

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BOUMRAR Nawel

Et

MOULAY LAKHDAR Ghofrane

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés : Raffinage

**Etude d'amélioration des performances de l'échangeur
100-E-115A/B (RA2K) afin d'assurer un meilleur
refroidissement de naphta**

Devant le jury :

Mme. BEDDA Kahina

MCA

Présidente

Mr. HADJARAB Djamel

MAA

Examineur

Mme. HAMMADOU Souad

MCA

Encadrante

Année Universitaire : 2023/2024

Résumé

Le présent travail se concentre sur les défis persistants dans l'industrie du raffinage, notamment la détérioration des tubes du couple d'échangeurs 100-E-115 A/B au sein de l'unité 100 de la raffinerie de Condensat (RA2K). Notre objectif est d'évaluer l'impact de cette détérioration sur les performances thermiques des échangeurs et de formuler des recommandations pour y remédier. Après une analyse minutieuse, nous avons constaté une corrélation directe entre la détérioration des tubes et la baisse de l'efficacité des échangeurs. Les résultats mettent en évidence la nécessité de remplacer les tubes actuels par un matériau plus résistant à la dégradation, tel que le CuZn30, pour optimiser les performances et prolonger la durée de vie des échangeurs. En conclusion, il est impératif d'agir rapidement pour prévenir la détérioration des tubes et maintenir des performances optimales. Les recommandations issues de cette étude offrent des solutions tangibles pour surmonter ces défis persistants, garantissant ainsi une exploitation efficace et sécurisée des installations industrielles.

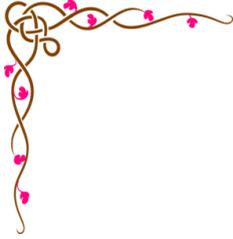
Abstract

This work focuses on the persistent challenges in the refining industry, particularly the deterioration of the tubes of the 100-E-115 A/B exchanger pair within Unit 100 of the Condensate Refinery (RA2K). Our objective is to evaluate the impact of this deterioration on the thermal performance of the exchangers and to formulate recommendations to address it. Upon careful analysis, we found a direct correlation between tube deterioration and a decrease in exchanger efficiency. Our results highlight the need to replace the current tubes with a material more resistant to degradation, such as CuZn30, to optimize performance and extend the life of the exchangers. In conclusion, it is imperative to act swiftly to prevent tube deterioration and maintain optimal performance. The recommendations from this study provide tangible solutions to overcome these persistent challenges, ensuring efficient and safe operation of industrial facilities.

المخلص

يركز هذا العمل على التحديات المستمرة في صناعة التكرير، وخاصة تدهور أنابيب زوج المبادل 100-E-115 A/B في وحدة 100 من مصفاة المكثفات (RA2K) هدفنا هو تقييم تأثير هذا التدهور على الأداء الحراري للمبادلات وصياغة التوصيات للتعامل معه. اكتشفنا بعد تحليل دقيق علاقة مباشرة بين تدهور الأنابيب وانخفاض كفاءة المبادلات. تسلط

نتائجنا الضوء على ضرورة استبدال الأنابيب الحالية بمادة أكثر مقاومة للتدهور، مثل CuZn30، لتحسين الأداء وتمديد عمر المبادلات. في الختام من الضروري التحرك بسرعة لمنع تدهور الأنابيب والحفاظ على الأداء الأمثل. التوصيات من هذه الدراسة توفر حلولاً ملموسة للتغلب على تلك التحديات المستمرة، مما يضمن تشغيلاً فعالاً وأماناً للمرافق الصناعية.



Remerciements

Avant tout, nous remercions le bon Dieu qui nous a donné la santé, le courage et la volonté pour réaliser notre mémoire.

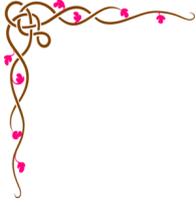
Nous tenons à remercier notre directrice de mémoire Mme. **HAMMADOU** Souad, pour son aide, ses judicieux conseils et sa disponibilité, qui ont contribué à alimenter notre réflexion.

Nous remercions également les membres du Jury pour avoir accepté d'évaluer notre travail. C'est un immense plaisir de pouvoir soumettre à votre aimable appréciation ce modeste travail.

Nos reconnaissances vont aussi à tous les responsables des différents services de complexe **RA2K**, pour leur accueil et les différentes réponses fournies, mais aussi à toutes les personnes que nous avons rencontrées lors de notre enquête et qui ont pris le temps de répondre à nos questions.

Nous n'oublions sans doute pas les membres de nos familles, ce travail vous est évidemment dédié. Nous tenons à présenter notre profonde gratitude à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à mener à terme ce modeste travail.





Dédicaces

À ma chère mère,

Ta présence bienveillante et tes encouragements ont été une source de force et de détermination pour moi. Ce mémoire est le fruit de tes sacrifices et de ton amour infini. Je te dédie ce travail avec tout mon respect et ma gratitude.

À mon père,

Ta sagesse et ton soutien inconditionnel ont été mes guides tout au long de ce parcours. Je te remercie du fond du cœur pour ta patience et ta bienveillance. Que ce mémoire soit une humble expression de ma reconnaissance envers toi.

À ma sœur Mélissa,

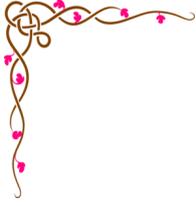
Ton soutien constant et tes encouragements m'ont inspiré à donner le meilleur de moi-même. Je tu suis reconnaissant pour ta présence à mes côtés. Que ce mémoire soit également une marque de mon affection envers toi.

Je souhaite exprimer ma gratitude aux enseignants et au personnel de la faculté des hydrocarbures et de la chimie pour leur guidance et leur soutien précieux tout au long de cette formation. Leurs conseils avisés ont été d'une aide inestimable dans la réalisation de ce mémoire.

Enfin, je tiens à remercier chaleureusement toutes les personnes ayant contribué de près ou de loin à mon parcours académique. Votre soutien et vos encouragements ont été d'une valeur inestimable. Merci du fond du cœur.

Naewel





Dédicaces

À ma chère mère,

Quoi que je fasse ou que je dise. Je ne saurai point vous remercier comme il se doit. Votre affection me couvre, votre bienveillance me guide ; votre présence à mes côtés et vos encouragements ont toujours été ma source de force pour affronter les différents obstacles. Que ce modeste travail soit l'exaucement de vos vœux tant formulés, le fruit de vos innombrables sacrifices. Puisse Dieu, le Très-Haut vous accorder santé bonheur et longue vie.

À mon cher père,

Vous avez pu créer le climat propice à la poursuite de mes études. Votre sagesse et votre soutien inconditionnel ont été mes phares tout au long de ce parcours. Je vous exprime de profonds remerciements du fond du cœur pour votre patience et votre bienveillance. Puisse ce mémoire servir d'humble témoignage de ma gratitude à votre égard. On prie le bon Dieu de vous bénir, de veiller sur vous, en espérant que vous serez toujours fiers de moi.

À mon cher frère Abdelmounaim et ma sœur Maria,

Votre présence à mes côtés a été une source constante d'inspiration ; votre soutien et votre motivation indéfectibles m'ont poussé à viser l'excellence. Je vous remercie d'être à mes côtés, et ce mémoire est un gage de mon amour pour chacun de vous.

À ma famille ; mes proches et à ceux qui me donnent de l'amour et de la vivacité.

Ghofrane



Sommaire

Sommaire

Introduction générale.....	1
Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K.....	3
I.1. Introduction.....	3
I.2. Historique.....	3
I.3. Présentation générale du complexe.....	5
I.4. Capacité de traitement du complexe	9
I.5. Analyse de la capacité de stockage des différents produits à la RA2K	11
I.6. Capacité de production depuis la mise en exploitation du RA2K	12
I.7. Organigramme du complexe topping condensat.....	13
I.8. Unités du complexe RA2K	13
I.9. Section de train d'échange de préchauffe	18
I.10. Conclusion	23
Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur	24
II.1. Introduction	25
II.2. Généralités sur les échangeurs de chaleur	25
II.3. Les différentes fonctions de l'échangeur de chaleur.....	27
II.4. Différents types d'échangeurs de chaleurs	29
II.5. Caractérisation et critères de classement des échangeurs de chaleur	37
II.6. Paramètres de fonctionnement d'un échangeur	41
II.7. Calcul thermique de l'échangeur.....	43
II.8. Les différents problèmes qui se trouvent dans un échangeur	51
II.9. Conclusion	53
Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B.....	54
III.1. Introduction	54

III.2. Description et rôle de l'échangeur E-115A/B	55
III.3. Analyse des causes de mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E115	57
III.4. Partie calcul	58
III.5. Solution proposée dans notre étude.....	84
III.6. Conclusion :.....	87
Conclusion générale	88
Bibliographie.....	90
Annexes	93

Liste des abréviations

RA2K : Raffinerie 2 de Skikda

RA1K: Raffinerie 1 de Skikda

CNPC: China Petroleum Engineering and Construction Corporation

SAIPEM: Société Anonima Italiana Perforazioni E Montaggi lit., en italien

CPECC: China petroleum engineering construction corp

RTE : Réseau de transport d'électricité

GPL : gaz de pétrole liquéfié

GL1K : Complexe de Liquéfaction de Gaz Naturel de Skikda

CP1K : complexe pétrochimique de Skikda

ENIP : Entreprise Nationale d'Industrie Pétrochimique

ESD: Emergency Shutdown System

Jet A1: Carburant pour aviation (Kérosène).

LGO: Light Gas-Oil

HGO: Hight Gas-Oil.

TM: Tonne métrique.

U100 : Unité de traitement de condensat.

RCI : Reflux circulant intermédiaires

IAP : Institut algérien du pétrole

A : Surface totale d'échange thermique (m^2)

at : Section par passe coté tube (m^2)

Ac : Section par calandre coté calandre (m^2)

B : Distance entre deux chicanes (m)

Cp : Chaleur spécifique (kcal/kg °C)

Dc : Diamètre de la calandre (m)

Deq : Diamètre équivalent (m)

do : Diamètre extérieur des tubes (m)

di : Diamètre intérieur des tubes (m)

E : Efficacité de l'échangeur

R : Rendement thermique de l'échangeur (%)

F : Facteur de correction

Ft : Facteur de friction

Fc : Fraction calorique

Gc : Vitesse massique coté calandre (kg/s.m²)

Gt : Vitesse massique coté tube (kg/s.m²)

hi : Coefficient de transfert de chaleur coté tube (kj/h.m².°C)

ho : Coefficient de transfert de chaleur coté calandre (kj/h.m².°C)

L : Longueur des tubes (m)

N_{ch} : Nombre de chicanes

Nt : Nombre des tubes

nt : Nombre de passes coté tube

nc : Nombre de passes coté calandre

P : Le pas

Q : Quantité de chaleur transférée (kj/h)

Re : Nombre de Reynolds

Rs : Résistance d'encrassement (m².h.°C/kcal)

t : Température du fluide froid (°C)

T : Température du fluide chaud (°C)

Tt : Température de la paroi du tube (°C)

Us : Coefficient global de transfert sale (kcal/h.m².°C)

Up : Coefficient global de transfert propre (kcal/h.m².°C)

ΔTLM : L'écart logarithmique moyen de la température (°C)

Λ : Conductivité thermique (kcal/h. m.°C)

μ : Viscosité dynamique (kg/m. h)

ΔP : Perte de charge (kg/cm²)

\emptyset_t : Facteur de correction de la viscosité coté tube

\emptyset_c : Facteur de correction de la viscosité coté calandre

Jh : Coefficient de colburn coté tube

J'h : coefficient de colburn coté calandre

Liste des figures

Figure I.1 : Situation géographique du complexe topping condensat RA2K.....	8
Figure I.2 : Vue générale sur les principaux produits du complexe RA2K	9
Figure I.3 : Traitement du condensat depuis le démarrage de RA2K en TM	10
Figure I.4 : Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K.....	11
Figure I.5 : Répartition de la Production par Produit Depuis le démarrage du RA2K (en TM)	12
Figure I.6 : Organigramme du complexe topping condensat	13
Figure I.7 : Schéma synoptique de l'unité 100.....	14
Figure II.1 : Courbe d'évolution de la température dans un condensateur	28
Figure II.2 : Courbe de l'évolution de la température dans un évaporateur.....	28
Figure II.3 : Echangeur tubulaire coaxial.....	29
Figure II.4 : Constituants d'un échangeur à tube et à calandre	30
Figure II.5 : Différents types d'échangeurs tubulaires	31
Figure II.6 : Constituants d'un échangeur de chaleur à tête flottante.....	31
Figure II.7 : Constituants d'un échangeur de chaleur à plaques tubulaires fixes.....	32
Figure II.8 : Constituants d'un échangeur de chaleurs à tubes en U	33
Figure II.9 : Constituants d'un échangeur	34
Figure II.10: Echangeur à surface primaire.....	34
Figure II.11: Constituants d'un échangeur à plaques et joints	35
Figure II.12 : Echangeur lamellaire.....	36
Figure II.13 : Echangeur à spirale	36
Figure II.14 : Méthode de conception d'un échangeur	38
Figure II.15 : Variations des températures à co-courant (a) et à contre-courant (b).	44
Figure III.1 : Emplacement de l'échangeur 100-E-115A/B dans l'unité 100.	56
Figure III.2 : L'échangeur 100-E-115A/B.	56

