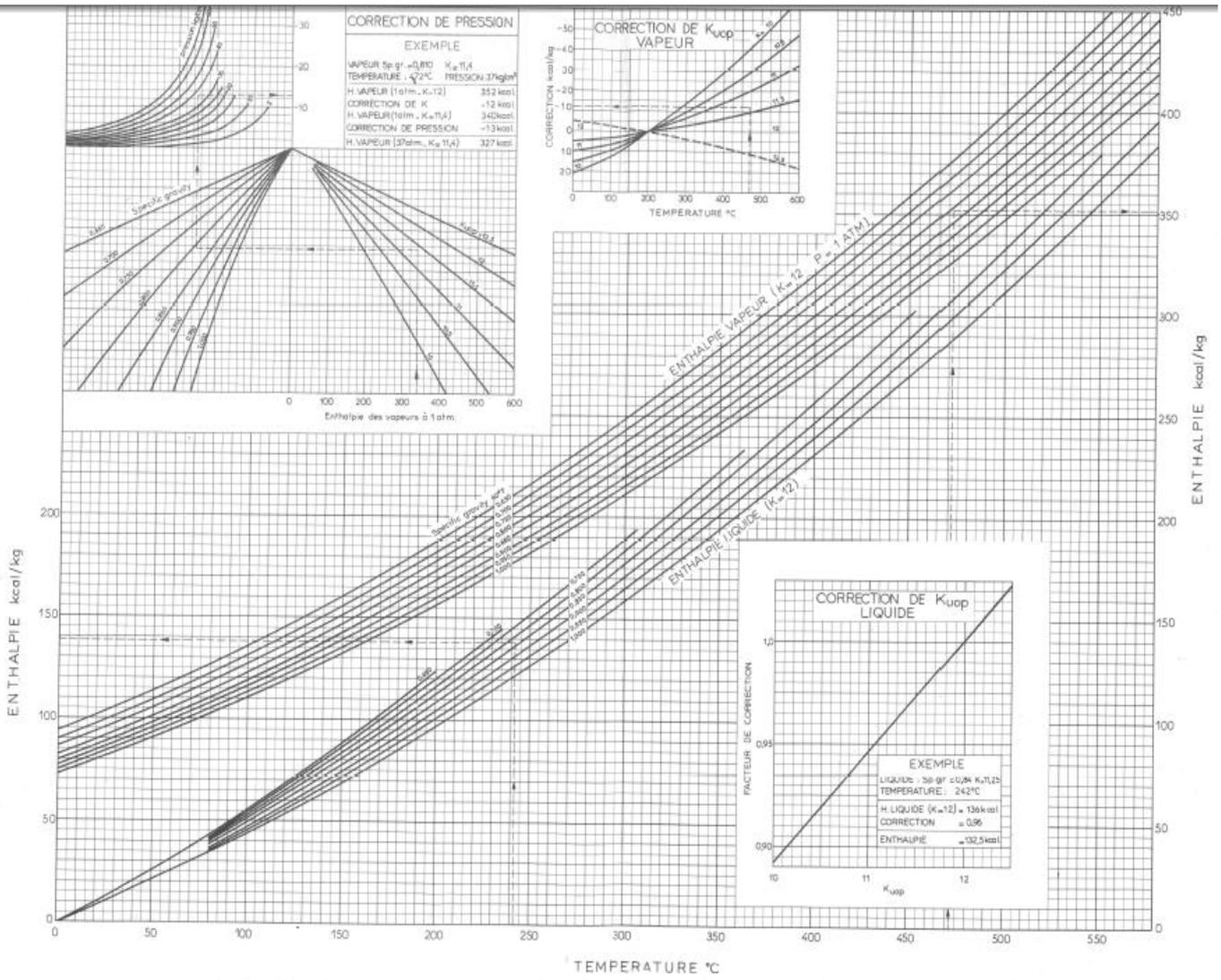


Figure 1.5. Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétroliers liquides [4]