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Chronologie des étapes de la construction de la raffinerie de condensat RA2K de Skikda.....	4
Tableau I.2 : Consommation des Utilités, Exercice 2021.	16
Tableau I.3 : Les principales sections de l'unité de traitement.	17
Source : Conception personnelle sur la base des données des références [17] [18].	17
Tableau I.4 : Sections de l'unité de traitement.	17
Source : Conception personnelle sur la base des données des références [17] [18].	18
Tableau I.5 : Train d'échangeurs 100-E-101~ 108.	18
Source : Conception personnelle sur la base des données de la référence [18].	18
Tableau III.1 : Les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E-115.	59
Tableau III.2: Les caractéristiques mécanique de l'échangeur E-115.....	59
Tableau III.3 : Les propriétés physico-chimiques de l'eau	60
Tableau III.4 : Les propriétés physico-chimiques du Naphta	60
Tableau III.5 : Les propriétés physico-chimiques de l'eau	72
Tableau III.6 : Les propriétés physico-chimiques du Naphta	72
Tableau III.7 : Résultats de calcul (design).....	81
Tableau III.8 : Résultats de calcul (cas réel)	82
Taleau III.9 : Composition chimique du CuZn30 en %	85
Tableau III.10 : Caractéristiques physiques du CuZn30 à 20°C	85
Tableau III.11 : Caractéristiques mécaniques du CuZn30.	86
Tableau III.12 : Propriétés de fabrication du CuZn30.	86

Liste des annexes

Annexe 1:Détermination du facteur de correction

Annexe 2:Détermination du coefficient de transfert sale (U_s')

Annexe 3: Facteur de Colburn côté calandre

Annexe 4: Facteur de Colburn côté tube

Annexe 5:Fiche technique de l'échangeur 100-E-115

Introduction générale

Introduction générale

Le terme condensat s'applique de façon générale à une multitude de liquides pétroliers, de types différents. En général, on appelle liquide de gaz naturel, tout mélange d'hydrocarbure composé de C5 et plus et peut être considéré comme produit liquide obtenu par condensation à partir du gaz naturel. Dès lors, tout gaz naturel liquéfié plus lourd que le butane est appelé condensat. Pour se mettre au-devant des pays en voie de développement, l'Algérie s'est mise à l'exploitation de ses richesses naturelles en condensat, c'est ainsi qu'est né le projet de la raffinerie RA2K de Skikda.

Le condensat est constitué par un mélange complexe de très nombreux composés, hydrocarbures pour la plupart. Ce produit, fruit de dégradation et maturations successives de matières organiques et minérales, est inutilisable lorsqu'il est récupéré à la sortie des puits de forage. En revanche, dès qu'il est traité et passe de son état brut à des produits raffinés : carburants, produits utilisés dans l'industrie pétrochimique et pharmaceutique, des composés chimiques nobles très purs.

L'obtention des produits valorisables à partir du condensat nécessite une diversité de procédés industriels dont les principaux sont : la distillation atmosphérique et sous vide, le stripping et le séchage. L'évolution des usines de raffinage ne se limite pas aux procédés de fabrication des produits finis, mais aussi à la production d'énergie (électricité, vapeur) qui constitue un élément important du coût et de la fiabilité des raffineries. Pour donner aux produits finis les spécifications requises pour ses utilisations, le produit doit être porté à une température suffisamment basse pour permettre le stockage de ce dernier. Pour atteindre cette température, les procédés de production incluent le refroidissement par échange thermique. Pour cela, les installations de production sont dotées d'échangeurs de chaleur dont les performances thermiques doivent assurer des températures exigées par le processus. Cet équipement, omniprésent dans toutes les unités pétrochimiques, raffineries et autres installations industrielles, sert à refroidir le produit à une température convenable pour son stockage et son transport. Il permet en effet de réduire la consommation d'énergie thermique nécessaire pour la production, et ainsi diminuer le prix de revient des produits finis.

Ainsi, la problématique qui nous fait face dans le présent travail est la suivante :
Comment peut-on améliorer les performances des échangeurs de chaleur pour assurer un refroidissement optimal du naphta ?

Introduction générale

Dans le cadre de notre mémoire, nous avons effectué un stage au complexe topping condensat RA2K où se fait le traitement du condensat. Au niveau de l'unité 100, le naphta subit un refroidissement afin de s'assurer qu'il peut être stocké et transporté en toute sécurité (sa température vers stockage doit être $< 40^{\circ}\text{C}$). Cependant, le problème rencontré est l'incapacité de refroidir le naphta à cette température. Cela est dû à plusieurs facteurs qu'on examinera tout au long de cette étude. Le problème principal consiste en la corrosion des tubes d'échangeurs 100-E-115A/B et des dépôts solides. Ces dépôts jouent le rôle d'un isolant thermique, influant de manière considérable sur l'efficacité de ces refroidisseurs à eau.

L'objectif de cette présente étude s'articule sur l'impact de la dégradation des tubes suite au phénomène de corrosion. C'est ainsi qu'une solution technique est orientée vers la substitution d'un matériau compatible des tubes afin de prolonger la durée de vie des échangeurs et réduire les coûts de maintenance, car ils assurent un rôle quasiment névralgique dans la chaîne d'exploitation au profit du produit fini naphta.

L'intérêt du choix de ce thème réside dans l'importance des échangeurs de chaleur dans le processus de raffinage et dans les économies potentielles réalisées grâce à l'amélioration de leur performance. Quant au choix du lieu de stage, la raffinerie de condensat RA2K de Skikda représente un site idéal pour cette étude en raison de sa complexité et de son importance stratégique dans l'industrie pétrochimique algérienne.

**Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat
RA2K**

I.1. Introduction

A travers ce premier chapitre, nous allons donner une description du complexe topping condensat RA2K de Skikda [1] [2]. Dans un premier temps, nous présenterons le contexte historique de ce complexe, en abordant les étapes clés de sa construction et de son évolution. Ensuite, nous nous allons donner la présentation générale du complexe, incluant les charges traitées, ses différentes unités, ainsi que les principales installations et équipements du site.

La description technique du complexe sera ensuite donnée à travers un schéma synoptique simplifié, permettant une meilleure compréhension de son implantation et de son fonctionnement. Nous examinerons également la capacité de traitement du condensat depuis le démarrage ainsi que les capacités de stockage des différents produits au sein du complexe RA2K.

Par la suite, nous explorerons les diverses unités opérationnelles du complexe comme l'unité de fractionnement à la section de stockage et de transfert des produits. Chaque unité sera décrite dans ses fonctions spécifiques et son rôle au sein du processus global de traitement.

Enfin, cette introduction se conclura par un récapitulatif des éléments abordés, offrant ainsi une vue d'ensemble des caractéristiques et des spécificités du complexe topping condensat RA2K de Skikda.

I.2. Historique

En réponse à l'accroissement de la demande en produits raffinés en Algérie, SONATRACH a lancé en 2005 une initiative ambitieuse : la construction de la raffinerie de condensat RA2K à Skikda. Ce projet d'envergure nationale visait à renforcer la capacité de raffinage du pays et à garantir la sécurité d'approvisionnement en produits pétroliers [2] [3].

Pour concrétiser cette vision, SONATRACH a initié deux appels d'offres distincts [3]:

- **Premier appel d'offres : Recherche d'un partenaire**

Cet appel d'offres visait à identifier un partenaire stratégique capable d'apporter son expertise technique et financière à la réalisation du projet. Deux sociétés de renommée

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

internationale, CNPC (Chine) et Itochu (Japon), ont répondu à cet appel. Suite à une analyse approfondie des offres, CNPC a été sélectionnée comme partenaire privilégié [3] [4].

- **Deuxième appel d'offres : Réalisation du complexe**

Ce deuxième appel d'offres concernait la construction proprement dite de l'usine de raffinage. CNPC et SAIPEM entreprises ont été retenues comme finalistes. C'est finalement CNPC qui a décroché le contrat le 10 mai 2005, pour un montant de 390 millions de dollars [3] [4].

La construction de la raffinerie RA2K a été divisée en deux lots distincts :

- **Lot 1 : Complexe de traitement de condensat**

Ce lot concernait la construction de l'unité de traitement de condensat d'une capacité de 5 millions de tonnes par an. Cette unité devait transformer le condensat, un fluide léger issu du gisement de gaz naturel de Hassi R'Mel, en produits raffinés tels que l'essence, le gasoil et le kérosène [5] [6].

- **Lot 2 : Installations de stockage des produits raffinés**

Ce lot comprenait la construction des installations de stockage nécessaires pour accueillir les produits raffinés issus de l'unité de traitement de condensat. Ces installations devaient garantir une capacité de stockage adéquate pour répondre à la demande du marché national [5] [6].

Tableau I.1 : Chronologie des étapes de la construction de la raffinerie de condensat RA2K de Skikda.

Date	Événement
10/05/2005	Signature du contrat EPC
03/08/2005	Signature du contrat de cession de CNPC à CPEEC
01/12/2005	Entrée en vigueur du contrat
Démarrage Lot 1	
20/05/2009	Admission GN et démarrage des fours
28/05/2009	Admission de 6 000 t Diesel de RA1K

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

02/06/2009	Admission du Condensat de RTE
25/07/2009	Démarrage des unités process
22/06/2009	Export commercial
06/11/2009	Test de performance
14/01/2010	Réception provisoire
Démarrage Lot 2	
06/05/2009	Achèvement 1ère ligne fuel-oil
05/06/2009	Essais boucles instrumentation
10/06/2009	Nouveau réseau anti incendie
07/08/2009	Démarrage des installations
06-12/2009	Test de performance des pompes et bacs
14/01/2010	Réception provisoire
01/07/2010	Achèvement de la 2ème ligne de fuel-oil et réception provisoire de 2ème tranche

Source : établi par nous-même sur la base des données de l'entreprise.

I.3. Présentation générale du complexe

Le complexe de condensat de Skikda topping est conçu pour traiter 5 millions de tonnes métriques de condensat provenant du terminal de transport régional EST sur une période continue de 330 jours. Le complexe traite cinq charges de condensat différentes, à savoir OB#1, ADRAR, BEJAIA, RHOURE NOUSS et NEW OB#1 [5] [7].

Les produits finis de l'unité, notamment le butane, le naphta, le kérosène, le gazole léger (LGO) et le gazole lourd (HGO), sont stockés dans des réservoirs intermédiaires pendant environ quatre jours avant d'être envoyés à la raffinerie RA1K.

L'unité fonctionne selon trois scénarios d'exploitation définis [7]:

- Scénario A : Production maximale de naphta et de gazole léger (cas de base).
- Scénario B : production maximale de kérosène Jet A1.
- Scénario C : production maximale de naphta et production minimale de gazole léger.

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

Le complexe se compose de plusieurs unités et installations de traitement, notamment l'unité de traitement du condensat (unité 100), l'unité de traitement du kérosène (unité 200), les installations de stockage et de transport des produits finis (unité 300), le système de torchère (unité 400) et les utilités (unité 500) [7].

Le cœur du complexe et installations essentielles sont [8]:

- Unité de distillation du condensat : Assure la séparation initiale du condensat en différentes fractions.
- Unité de traitement du kérosène : Permet d'affiner le kérosène brut pour obtenir du kérosène Jet A1 conforme aux normes internationales.
- Installations de stockage et de transfert des produits : stockent et transportent les produits raffinés vers les raffineries et les ports.
- Installations de production des utilités et de traitement des eaux : fournissent l'eau, la vapeur, l'air comprimé et l'énergie électrique nécessaires au fonctionnement du complexe.
- Laboratoire de contrôle qualité des produits qui garantit la conformité des produits raffinés aux spécifications requises.
- Atelier de maintenance qui permet d'effectuer les travaux de maintenance et de réparation des équipements du complexe.
- Installations de sécurité et de lutte anti-incendie qui assurent la sécurité du personnel et des installations contre les incendies et les explosions.

Stockage et expédition des produits raffinés [9] [1]:

- Cinq bacs de stockage de naphta d'une capacité totale de 300 000 m³.
- Trois sphères de stockage de GPL d'une capacité totale de 9 000 m³.
- Deux bacs de stockage de kérosène d'une capacité totale de 80 000 m³ (ajoutés ultérieurement).
- Deux lignes de transport de fuel-oil de 28 pouces et une ligne de transport de naphta de 36 pouces permettent l'expédition du naphta vers les postes de chargement du port et le remplacement des pompes de fuel-oil de la raffinerie RA1K.

I.3.1. Situation géographique du complexe

Le Complexe topping condensat de Skikda (RA2K) s'étend sur une superficie d'environ 45 hectares, implanté dans une zone industrielle stratégique à l'est de la ville de Skikda. Son emplacement est situé hors du tissu urbain, dans le périmètre de l'ancien aéroport.