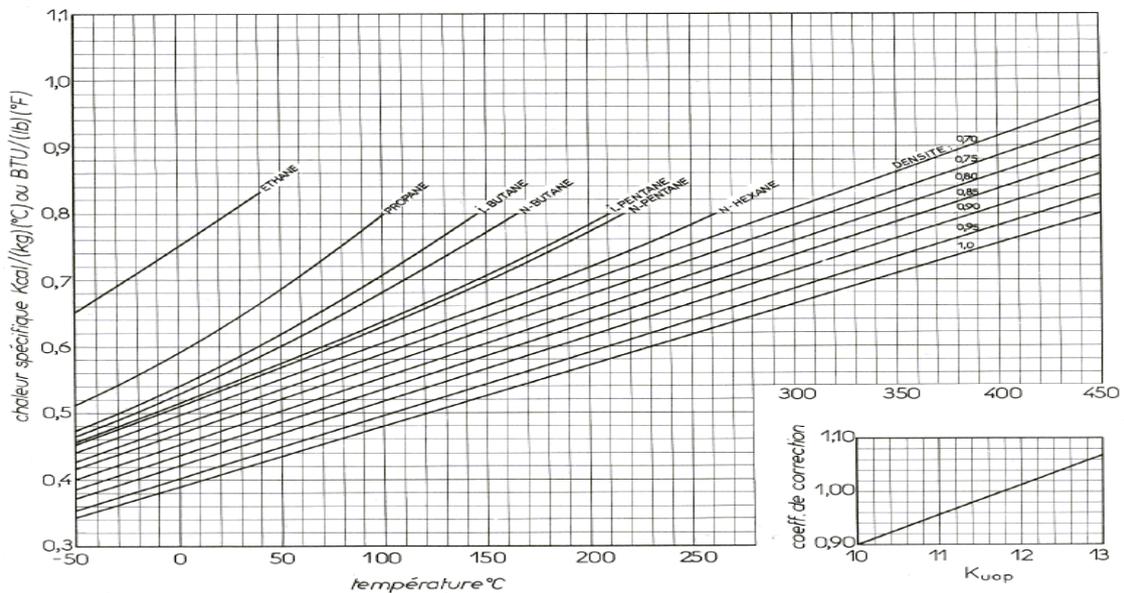


Figure 1.6. Coefficient de transfert et coefficient de fraction en fonction de nombre Reynolds modifié à l'extérieur des tubes. [3]