Le complexe topping condensat de Skikda (RA2K) s'inscrit dans un environnement industriel dynamique, entouré d'installations majeures qui contribuent à la richesse du tissu économique régional. Parmi ces sites industriels, on peut citer [10] [11]:

- **Le complexe de liquéfaction du gaz naturel (GL1K) au nord** : Un acteur clé dans la valorisation des ressources gazières du pays, générant des synergies potentielles en matière d'approvisionnement en gaz naturel et d'échange d'expertises techniques.
- **Le complexe des matières plastiques (CP1K) et POLYMED au nord-est** : Des acteurs majeurs dans la production de matières plastiques, ouvrant la voie à des collaborations futures pour la valorisation des produits dérivés du raffinage et la création de chaînes de valeur intégrées.
- **La raffinerie du pétrole (RA1K) à l'est** : Une raffinerie voisine, offrant des opportunités de partage de ressources, d'échanges d'expertise et de mutualisation de services, favorisant ainsi l'optimisation des coûts et l'amélioration des performances.
- **Le Terminal de stockage du pétrole brut et de condensat (RTE) au sud** : Un point d'approvisionnement important en matières premières, garantissant un accès fluide aux condensats nécessaires au processus de raffinage.

Cet environnement industriel dynamique favorise l'innovation, la collaboration et la croissance économique en encourageant l'échange d'expertises et la mutualisation des ressources, ce qui optimise les performances, réduit les coûts et renforce la compétitivité du secteur pétrochimique en Algérie.

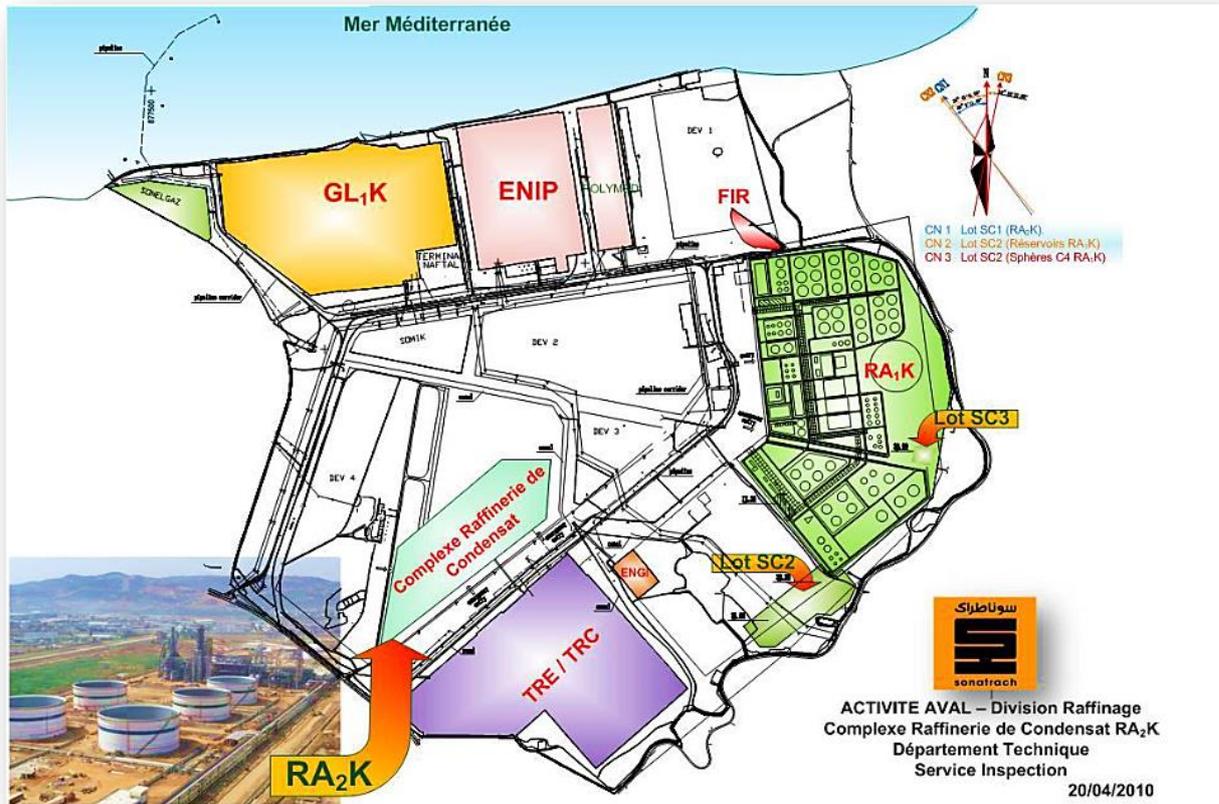


Figure I.1 : Situation géographique du complexe topping condensat RA2K

Source : Service Inspection, département technique – complexe RA2K

I.3.2. Schéma technologique

La raffinerie RA2K est un complexe majeur situé à Skikda, dédié au traitement annuel de cinq millions de tonnes de condensat provenant du terminal Haoud El Hamra. L'objectif principal de cette installation est d'optimiser la valorisation du condensat afin d'améliorer la qualité des distillats produits par la raffinerie de Skikda [12].

Le processus de traitement du condensat à la raffinerie RA2K est conçu pour générer divers produits finis répondant aux besoins spécifiques du marché. Le butane produit est acheminé vers la région Est du pays afin de répondre à une demande croissante. Les gasoils léger et lourd obtenus sont transférés au RA1K pour améliorer la qualité du gasoil produit dans cette raffinerie [12].

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

En outre, le naphta et le kérosène (Jet A1) issus du processus de traitement sont destinés à l'exportation via le RA1K. Ce schéma de distribution et de valorisation des produits contribue à répondre efficacement aux demandes du marché national et international tout en optimisant les capacités de production et de transformation des raffineries de Skikda [12].

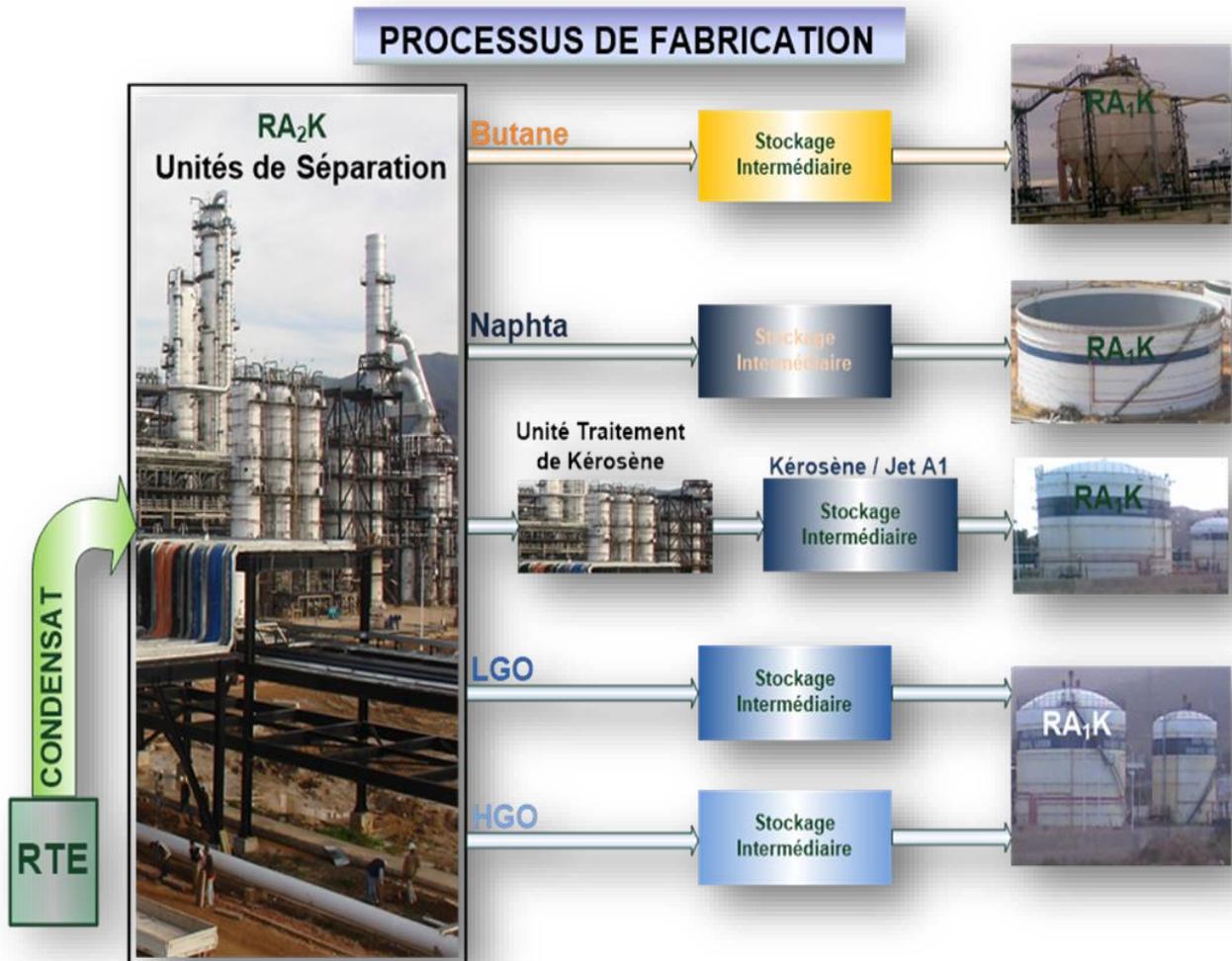


Figure I.2 : Vue générale sur les principaux produits du complexe RA2K

Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

I.4. Capacité de traitement du complexe

La représentation graphique de la quantité de condensat traitée en tonnes métriques (TM) au Complexe RA2K en fonction du temps écoulé depuis le démarrage du complexe, nous permet de visualiser une tendance à la hausse constante, indiquant une augmentation progressive du volume de condensat traité au fil du temps. La quantité du condensat traité au

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

complexe RA2K depuis le démarrage du complexe peut être estimée à plus de 29 448 662 TM [12].

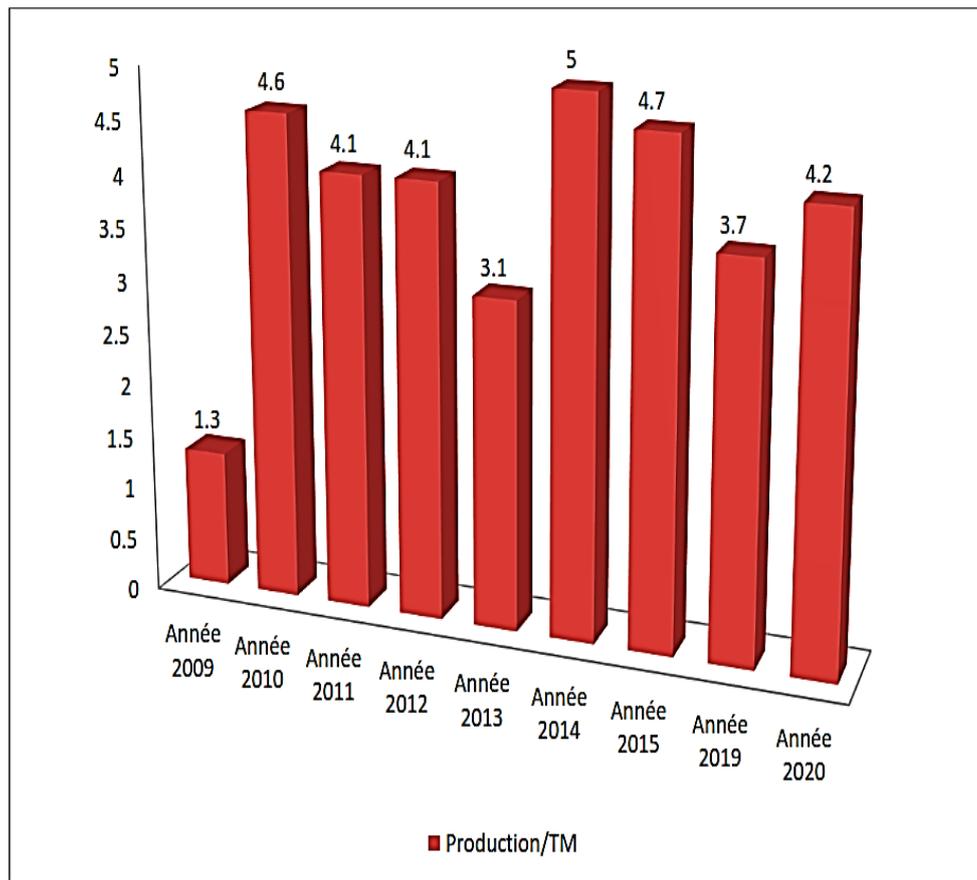


Figure I.3 : Traitement du condensat depuis le démarrage de RA2K en TM

Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

Le traitement de cette quantité importante de condensat témoigne de la capacité et de l'efficacité du Complexe RA2K. Cette production contribue à la sécurité d'approvisionnement en produits raffinés de l'Algérie et génère des revenus économiques importants pour le pays.

On observe quelques événements ponctuels, tels que des baisses soudaines du traitement du condensat, qui peuvent être liés à des travaux de maintenance, des pannes techniques ou des perturbations d'approvisionnement.

I.5. Analyse de la capacité de stockage des différents produits à la RA2K

L'analyse de la capacité de stockage au Complexe RA2K montre une prédominance significative du naphta, avec une capacité de $75\,000\text{ m}^3$, répondant à la forte demande dans l'industrie pétrochimique. Le kérosène et le gasoil léger bénéficient également de capacités notables, respectivement de $28\,000\text{ m}^3$ et $10\,720\text{ m}^3$, pour répondre à la demande croissante sur les marchés nationaux et internationaux [13].

Le butane et le gasoil lourd bénéficient de capacités de stockage suffisantes, avec respectivement $4\,360\text{ m}^3$ et $1\,720\text{ m}^3$, pour répondre aux besoins des consommateurs.

En termes de comparaison, le naphta représente environ 40% de la capacité totale de stockage du complexe, suivis par le kérosène et le gasoil léger à environ 15% et 6%. Le butane et le gasoil lourd représentent chacun environ 2% de la capacité totale de stockage [13].



Figure I.4 : Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K.

Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

I.6. Capacité de production depuis la mise en exploitation du RA2K

La figure suivante donne représentation graphique de la répartition de la production des différents produits raffinés au complexe RA2K depuis sa mise en service. Le graphique est constitué de quatre barres verticales, chacune représentant la quantité de production d'un produit spécifique en tonnes métriques (TM) [13].

L'analyse de la répartition révèle plusieurs points clés [13] :

- **Dominance du gasoil lourd et léger** : Le gasoil lourd et léger représente les deux produits les plus importants en termes de production, avec des quantités respectives de 558 195 TM et 1 084 826 TM. Cette prépondérance s'explique par la forte demande de ces produits en Algérie, notamment dans les secteurs du transport et de l'industrie.
- **Production significative de kérosène** : Le kérosène représente le troisième produit le plus important en termes de production, avec une quantité de 2 989 556 TM. Cette production répond à la demande croissante en kérosène d'aviation, notamment dans le contexte du développement du transport aérien en Algérie.
- **Quantité notable de butane et de propane** : Le butane et le propane représentent respectivement 328 957 TM et 190 000 TM de production. Ces gaz liquéfiés de pétrole (GPL) sont utilisés comme combustibles domestiques et pour l'alimentation des moteurs à combustion interne.

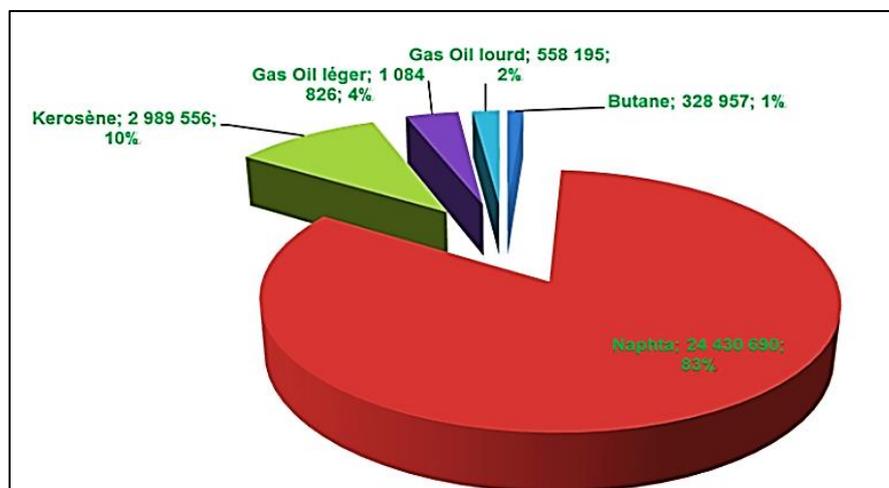


Figure I.5 : Répartition de la Production par Produit Depuis le démarrage du RA2K (en TM)

Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

I.7. Organigramme du complexe topping condensat

Le complexe topping condensat est dirigé par un directeur, avec des assistants supervisant les domaines de la sécurité, la maintenance, la production, et les finances.

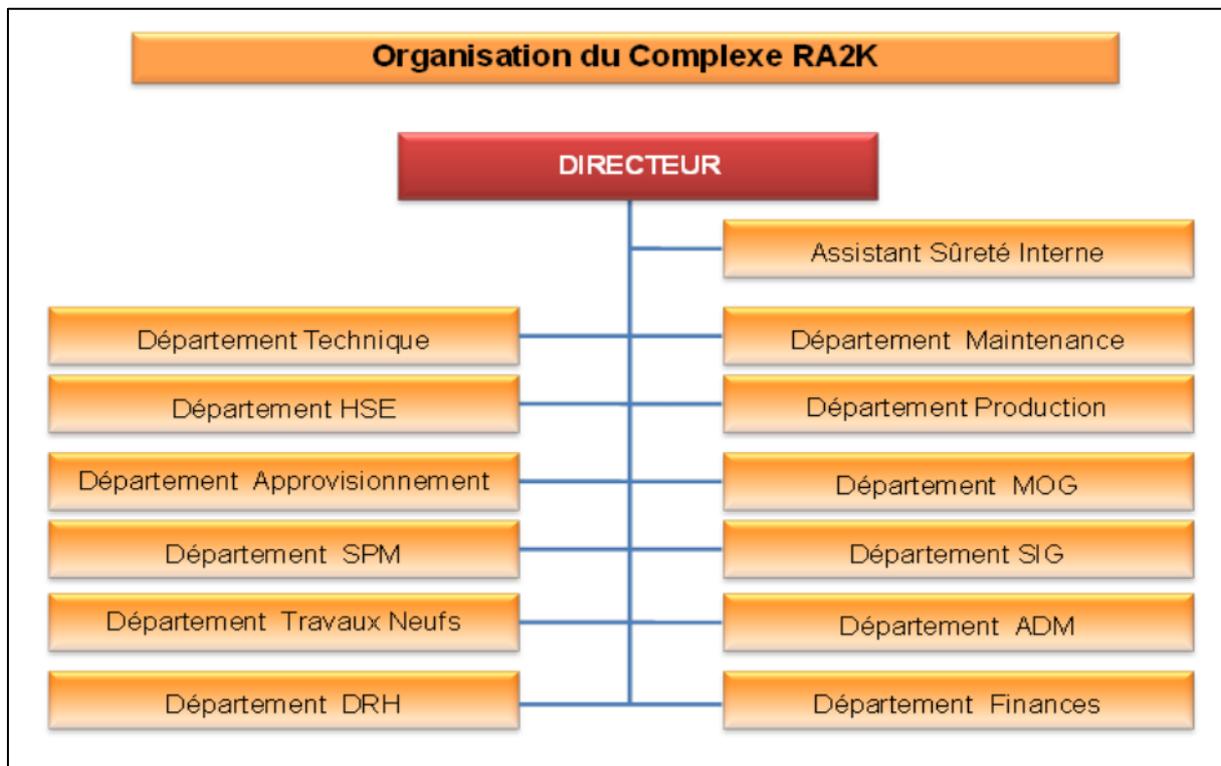


Figure I.6 : Organigramme du complexe topping condensat

Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

I.8. Unités du complexe RA2K

Les différentes unités du complexe RA2K sont les suivantes [14]:

- **Unité 100 (unité de fractionnement) :** L'objectif de l'unité topping de condensat est de procéder à la distillation de la charge de condensat en quatre coupes principales : Butane, Naphta, Kérosène, Gasoil Léger (LGO) et Gasoil Lourd (HGO).

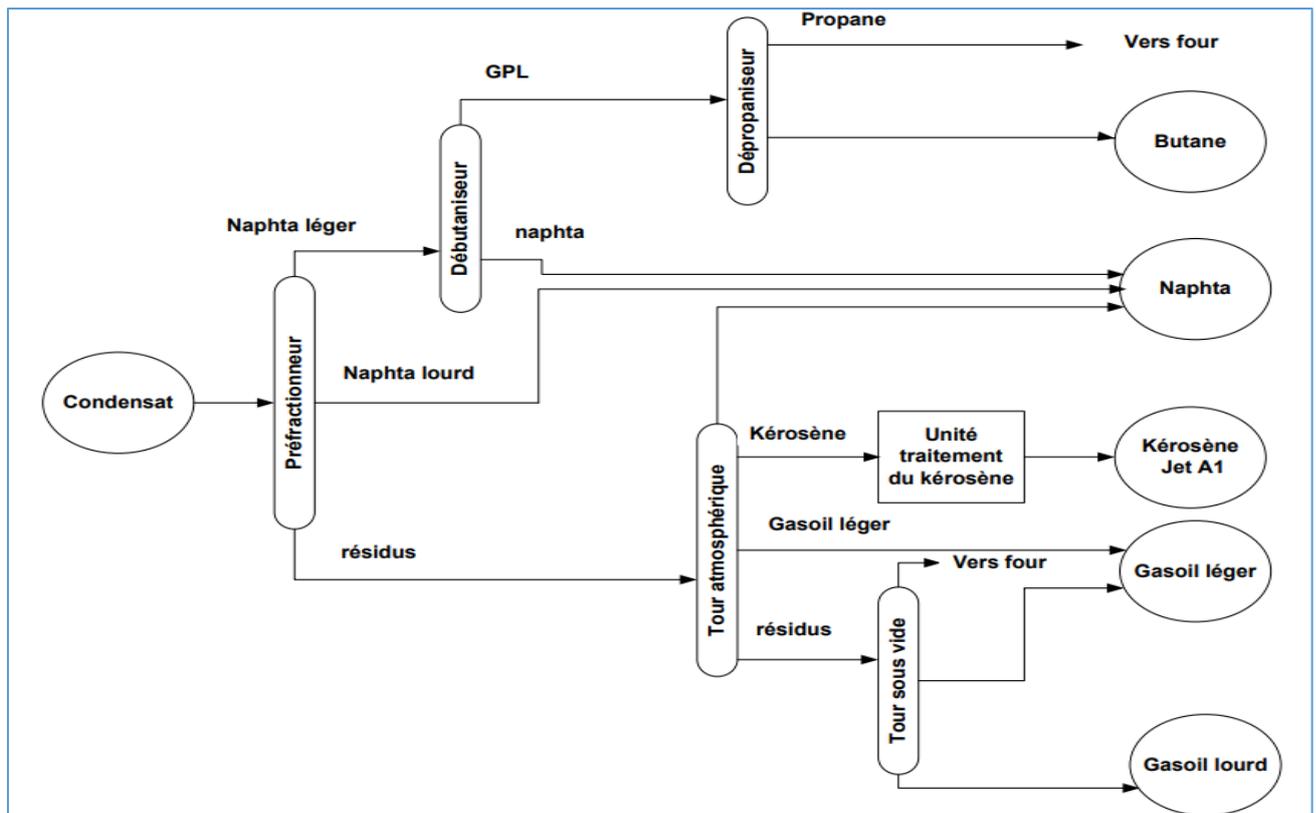


Figure I.7 : Schéma synoptique de l'unité 100

Source : Service Fabrication, Département production –Complexe RA2K

L'unité de topping condensat est divisée en plusieurs sections à savoir : la section de la distillation du condensat, l'unité de la stabilisation du naphta et la section de dépropanisation et Séchage du Butane. Cette unité fonctionne à des niveaux moyens de pression et de température. Elle est équipée d'une instrumentation appropriée et d'un système de contrôle distribué pour mesurer et contrôler les paramètres du procédé tels que la pression, la température, le débit et les niveaux des colonnes et des capacités [14].

Des systèmes d'ESD (Emergency Shutdown System) ont été installés pour arrêter en toute sécurité les équipements tels que les fours et les pompes. Toutes les capacités, colonnes et autres équipements sont équipés de soupapes de sécurité pour garantir la sécurité du personnel et des installations. Des systèmes de détection d'incendie et de gaz (F&G) sont également en place aux emplacements stratégiques [14] [15].

Pour la lutte contre l'incendie, l'unité dispose de moyens tels qu'un réseau d'eau d'incendie, des bouches d'incendie et des moniteurs d'incendie positionnés de manière

stratégique autour de l'unité. Des extincteurs au CO₂ sont également disponibles dans l'unité pour faire face à d'éventuels départs de feu.

- **Unité 200 (Traitement Kérosène) :** L'unité de traitement kérosène joue un rôle essentiel dans le processus de raffinage du pétrole en affinant le kérosène brut provenant de la colonne de distillation atmosphérique T-103. Son fonctionnement est conditionné par des critères spécifiques, notamment une acidité inférieure à 0,0015 mg KOH/g pour un rendement optimal. L'activation de cette unité dépend également de la disponibilité opérationnelle de l'unité 100 pour des traitements supplémentaires si nécessaire. Le processus de traitement du kérosène comprend trois étapes principales [16]:

a) Traitement du Kérosène :

- Neutralisation des acides : Élimination de l'acidité du kérosène par contact avec une solution de soude caustique pour améliorer sa stabilité.
- Élimination de l'humidité : Déshydratation du kérosène pour éviter la corrosion des équipements et garantir une combustion efficace.
- Élimination des impuretés : Filtration du kérosène pour assurer sa pureté et sa conformité aux normes de qualité [16].

b) Traitement des Résidus Caustiques :

- Neutralisation des effluents alcalins générés lors de la neutralisation des acides, conformément aux réglementations environnementales.

c) Préparation, Stockage et Transfert des Produits Chimiques :

- Préparation et stockage de la soude caustique et de l'acide dans des réservoirs dédiés.
- Utilisation de systèmes de transfert pour acheminer ces produits vers les points d'utilisation dans l'unité.