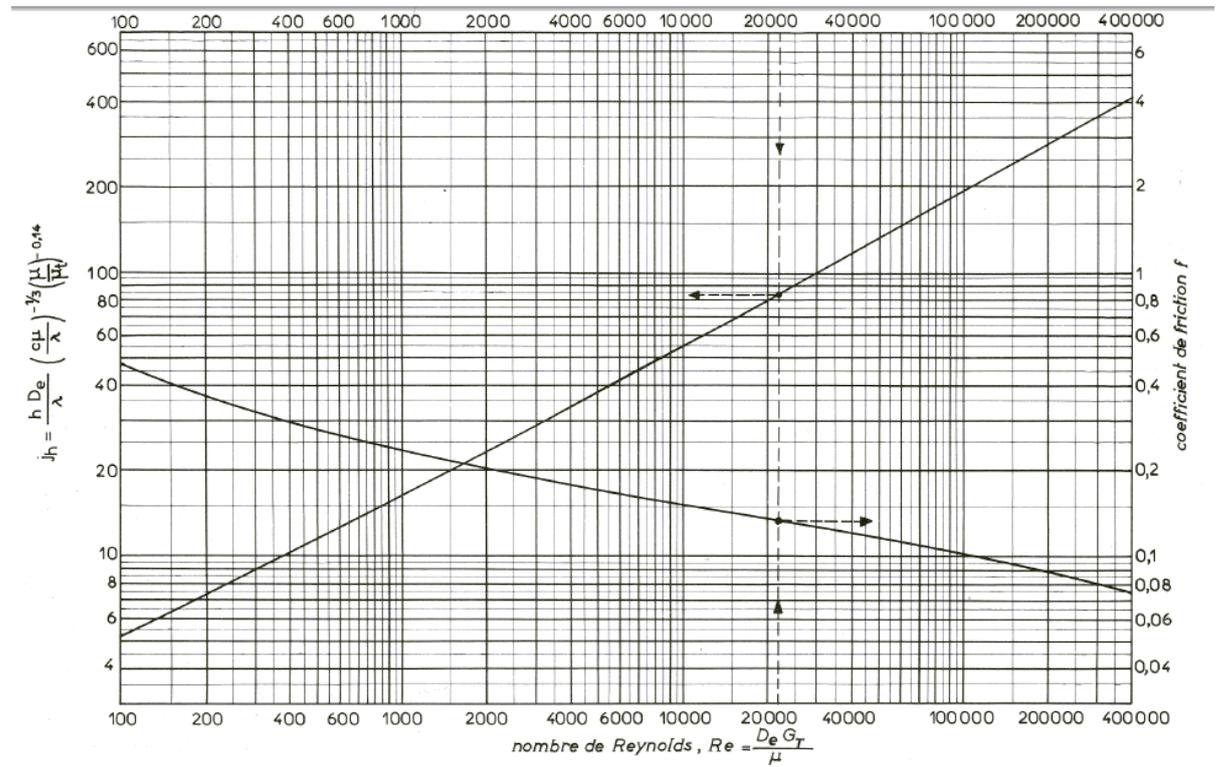


Figure 1.7. Coefficient de transfert et coefficient de fraction en fonction de nombre Reynolds modifié à l'intérieur des tubes. [3]