Les objectifs du traitement du kérosène sont les suivants [16]:

- Neutraliser les acides pour éviter la corrosion et garantir la stabilité.
- Éliminer l'humidité pour assurer une combustion efficace du kérosène.
- Éliminer les impuretés pour maintenir la pureté et la qualité du kérosène.
- Protéger l'environnement en traitant et en neutralisant les résidus caustiques conformément aux normes environnementales.

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

- **Unité 300 (Stockage et transfert des produits) :** L'Unité 300, située au sein de l'usine topping condensat, est dédiée à la réception, au stockage et à l'alimentation en Condensat (U-100), ainsi qu'au stockage intermédiaire et au transfert de tous les produits finis. Les produits pétroliers sont classés en quatre catégories en fonction de leur volatilité, chaque catégorie nécessitant des types spécifiques de réservoirs différenciés principalement par leur pression de service [16].
- **Unité 400 (Système torche) :** Le rôle du système torche (Unité 400) est de brûler les gaz combustibles en cas d'urgence et en fonctionnement normal. Il est situé à 500 mètres de l'unité principale. Ce système comprend un ballon tampon 400-V-001 pour éviter l'entraînement de condensats, un autre ballon 400-V-002 équipé d'un arrête-flamme, et la tête de torche 400-FS-001 avec son brûleur. La capacité de la torche est de 528,8 tonnes par heure. Les sources de ce système comprennent les dégazages provenant du réseau de gaz naturel (ligne de 8"), des sphères de butane (ligne de 10"), et des unités de production (ligne collectrice de 40") [16].
- **Unité 500 (les utilités) :** Les principaux services nécessaires pour l'exploitation du complexe comprennent le gaz naturel, l'azote, la vapeur, l'air, l'électricité, une unité de traitement des effluents, ainsi que l'eau fournie par l'entreprise ADE. L'eau est utilisée pour plusieurs besoins, notamment le refroidissement des installations, la consommation domestique du personnel, le réseau d'eau de lutte contre l'incendie, ainsi que la maintenance et l'exploitation des installations. La consommation des utilités en 2021 montre une utilisation significative de gaz naturel et d'électricité, reflétant les besoins énergétiques importants de l'installation. De plus, les volumes élevés d'eau douce et d'azote utilisés soulignent l'importance des ressources non énergétiques dans les opérations du complexe [16].

Tableau I.2 : Consommation des Utilités, Exercice 2021.

Désignation	Unité de mesure	Quantité
Eau douce	m ³	214 070
Electricité	MWh	39 737
Gaz Naturel	Nm ³	74 753 628
Vapeur d'eau	Tonnes	11 772
Azote	m ³	787 120

Source : Service Utilités, Département Production -RA2K.

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

Les principales sections de l'unité des utilités sont [17] [18]:

- 501 : Système de traitement des eaux usées ;
- 502 : Système d'eau de refroidissement ;
- 503 : Système d'alimentation et de drainage d'eau ;
- 504 : Réseau anti-incendie ;
- 505 : Système d'air comprimé. 6 - Unité d'affectation / Unité 100 (le topping condensat)

L'Unité 100 constitue le cœur opérationnel du complexe topping condensat, étant l'unité de production principale chargée du fractionnement de la charge de condensat. Elle réalise la séparation efficace de cette charge en plusieurs produits finis et semi-finis grâce à des processus de distillation et de séparation spécialisés.

Tableau I.3 : Les principales sections de l'unité de traitement.

Installation	Description
Colonne de préfractionnement	T-101
Colonne de distillation atmosphérique	T-103
Colonne de distillation sous vide	T-401
Colonne de stabilisation des essences	T-201
Fours	F-101, F-102, F-103
Echangeurs	E-101, ..., 108
Système d'injection	Amine, agent inhibiteur, eau

Source : Conception personnelle sur la base des données des références [17] [18].

L'unité de traitement est constituée de différentes sections suivantes :

Tableau I.4 : Sections de l'unité de traitement.

Section	Description
Train d'échangeurs de préchauffe	Préchauffage de la charge avant son introduction dans la colonne de préfractionnement
Section de la colonne de préfractionnement (T101)	Séparation de la charge en trois fractions : gaz, essences légères et naphta

Chapitre I : Description de la raffinerie de condensat RA2K

Section de la colonne de distillation atmosphérique (T103)	Séparation du naphta, du gasoil et du résidu atmosphérique
Stabilisation de Naphta – Débutaniseur (T201)	Stabilisation du naphta et élimination des gaz légers
Dépropaniseur (T301)	Séparation du propane et du butane du gasoil
Section de la colonne sous vide (T401)	Distillation sous vide du résidu atmosphérique pour produire des distillats sous vide
Section de Sécheur Butane (Butane Dryer)	Déshydratation du butane

Source : Conception personnelle sur la base des données des références [17] [18].

I.9. Section de train d'échange de préchauffe

Le but de cette section est de préchauffer la charge progressivement à travers une série des échangeurs avant d'alimenter la colonne T-101 et de refroidir les différentes coupes d'hydrocarbures avant leurs séparations, donc la valeur estimable est le gain en calories (économique de l'énergie). À basse température 30°C, le condensat est pompé à partir l'un des bacs de stockage (300-TK301/001/002/003), il est préchauffé ensuite dans un train d'échangeurs de préchauffe composé de 20 échangeurs avant d'entrer à la colonne de préfractionnement T-101 à une température de 136°C [18].

Tableau I.5 : Train d'échangeurs 100-E-101~ 108.

Echangeurs	Liquide chaud	Liquide froid	Position
100-E-101	Naphta	Condensat	T-101 Sortie de la coupe de tête
100-E-102	Naphta	Condensat	T-103 Sortie de la coupe de tête
100-E-103	Naphta	Condensat	T-103 Reflux haut
100-E-104	Gasol léger	Condensat	T-401 Soutirage de la coupe Gasol léger
100-E-105	Kérosène	Condensat	T-103 Soutirage de la coupe Kérosène
100-E-106	Gasol léger	Condensat	T-103 Soutirage de la coupe Gasol léger
100-E-107	Reflux Gasol lourd	Condensat	T-103 Reflux bas
100-E-108	Gasol lourd	Condensat	T-401 Soutirage de la coupe Gasol lourd

Source : Conception personnelle sur la base des données de la référence [18].

I.9.1. Section de la colonne Préfractionnement (T-101)

La colonne T-101 de 35 plateaux de contact liquide-vapeur, elle reçoit le condensat partiellement vaporisé au plateau 28, pour rôle de le préfractionner en trois coupes [18] [19]:

- Coupe de tête (Gaz + Naphta) ;
- Coupe de Naphta stable ;
- Coupe de fond.
 - **La Colonne de préfractionnement (T-101) :** Les vapeurs de tête de la colonne de préfractionnement sont totalement condensés à l'échangeur 100-E-101 A/D et l'aéroréfrigérant 100-A-101 A-H, le liquide est recueilli dans le ballon 100-V-101. Une partie est pompée vers la section débutaniseur (colonne de distillation débutaniseur T-201) par la pompe 100-PM-103 et l'autre partie comme reflux vers la tête de la colonne par la pompe 100-PM-102.
 - **Soutirage latérale de Naphta T-102 :** Le naphta est soutiré à partir du plateau 15 de la colonne de préfractionnement T-101. Le stripper naphta T-102 est équipé de 6 plateaux et un rebouilleur 100-E-111. Le naphta est pompé par la pompe 100-PM-104 et mélangé avec le naphta issue de la tête de colonne T-103 refroidis à la batterie des aéroréfrigérants 100-A-106 A-F suivi du refroidisseur à eau 100-E115 A/B.
 - **Rebouilleur de la colonne de préfractionnement (F-101) :** Le F-101 est un four rebouilleur qui sert à augmenter la température du fond T-101 de 191 °C à 244 °C à travers la pompe 100-PM-105 A/B.

I.9.2. La Section de la Colonne de Distillation Atmosphérique (T-103)

Il s'agit d'un élément clé du processus de raffinage au sein de l'Unité 100 (topping condensat), comprenant plusieurs sous-ensembles [18] [19] :

- **Four Atmosphérique (F-102) :** Une partie du fond de la colonne T-101 est transférée par la pompe 100-PM-106 vers le four 100-F-102 pour être chauffée de 191°C à 216°C avant d'entrer dans la colonne de distillation atmosphérique T-103.
- **Colonne de Distillation Atmosphérique (T-103) :** Cette colonne est équipée de 46 plateaux et produit une coupe légère en tête, une coupe lourde en fond de colonne, ainsi que

deux soutirages latéraux (stripper kérosène T-104 et stripper LGO T-105) et trois reflux circulant intermédiaires (RCI).

- **Tête de la Colonne (T-103)** : Les vapeurs de tête de la colonne passent à travers l'échangeur 100-E-102 A/D puis l'aéroréfrigérant 100-A-102 A/B. Le liquide est recueilli dans le ballon 100-V-102, une partie est renvoyée comme reflux de tête par la pompe 100-PM-107, tandis que l'autre partie est mélangée avec le naphta provenant du stripper T-102 et refroidie par l'aéroréfrigérant 100-A-106 A-H suivi d'un refroidisseur à eau 100-E-115 A/B.
- **Soutirage Latéral (Stripper Kérosène T-104)** : Équipé de 8 plateaux et d'un rebouilleur 100-E-109, le stripper kérosène T-104 soutire la fraction kérosène du plateau 22 de la colonne T-103. Cette fraction est pompée par 100-PM-108A/B, refroidie par les échangeurs 100-E-105 et 100-E-303, puis par l'aéroréfrigérant 100-A-103A/B et le refroidisseur à eau de kérosène 100-E-112.
- **Reflux Circulant Supérieur (Pumparound Supérieur)** : La coupe est soutirée du plateau 6 par la pompe 100-PM-110, renvoyée vers le plateau 1 après avoir cédé de la chaleur dans les échangeurs 100-E-103 et 100-E-111 (rebouilleur de stripper naphta T-102).
- **Reflux Circulant Intermédiaire (Pumparound Intermédiaire)** : Cette coupe est soutirée du plateau 26 par la pompe 100-PM-111, renvoyée vers le plateau 23 de la colonne T-103 après avoir cédé de la chaleur dans le rebouilleur 100-E-204 du stripper naphta T-201.
- **Reflux Circulant Inférieur (Pumparound Inférieur)** : La coupe est soutirée du plateau 36 par la pompe 100-PM-112, renvoyée vers le plateau 33 après avoir cédé de la chaleur dans l'échangeur 100-E-107 (préchauffage de la charge de condensat).
- **Rebouilleur Atmosphérique (F-103)** : Ce four rebouilleur élève la température d'une partie du fond de la colonne T-103 de 355°C à 361°C à travers la pompe 100-P-113A/B/C. L'autre partie est envoyée vers la section sous vide via la pompe 100-PM-114A/B.

I.9.3. Section de Stabilisation de Naphta – Débutaniseur (T-201)

La Section de Stabilisation de Naphta, également appelée Débutaniseur (T-201), joue un rôle important dans le processus de traitement du naphta au sein du complexe. Après avoir

été préchauffé à 110°C au niveau 100-E-201, la colonne débutaniseur T-201 est spécifiquement conçue pour stabiliser la coupe naphta provenant de la tête de la colonne T-101. Le GPL est extrait en tête de la colonne tandis que le naphta est récupéré au fond [18] [19].

Cette section comprend une colonne de 50 plateaux (T-201) ainsi qu'un rebouilleur 100-E-204. Une partie du naphta stabilisé est refroidie dans l'échangeur 100-E-201, où la chaleur dégagée est utilisée pour préchauffer la charge à l'entrée de la colonne T-201. Ensuite, le liquide est refroidi dans l'aéroréfrigérant 100-A-202 A/D et le refroidisseur à eau 100-E-203A/B avant d'être mélangé avec le naphta provenant de la colonne de distillation atmosphérique T-103 et le stripper naphta T-102 avant d'être dirigé vers le stockage [18] [19].

Les GPL séparés en tête de la colonne T-201 sont entièrement condensés dans l'aéroréfrigérant 100-A-201 A/D, puis refroidis dans l'échangeur 100-E-202 A/B. Le liquide est collecté dans le ballon 100-V-201. Une partie de ce liquide est renvoyée sous forme de reflux à la tête de la colonne T-201 par la pompe 100-PM-202, tandis que l'autre partie alimente la colonne dépropaniseur T-301 via la pompe 100-PM-203 [18] [19].

I.9.4. Section de la colonne Dépropaniseur (T-301)

La Section de la colonne Dépropaniseur (T-301) traite les GPL provenant de la section débutaniseur. Après préchauffage dans l'échangeur 100-E301, les GPL entrent dans la colonne dépropaniseur T-301. L'objectif principal de cette colonne est de séparer le butane, collecté au fond de la colonne [18] [19].

Le butane est refroidi dans l'échangeur E-301, utilisant la chaleur du processus pour préchauffer la charge à l'entrée de la colonne T-301. Ensuite, le butane est refroidi dans l'échangeur E-304A/B après être passé par le sécheur 100-PKG-301 pour éliminer l'humidité. Le butane traité est ensuite envoyé vers le stockage [18] [19].

Le propane est récupéré en tête de la colonne T-301, condensé dans l'aéroréfrigérant A-301 A/B, et refroidi dans l'échangeur 100-E-302 avant d'être utilisé comme gaz combustible. La colonne T-301 est équipée de 56 plateaux et d'un rebouilleur E-303 [18] [19].

I.9.5. Section de la colonne sous vide (T401)

La Section de la colonne sous vide (T401) traite le résidu provenant de la colonne de distillation atmosphérique T-103. Son objectif principal est de récupérer une partie du gazole léger (LGO) contenu dans le gazole lourd (HGO) issu du fond de la colonne de distillation atmosphérique T-103. Le HGO est introduit au fond de la colonne T-401 à une température d'environ 355°C et est séparé en deux coupes principales [18] [19]:

- **LGO sous vide :** Cette coupe est soutirée du plateau collecteur par la pompe P-401A/B (Pompe de LGO sous vide). Une partie est renvoyée à la colonne sous vide comme reflux. L'autre partie est refroidie dans l'échangeur E-104A/B pour préchauffer la charge de condensat, puis refroidie dans l'aéroréfrigérant A-401A/B (aéroréfrigérant de LGO sous vide) avant d'être mélangée et refroidie avec le LGO atmosphérique issu du stripper LGO de la colonne de distillation atmosphérique T-105 avant d'être envoyée au stockage.
- **HGO sous vide :** Cette coupe au fond de la colonne est pompée par la pompe P-402A/B (Pompe du Fond sous Vide), puis refroidie dans l'échangeur E-108A/B pour préchauffer la charge de condensat.

Ensuite, elle est davantage refroidie dans l'aéroréfrigérant A-402A/B (aéroréfrigérant de HGO) et l'échangeur E-403A/B (refroidisseur à eau de HGO) avant d'être envoyée au stockage.

Les vapeurs issues de la tête de la colonne sous vide sont refroidies dans le pré-condenseur E-401 (Pré-condenseur de la tête sous vide) avant d'entrer dans le dispositif d'emballage sous vide 100-PKG-401. Le gaz récupéré du dispositif d'emballage sous vide est envoyé au four comme combustible ou à la torche/atmosphère.

I.9.6. Section de Sécheur Butane (Butane Dryer)

La Section de sécheur butane vise à sécher le butane à un niveau de 25 ppm en eau. Le butane humide est dirigé de bas en haut à travers une tour de séchage, où un lit de tamis moléculaires adsorbe l'eau présente dans le butane. La régénération du sécheur est effectuée dans le sens inverse, permettant de libérer l'eau adsorbée des tamis moléculaires [18] [19].

I.10. Conclusion

Ce premier chapitre nous a permis d'avoir une vue générale sur le complexe topping condensat de Skikda RA2K. Après une présentation générale du complexe, nous avons fait un bref historique, aussi nous avons présenté l'organisation et la fiche technique du complexe pour bien montrer les caractéristiques techniques du complexe. Nous avons abordé d'une manière non exhaustive les différentes unités constituant le topping condensat.

Ce site représente une ressource stratégique pour l'Algérie en tant que seule raffinerie de condensat du pays. Sa capacité de traitement substantielle lui permet de valoriser efficacement le condensat algérien, contribuant ainsi de manière significative à l'industrie pétrolière nationale. Depuis sa mise en exploitation, le RA2K maintient des niveaux de production robustes, illustrant son efficacité opérationnelle. De plus, l'analyse de la capacité de stockage des produits à la RA2K met en évidence des installations bien organisées, essentielles pour assurer une gestion efficace tout au long du processus de raffinage.

En examinant l'organisation détaillée du complexe à travers l'organigramme et la description des unités opérationnelles, nous avons pu apprécier l'ingénierie spécialisée mise en œuvre dans ce centre de traitement. Ainsi, ce chapitre nous a permis de repérer les aspects techniques et opérationnels importants du complexe topping condensat RA2K de Skikda, en vue de notre étude empirique par la suite.

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

II.1. Introduction

Ce deuxième chapitre aborde les concepts fondamentaux des échangeurs de chaleur, des principes de fonctionnement aux types et aux critères de sélection. Les échangeurs de chaleur sont des dispositifs industriels vitaux permettant le transfert thermique entre deux fluides. Il vise à définir les bases nécessaires à la compréhension des mécanismes de transfert de chaleur et à présenter une classification des différents types d'échangeurs en fonction de leur conception et de leurs caractéristiques spécifiques. Il s'agit ainsi d'exposer les fondements et les applications pratiques des échangeurs de chaleur.

Dans ce contexte, il est essentiel d'examiner les diverses fonctions des échangeurs de chaleur, notamment la réfrigération, le réchauffage, la condensation et la vaporisation. L'analyse des paramètres de fonctionnement et des critères de performance permettra de comprendre la conception et le calcul thermique des échangeurs. Ce chapitre offre ainsi une approche technique des échangeurs de chaleur.

II.2. Généralités sur les échangeurs de chaleur

Un échangeur de chaleur est un dispositif permettant de transférer de l'énergie thermique d'un fluide à un autre sans les mélanger. La chaleur circule à travers la surface d'échange séparant le liquide. Généralement, cette méthode est utilisée pour refroidir ou chauffer des liquides ou des gaz qui ne peuvent pas ou sont difficiles à refroidir ou à chauffer directement, par exemple l'eau du circuit de refroidissement primaire d'une centrale nucléaire. Chaque fois que nous devons chauffer ou refroidir un liquide avec un autre liquide, nous utilisons un échangeur de chaleur. Ces dispositifs permettent un transfert de chaleur entre deux fluides à des températures différentes. Ils doivent disposer d'une grande surface d'échange thermique pour une efficacité thermique élevée. Les matériaux qui composent l'échangeur thermique doivent avoir la meilleure conductivité électrique possible pour favoriser les échanges thermiques [20].

II.2.1. Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur

Un échangeur de chaleur permet d'effectuer un transfert de chaleur qui se produit à travers une paroi qui sépare les deux compartiments de l'échangeur. Le processus de fonctionnement d'un échangeur de chaleur peut être donné comme suit :

II.2.2. Etapes du processus de transfert de chaleur

Le processus de transfert de chaleur dans un échangeur de chaleur peut être décomposé en plusieurs étapes [21]:

Étape 1 : Admission des fluides

- Les deux fluides, le fluide chaud (fluide cédant) et le fluide froid (fluide receveur), entrent séparément dans l'échangeur de chaleur.
- Le fluide chaud entre généralement dans les tubes de l'échangeur, tandis que le fluide froid circule dans la calandre, qui entoure les tubes.

Étape 2 : Établissement du contact entre les fluides

- Les fluides circulent à l'intérieur de leurs compartiments respectifs, créant un flux d'énergie thermique.
- La paroi de l'échangeur, généralement en métal, sépare les deux fluides tout en permettant le transfert de chaleur par conduction.

Étape 3 : Transfert de chaleur par conduction

- La chaleur se propage par conduction à travers la paroi de l'échangeur, depuis le fluide chaud vers le fluide froid.
- La quantité de chaleur transférée dépend de la conductivité thermique de la paroi, de l'épaisseur de la paroi et de la différence de température entre les fluides.

Étape 4 : Transfert de chaleur par convection

- La chaleur est également transférée par convection entre les fluides et les surfaces internes de l'échangeur.
- Du côté du fluide chaud, la chaleur provoque la formation d'un film fluide à la surface des tubes. Ce film fluide transporte la chaleur par convection vers la paroi de l'échangeur.
- Du côté du fluide froid, la chaleur est absorbée par le fluide et transportée par convection vers la paroi de l'échangeur.

Étape 5 : Changement de température des fluides

- En raison du transfert de chaleur, la température du fluide chaud diminue à mesure qu'il cède de la chaleur, tandis que la température du fluide froid augmente à mesure qu'il reçoit de la chaleur.
- La différence de température entre les fluides diminue progressivement tout au long de l'échangeur.

Étape 6 : Évacuation des fluides

- Les deux fluides, désormais à des températures différentes, quittent l'échangeur de chaleur.
- Le fluide chaud, ayant cédé de la chaleur, sort généralement à une température plus basse.
- Le fluide froid, ayant reçu de la chaleur, sort généralement à une température plus élevée.

II.3. Les différentes fonctions de l'échangeur de chaleur

Les procédés des industries pétrolière, pétrochimique ou chimique nécessitent souvent que les fluides soient chauffés ou refroidis avec ou sans changement de phase. Les différentes fonctions suivantes sont responsables de ce changement [22] [23]:

II.3.1. La réfrigération

Ils refroidissent des liquides ou des gaz en faisant circuler un fluide auxiliaire qui peut être un fluide de procédé ou de l'eau associé au fonctionnement du compresseur pour refroidir l'air comprimé.

II.3.2. Le réchauffage

Leur rôle est de chauffer le fluide du procédé avec de la vapeur ou un autre fluide chaud. Ces termes sont principalement utilisés dans le cas du réchauffage d'un produit stocké pour assurer sa pompabilité.

I.3.3. La condensation

Le condensateur assure une condensation complète ou partielle de la vapeur en faisant circuler de l'eau ou du fluide de procédé suffisamment froid ; le condenseur à air assure simultanément la condensation de la vapeur et le refroidissement du condensat, généralement en faisant circuler de l'eau complète.

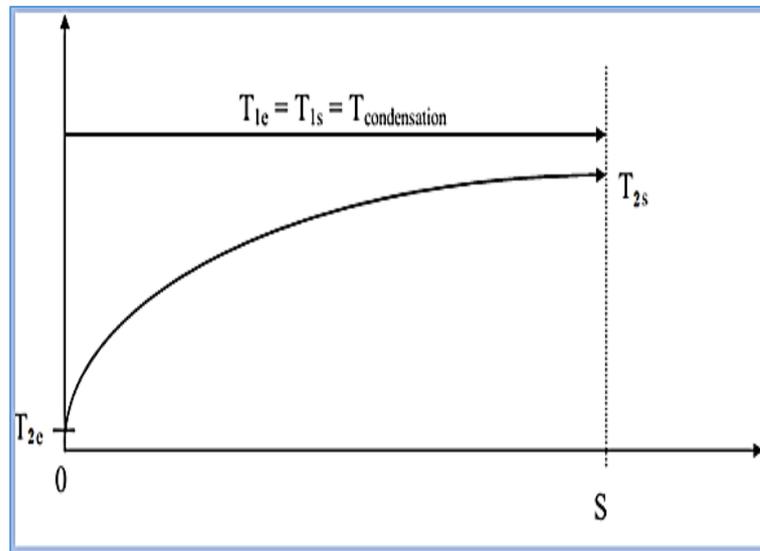


Figure II.1 : Courbe d'évolution de la température dans un condensateur

II.3.4. La vaporisation

L'évaporateur assure une vaporisation complète ou partielle du liquide à traiter, l'apport de chaleur étant assuré par de la vapeur ou du liquide chaud.

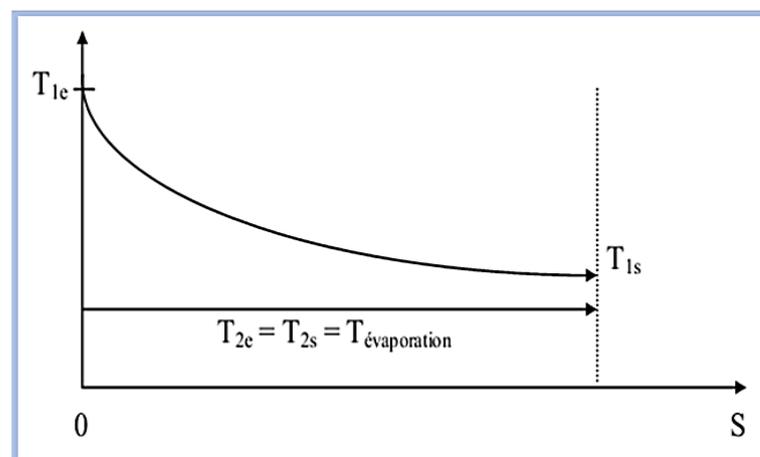


Figure II.2 : Courbe de l'évolution de la température dans un évaporateur

II.4. Différents types d'échangeurs de chaleur

II.4.1. Échangeurs tubulaires

Pour des raisons économiques, les échangeurs qui utilisent des tubes comme composant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus dans l'industrie. On peut distinguer trois types selon le nombre de tubes et leur disposition, toujours faite pour donner le meilleur effet possible pour un usage donné :

- **Échangeur monotube** : dans lequel le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et possède, généralement la forme d'un serpentín [24].
- **Échangeur coaxial** : dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés. En général, le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur [24].