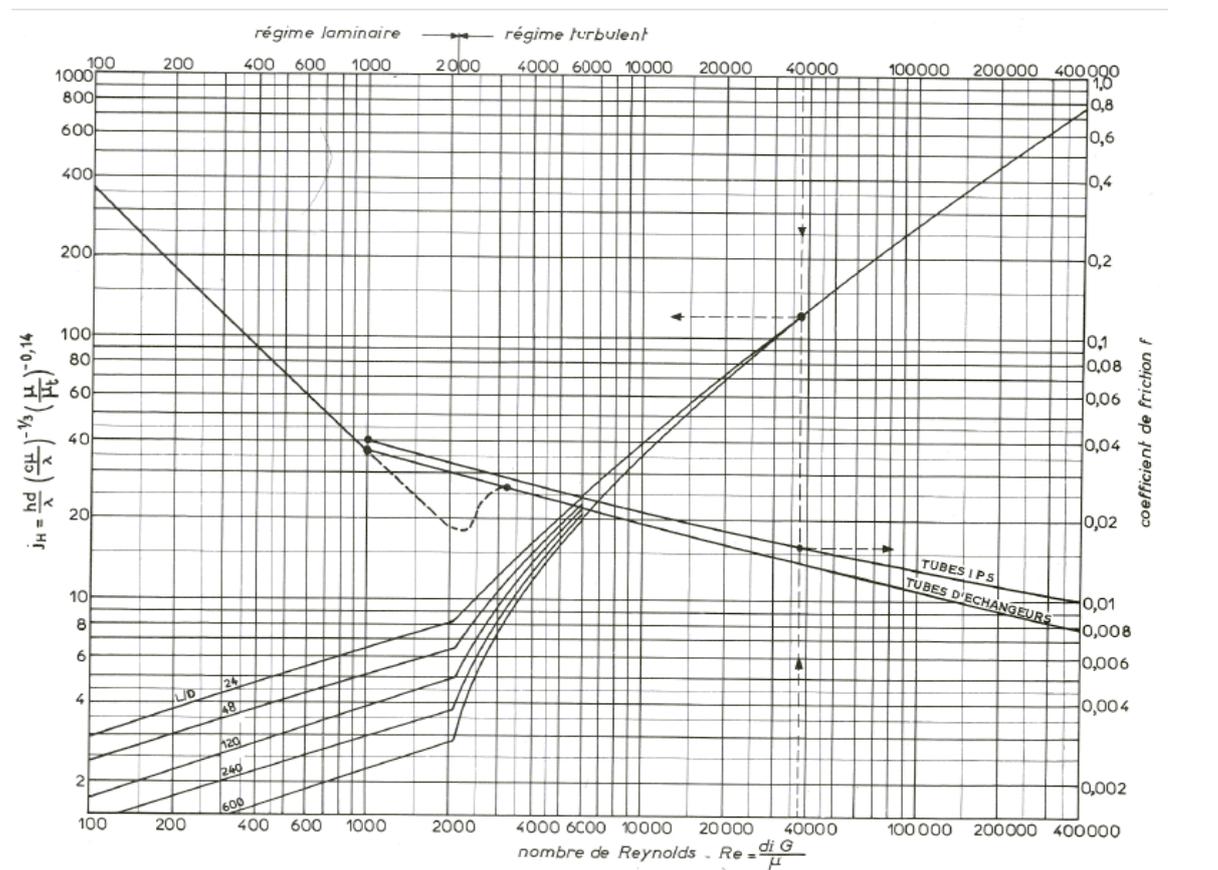
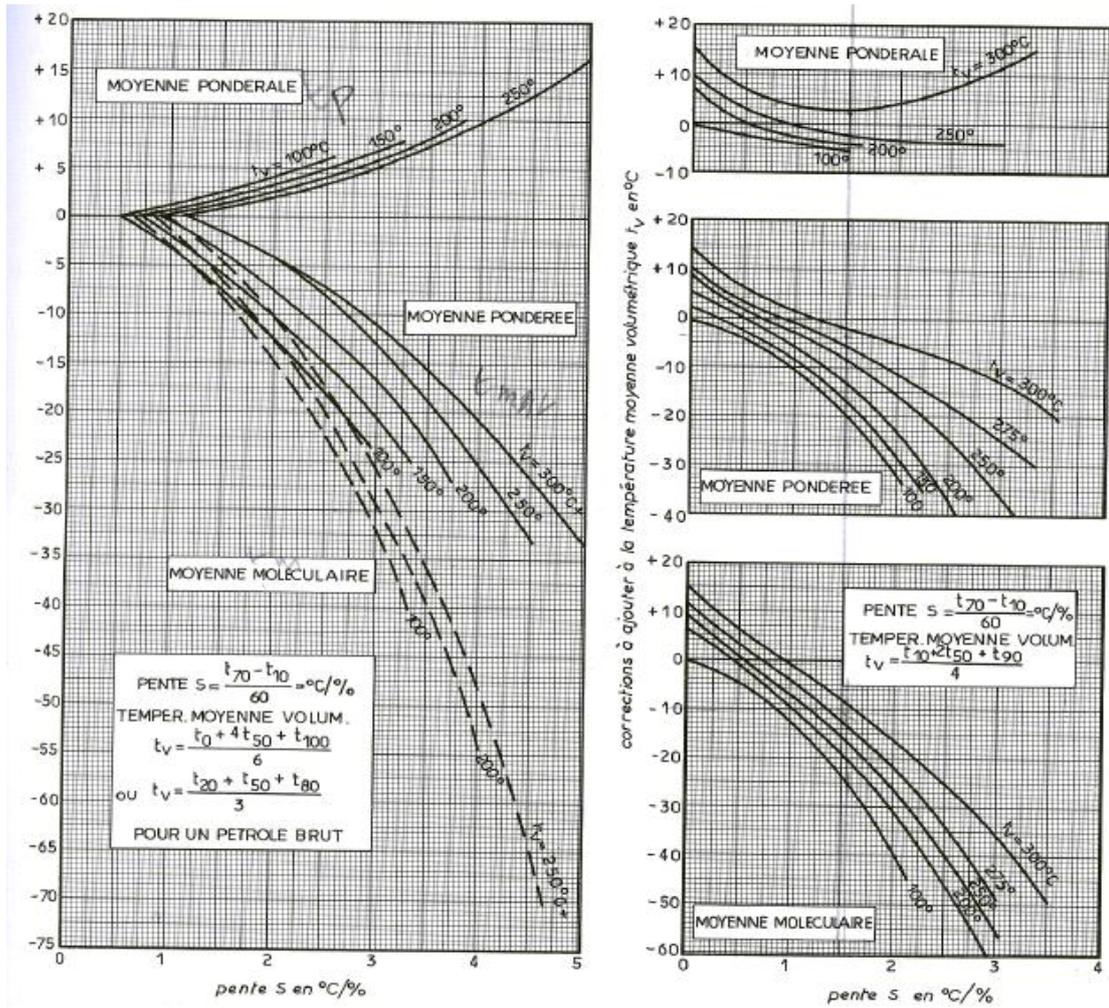