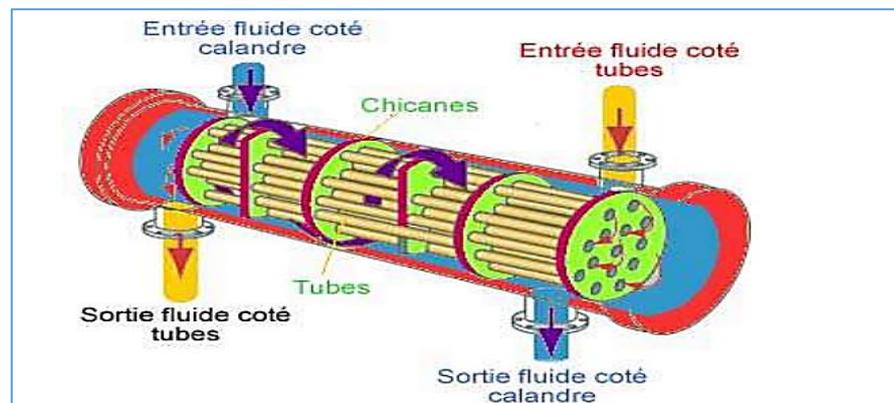


Figure II.3 : Echangeur tubulaire coaxial

Chaque échangeur tubulaire comporte plusieurs composants essentiels à son fonctionnement à savoir : la calandre qui supporte le faisceau de tubes et dirige le fluide côté calandre et même assure l'étanchéité, la plaque tubulaire qui fixe les tubes et assure l'étanchéité ainsi que la distribution uniforme du fluide, le faisceau tubulaire, la chicane et enfin une boîte de distribution et boîte de retour qui permettent la répartition uniforme du fluide dans les tubes du faisceau tubulaire, tandis que la boîte de retour collecte le fluide après son passage dans les tubes [24].

II.4.2. Échangeur multitubulaire

- **Échangeur à tubes séparés** : à l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant, se trouvent placés plusieurs tubes de petit diamètre maintenus écartés par des entretoises. L'échangeur peut être soit rectiligne, soit enroulé [24].
- **Échangeur à tubes rapprochés** : pour maintenir les tubes et obtenir un passage suffisant pour le fluide extérieur au tube, on place un ruban enroulé en spirale autour de certains d'entre eux. Les tubes s'appuient les uns sur les autres par l'intermédiaire des rubans [24].
- **Échangeur à tubes ailettes** : ces tubes permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique [24].

II.4.3. Échangeur à tubes et à calandre

L'échangeur à tubes et calandre comprend plusieurs composants essentiels :

- **Boîte d'échangeur** : Cet élément distribue ou recueille le fluide à l'extrémité des tubes.
- **Calandre** : Il s'agit d'une enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire.
- **Plaques tubulaires** : Ce sont des plaques percées qui soutiennent les tubes à leurs extrémités.

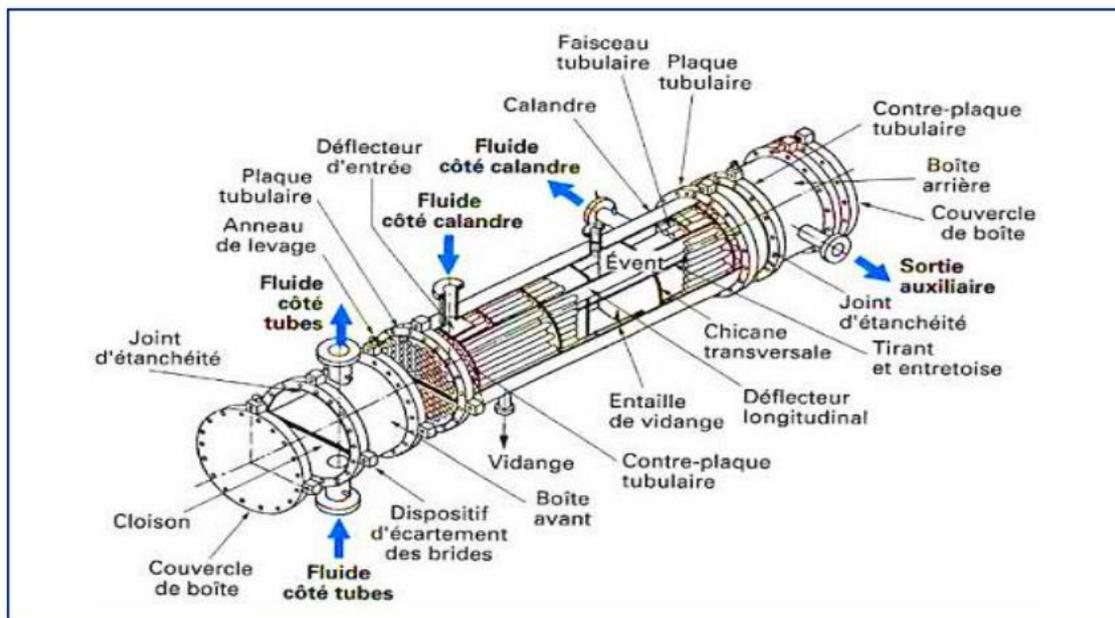


Figure II.4 : Constituants d'un échangeur à tube et à calandre

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

Les échangeurs tubulaires présents dans l'industrie peuvent varier considérablement en technologie tout en conservant le même principe fondamental. Les différences entre les types d'échangeurs à faisceau et calandre résident dans les ajustements conçus pour prendre en compte les expansions thermiques entre les tubes et la calandre [24].

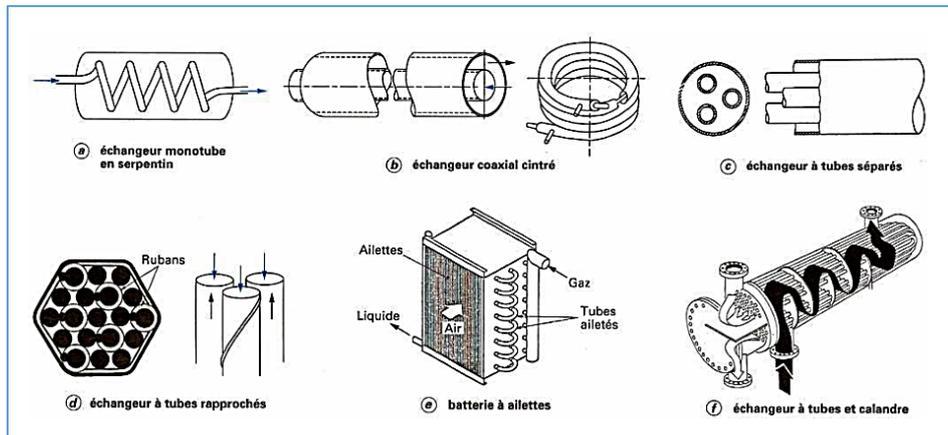


Figure II.5 : Différents types d'échangeurs

II.4.3.1. Echangeur de chaleur à tête flottante

Les échangeurs de chaleur à tête flottante se composent d'une plaque tubulaire fixe maintenue entre les brides de la calandre et de la boîte de distribution. Une seconde plaque, de diamètre plus petit, supporte la boîte de retour et peut se déplacer librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre [24].

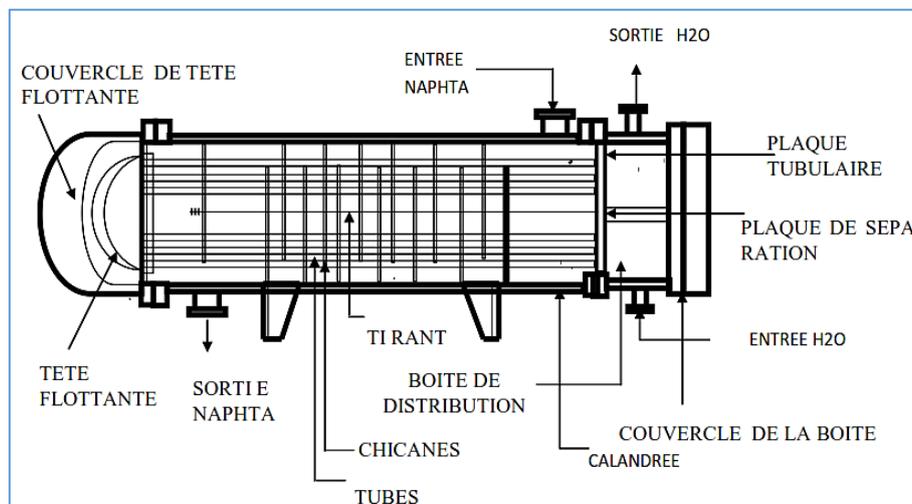


Figure II.6 : Constituants d'un échangeur de chaleur à tête flottante

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

Ce type d'échangeur, également connu sous le nom d'échangeur multitubulaire ou à faisceau de tubes, comprend un faisceau de tubes à l'intérieur d'une enveloppe appelée "calandre", où l'un des fluides circule à l'intérieur des tubes et l'autre autour des tubes à l'intérieur de la calandre [24].

II.4.3.2. Echangeur à plaques tubulaires fixes

Les échangeurs à plaques tubulaires fixes sont caractérisés par le fait que les tubes sont directement intégrés et soudés sur la calandre. Dans ce type d'échangeur, les tubes qui constituent le faisceau de transfert de chaleur sont solidement fixés à la structure de la calandre, ce qui garantit une bonne résistance mécanique et une stabilité thermique pendant le fonctionnement. Cette configuration favorise un transfert efficace de chaleur entre les fluides circulant à l'intérieur des tubes et ceux circulant à l'extérieur, maximisant ainsi l'efficacité globale de l'échangeur. L'avantage principal des échangeurs à plaques tubulaires fixes réside dans leur robustesse structurelle, car les tubes sont intégrés de manière permanente à la calandre, réduisant ainsi les risques de fuite ou de détérioration mécanique lors de l'utilisation à long terme. Cette conception est couramment utilisée dans les applications industrielles nécessitant un transfert de chaleur efficace et fiable, tout en minimisant les problèmes d'entretien et de maintenance associés aux configurations plus complexes d'échangeurs de chaleur [25].

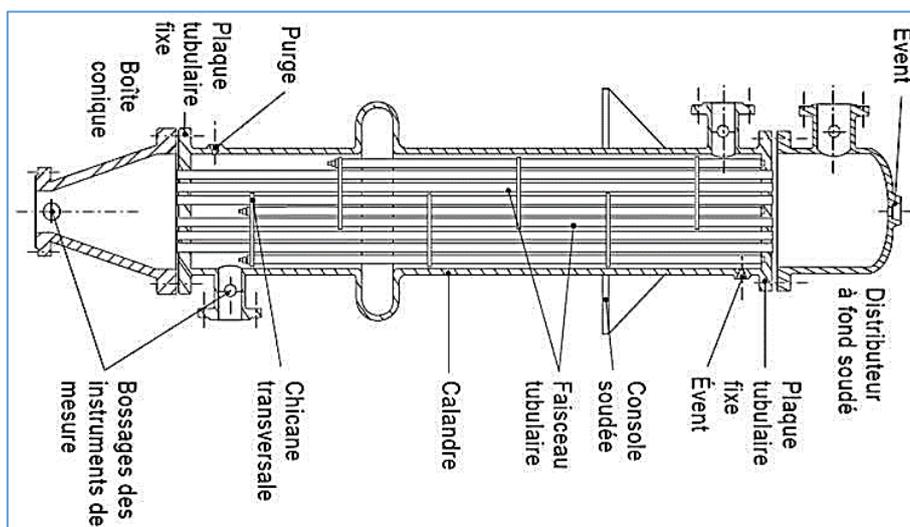


Figure II.7 : Constituants d'un échangeur de chaleur à plaques tubulaires fixes

II.4.3.3. Echangeur à tubes en U

Les échangeurs à tubes en U sont composés de tubes coudés en forme de U, supportés par une seule plaque tubulaire. Ce système permet une dilatation libre du faisceau, bien que le nettoyage des tubes soit principalement réalisé par voie chimique en raison de sa difficulté d'accès autrement [25].

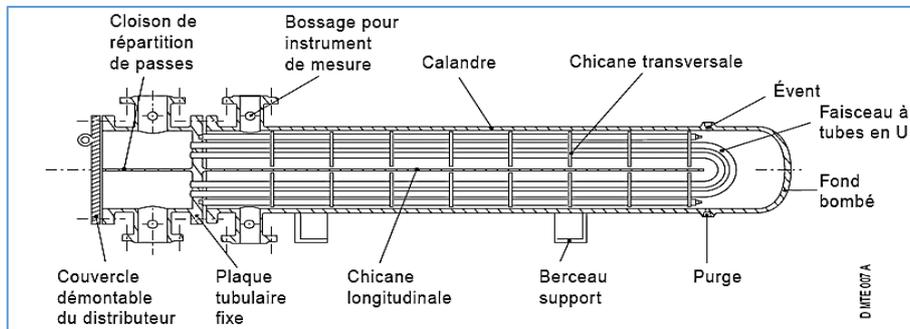


Figure II.8 : Constituants d'un échangeur de chaleurs à tubes en U

II.4.4. Echangeur à plaque

Les échangeurs à plaques ont été développés initialement pour répondre aux besoins spécifiques de l'industrie laitière. Ce type d'échangeur se compose d'un ensemble de plaques métalliques embouties à travers lesquelles s'opère le transfert de chaleur entre deux fluides.

- Les plaques sont maintenues serrées entre un cadre fixe et un cadre mobile, positionnées et guidées par deux barres supérieure et inférieure de support.
- Des tirants fixent les cadres pour maintenir les plaques serrées, tandis que les barres guides reposent sur un support.
- Chaque plaque est munie d'un joint assurant l'étanchéité de l'échangeur et la répartition des fluides dans les canaux formés entre deux plaques.
- L'emboutissage des plaques en chevrons ou en cannelures, notamment utilisé dans les industries alimentaires, favorise la turbulence des fluides et assure une résistance à la pression.
- Les fluides circulent alternativement entre les plaques, et les corrugations favorisent un écoulement turbulent même à faible vitesse, ce qui entraîne des coefficients de transfert de chaleur très élevés [25].