Figure 1.8. Détermination de la température moyenne d'ébullition [4]



Annexe 2: les tableaux**Tableau 1:** pouvoir calorifique inferieur de les constituant de fuel-gaz

Constituent de fuel-gaz	Pouvoir calorifique (Kcal/Nm ³)
Méthane	8714
Ethane	15272
Propane	21655
i-Butane	27641
n-Butane	27725
i-Pentane	32163
n-Pentane	32242
Hexane	34551

Tableau 2: Distillation ASTM de Brut entrée de RHM2 (design) [8]

PI	5%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	PF
33	58	78	111	130	169	211	254	294	331	347	371

Tableau 3: Coefficients de transfert sale U_s [3]

Echangeur		U _s
Fluide chaud	Fluide froid	Kcal/h.m ² .°C
Eau	Eau	1250-2500
Solution aqueuses	Solution aqueuses	1250-2500
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	200-370
Hydrocarbures moyens	Hydrocarbures moyens	100-300
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures lourds	50-200
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150-300
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50-200

Tableau 4: Résistances d'encrassement [3]

PRODUITS PÉTROLIERS			
DISTILLATIONS ATMOSPHÉRIQUES ET SOUS VIDE		TRAITEMENT DES HUILES	
Essences et kérosène	2	Huile + solvant	4
Gasol léger	4	Raffinat	2
Gasol lourd	6	Extrait	5
Résidu atmosphérique	6-8	Solvants (furfurol, MEK, propane)	2
Résidu sous vide	10	Huile raffinée	2
Asphalte	20		
UNITÉS DE CRAQUAGE		FRACTIONNEMENT DES GAZ	
Vapeurs de tête	4	Alimentation et produits de tête	2
Distillat léger	4	Résidus au rebouilleur	4
Distillat lourd	6-10		

Tableau 5: Les équations utilisé dans la méthode de KERN [3]

Paramètre		Équation
Quantité de chaleur Q		$Q = M.Cp(T_1 - T_2) = m.Cp'(t_2 - t_1)$
Température moyenne logarithmique ΔTLM		$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$
Température moyenne corrigée $\Delta TLM_{corrigée}$		$\Delta TLM_{corrigée} = \Delta TLM.F$
Température calorique les deux fluide chaude et froide $T_C . t_c$		$T_C = T_2 + F_C(T_1 - T_2)$ $t_c = t_1 + F_C(t_2 - t_1)$
Surface d'échange globale A		$= \frac{Q}{U_S . \Delta TLM}$
Surface d'échange d'un tube a		$a = \pi . d_e . L$
Coté Faisceau	Section par passe a_t	$a_t = \frac{N_t \pi . d_1^2}{n_t 4}$
	Vitesse massique G_B	$G_B = \frac{m}{a_t}$
	Nombre de Reynolds R_e	$R_e = \frac{d_i G_t}{\mu}$
Coté calandre	Section de la calandre a_{CT}	$a_{CT} = \sqrt{a} . \frac{D_c}{p} (p - d_e) B$
	Vitesse massique G_{CT}	$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}}$
	Diamètre équivalent D_e	$D_e = \frac{4 . p^2}{\pi . d_e} - d_e$
	Nombre de Reynolds R_{eCT}	$R_{eCT} = \frac{D_c . G_{CT}}{\mu'}$
température du tube t_t		$t_t = T_C - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_0}{\phi_C} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_C - t_c)$
coefficient de transfert propre U_P		$U_P = \frac{h_0 . h_{i0}}{h_0 + h_{i0}}$
Coefficient de la résistance d'encrassement R_S		$R_S = \frac{U_P - U_S}{U_P . U_S}$
pertes de charge au niveau des tubes ΔP_t		$\Delta P_t = \frac{n_c . n_t . G_T^2}{1,272 . 10^{15} . d} \left[\frac{f_t . L}{d_i . \phi_t} + 2 \right]$
pertes de charge côte calandre ΔP_C		$\Delta P_C = \frac{n_C . f_{CT} . G_{CT}^2 (N_C + 1) . D_C}{1,271 . 10^{15} . d' D_C . \phi_C}$

Nomenclatures

Chiffre	Définition
RHM2	La nouvelle raffinerie de hassi massaoud
CIS	Complexes Industriels Sud
TEMA	Tubular Exchangers Manufacturer's Association
API	American Petroleum Institute
ASME	American Society of Mecanical Engineers
ASTM	American Society for Testing Matirals
PONA	Teneur en Paraffine, Oléfine, Naphtène et Aromatique
PFD	Process Flwo Diagram
NO	Nombre d'Octane
PPM	Partie Par Million
TVR	Tension de Vapeur Reid
HC	Hydrocarbure
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
RCI	Reflux Circulant Intermédiaire
PH	Potentiel hydrogène
TBP	True Boling Point
PRC	Pression Régulateur et Contrôle
TRC	Température Régulateur et Contrôle
FRC	Débit Régulateur et Contrôle
LRC	Niveau Régulateur et Contrôle
<i>Kuop</i>	Facteur of Universal Oil Product
<i>P</i>	Efficacité thermique

Indices

Symbole	Unité	Définition
Q	Kg/h	Débit massique
t ₁	°C	Température d'entrée fluide froide
t ₂	°C	Température de sortie fluide froide
T ₁	°C	Température d'entrée fluide chaude
T ₂	°C	Température de sortie fluide chaude
T _v	°C	Température volumétrique
T _c	°C	Température calorique
He	kJ/kg	L'enthalpie d'entrée
Q	kW	Quantité de chaleur
X	/	Taux de vaporisation
X _i	/	Concentration des constituants de fuel gaz
R	/	Ratio de température
E	/	L'efficacité thermique d'un échangeur
A	m ²	Surface d'échange globale
μ	Centpoise	Viscosité
CPI	Kcal/Kg.°C	Capacité calorifique inferieur
P	Kg/m ³	Masse volumique
L	M	Langueur
ΔTLM	°C	Température moyenne logarithmique
F _c	/	Facteur de correction
A	m ²	Surface d'échange d'un tube
U _s	Kcal/h.m ² °C	Coefficient de transfert sale
U _p	Kcal/h.m ² °C	Coefficient de transfert propre
G	Kg/m ² .s	Vitesse massique
De	M	Diamètre équivalent
P	bars	Pression
d _i	M	Diamètre intérieur des tubes

Nomenclature et indices

Symbole	Unité	Définition
Nt	/	Nombre des tubes
Dc	M	Diamètre de calandre
Q	Kcal/h	Quantité de chaleur échangée
Δ PT	Kg/cm ²	Perte de charge coté tube
Δ PC	Kg/cm ²	Perte de charge coté calandre
Rs	h.m ² .°C/Kcal	Résistance d'encrassement
U	Kcal/h.m ² .°C	Coefficient de transfert de chaleur
Npc	/	Nombre de passe coté calandre
Npt	/	Nombre de passe coté tube
d _e	m	Diamètre extérieur des tubes

Référence bibliographique

- [1]** : présentation de la nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud, RHM2.
- [2]** : Manuelle opératoire de l'unité de distillation atmosphérique Topping U200.
- [3]** : P.Wuithier- Le Raffinage et génie chimique, Tome II- 2^{ème} Edition- Edition TECHIP-Paris –France- 1972.
- [4]** : P.Wuithier- Le Raffinage et génie chimique, Tome I- 2^{ème} Edition- Edition TECHIP-Paris –France- 1972.
- [5]** : P.Trambouze- Le raffinage de pétrole, Matériel et Equipment, Tome IV- Edition TECHIP-Paris –France- 1999.
- [6]** : M.Bennejah, N.Chaouni- Echangeur de Chaleur, Technologie, calcule et design- Edition TECHIP-Paris –France- 2014.
- [7]** : Article sur le site internet : www.techniques-ingenieurs.fr .le 23/03/2017.
- [8]** : Cahier de charge de l'unité de HASSI-MESSAOUD RHM2.
- [9]** : Michael E. Hanyak, Chemical process Simulation and the Aspen Hysys Software, Chemical Engineering Department, Bucknell University-Lewisburg, 2012.
- [10]** : C.BOUGRIOU, Calcul et technologie des échangeurs de chaleurs, cours de technologie et calcul des échangeurs de chaleur, institut mécanique, Université de Batna.