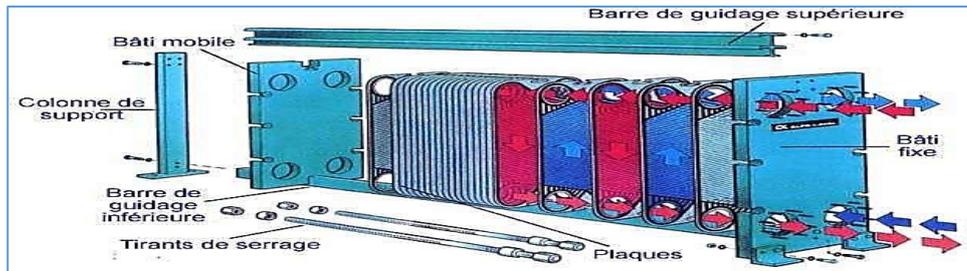


Figure II.9 : Constituants d'un échangeur

Ce type d'échangeur est caractérisé par :

- Simple et fiable.
- Grande durée de vie et pratiquement pas de panne.
- Absence de pièces en mouvement « sécurité de fonctionnement ».
- Peu de maintenance nécessaire.
- Faible risque de contamination de l'air frais en cas de bonne conception.
- Exécution en divers matériaux et nombreuses combinaisons possibles.
- L'échangeur présente une perte de charge relativement importante, surtout à de grands débits.

Selon la géométrie du canal utilisé, on distingue les échangeurs à surface primaire et les échangeurs à surface secondaire [25].

II.4.4.1. Échangeurs à surface primaire

Les échangeurs à surface primaire sont conçus avec des plaques comportant des corrugations, des nervures ou des reliefs. Ces dessins du profil de plaques pour objectif d'améliorer le transfert de chaleur en multipliant les points de contact et de renforcer la résistance à la pression [24].

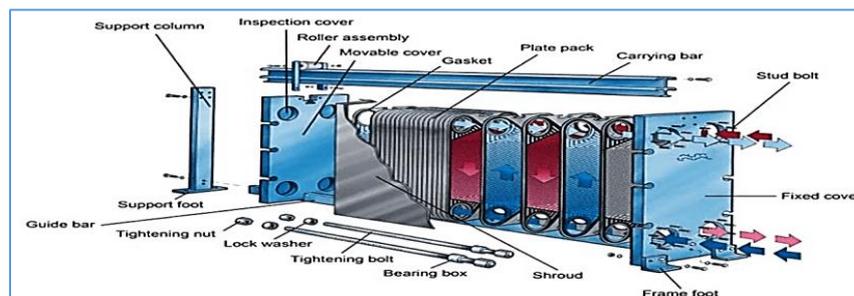


Figure II.10: Echangeur à surface primaire

A. Échangeurs à plaques et joints

Les échangeurs à plaques et joints sont constitués de plaques métalliques équipées de joints, serrées entre deux flasques (l'un fixe et l'autre mobile) à l'aide de tirants. Ce dispositif crée des canaux alternatifs à travers lesquels les fluides circulent, permettant un transfert de chaleur efficace. Les joints assurent l'étanchéité de l'échangeur et la répartition adéquate des fluides. Ces échangeurs sont appréciés pour leur simplicité, leur fiabilité et leur durabilité, avec peu de pièces mobiles, réduisant ainsi les risques de panne. Cependant, ils peuvent présenter une perte de charge notable, surtout à des débits élevés, en raison de la résistance au passage des fluides à travers les canaux étroits entre les plaques [24].

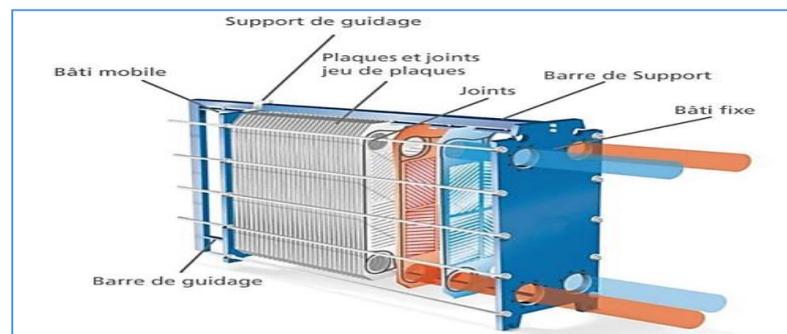


Figure II.11: Constituants d'un échangeur à plaques et joints

B. Échangeurs à plaques soudées ou brasées

Les échangeurs à plaques soudées ou brasées sont largement utilisés en récupération de chaleur dans divers secteurs tels que la chimie, la pétrochimie, l'agro-alimentaire, etc. Parmi les différents types d'échangeurs à plaques soudées ou brasées, on distingue :

- **Échangeur lamellaire**

L'échangeur lamellaire est une déclinaison de l'échangeur de type tubes et calandre, où le faisceau est composé de tubes disposés sous forme de lamelles. Ces lamelles sont formées en assemblant et en soudant deux plaques pour créer un canal à travers lequel s'écoule l'un des fluides. Chaque lamelle peut être équipée d'un élément interne, comme un tabulateur, afin d'améliorer la résistance à la pression et d'optimiser le transfert thermique [24].



Figure II.12 : Echangeur lamellaire

- **Échangeur à spirale**

L'échangeur à spirale est constitué de deux rubans de tôle gaufrée enroulés et maintenus parallèles, avec des taquets soudés sur les plaques pour maintenir une distance constante entre les surfaces d'échange des deux canaux. Ce type d'échangeur permet la circulation des fluides en mode monocanal, avec des courants parallèles ou croisés. Il est conçu pour fonctionner à des pressions allant jusqu'à environ 25 bar et à des températures pouvant atteindre environ 300 °C, ce qui en fait un choix adapté pour des applications nécessitant des conditions de fonctionnement à haute pression et haute température. L'échangeur à spirale est particulièrement efficace pour les applications où des fluides doivent être échangés à des pressions et des températures élevées, offrant ainsi une solution robuste et fiable pour le transfert de chaleur dans des environnements exigeants [24].

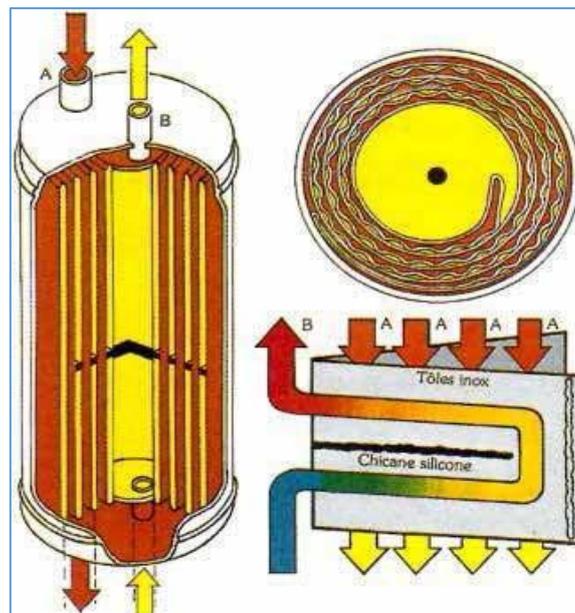


Figure II.13 : Echangeur à spirale

II.4.4.2. Echangeurs à surface secondaire

Ces échangeurs sont fabriqués à partir d'aluminium ou d'acier inoxydable. Ils se composent d'un empilement de tôles ondulées formant des ailettes, séparées par des tôles planes [24].

II.5. Caractérisation et critères de classement des échangeurs de chaleur

Dans cette partie, nous donnons les caractéristiques des échangeurs de chaleur ainsi que les divers critères de sélection qui déterminent leur efficacité et leur adaptabilité à différentes applications.

II.5.1. Caractéristiques des échangeurs de chaleur

II.5.1.1. Critères de sélection

Plusieurs critères sont à considérer pour le choix d'un échangeur suivant son utilisation. La puissance thermique est toujours la principale préoccupation, mais le choix définitif de l'échangeur peut dépendre d'autres paramètres tels que [26] :

- Matériaux de construction ;
- Pression et température de fonctionnement, Débits, Type d'écoulement ;
- Paramètres de performance : l'Efficacité thermiques et les pertes de charge ;
- Risque d'encrassement, L'encombrement ;
- Types et phases de fluides ;
- Possibilités d'entretien, d'inspection, de nettoyage, extension et de réparation ;
- Coût global ;
- Techniques de fabrication ;
- Applications destinées.

En générale les domaines d'emploi d'échangeurs faisceau calandre sont les suivants :

- les appareils a faisceaux tubulaires à une passe sont utilisés en qu'un d'un grand débit du courant qui est dirigé à l'intérieur. Des tubes aussi que pour condenser les vapeurs des produits organiques.

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

- les appareils à faisceau tubulaires à plusieurs passes sont utilisés pour effectuer l'échange de chaleur entre deux liquides, aussi entre un liquide et vapeur qui se condense dans le dernier cas le liquide est dirigé à l'intérieur des tubes et la vapeur extérieure des tubes.

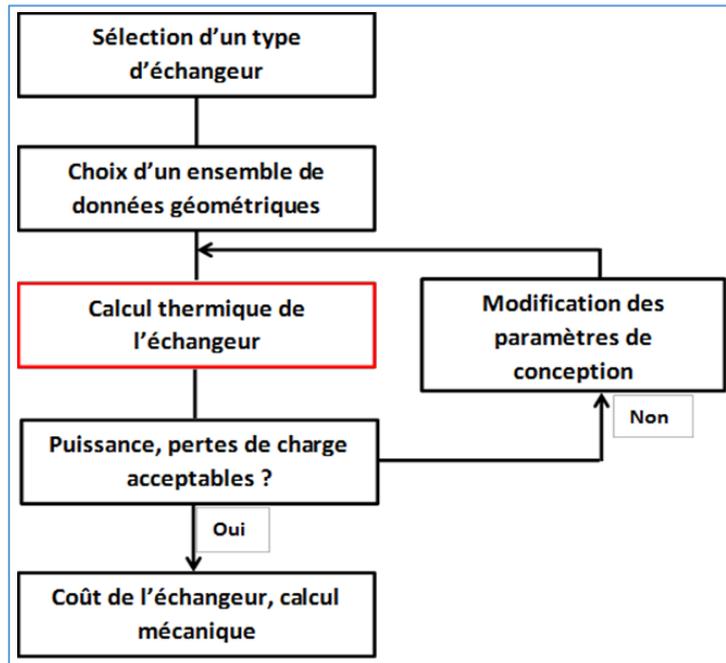


Figure II.14 : Méthode de conception d'un échangeur

Source : cours IAP Boumerdès

Les échangeurs de chaleur doivent remplir les conditions suivantes :

1. Grande efficacité thermique ;
2. Perte de charge aussi faible que possible ;
3. Fiabilité et espérance de vie ;
4. Produit de haute qualité et un fonctionnement sûr ;
5. Compatibilité des matériaux avec les fluides de fonctionnement ;
6. Format pratique, facile pour l'installation, l'utilisation fiable ;
7. Facilité d'entretien et de réparation ;

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

8. Léger mais robuste dans la construction pour résister aux pressions opérationnelles ;

9. Simplicité de fabrication ;

10. Faible coût.

II.5.2. Critères de classement des échangeurs de chaleur

Les échangeurs de chaleur peuvent être classés selon plusieurs critères, notamment :

II.5.2.1. La nature des fluides [27]

- **Échangeurs de chaleur liquide-liquide** : Ces échangeurs sont utilisés pour transférer de la chaleur entre deux liquides, tels que l'eau, l'huile ou des produits chimiques.
- **Échangeurs de chaleur gaz-gaz** : Ces échangeurs sont utilisés pour transférer de la chaleur entre deux gaz, tels que l'air, la vapeur ou des gaz industriels.
- **Échangeurs de chaleur liquide-gaz** : Ces échangeurs sont utilisés pour transférer de la chaleur entre un liquide et un gaz, tels que l'eau et l'air ou l'huile et la vapeur.
- **Échangeurs de chaleur à changement de phase** : Ces échangeurs sont utilisés pour transférer de la chaleur lors d'un changement de phase d'un fluide, tels que la condensation de la vapeur d'eau ou l'ébullition de l'eau.

II.5.2.2. La disposition des tubes [27]

- **Échangeurs de chaleur à tubes horizontaux** : Les tubes sont disposés horizontalement dans la calandre.
- **Échangeurs de chaleur à tubes verticaux** : Les tubes sont disposés verticalement dans la calandre.
- **Échangeurs de chaleur à tubes en serpentins** : Les tubes sont enroulés en serpentins autour d'un noyau central.

II.5.2.3. Le type de flux [27]

- **Échangeurs de chaleur à écoulement mono-phase** : Les deux fluides circulent en phase liquide ou gazeuse.

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

- **Échangeurs de chaleur à écoulement diphasique** : Un des fluides circule en phase liquide ou gazeuse, tandis que l'autre circule en phase liquide et gazeuse (par exemple, condensation de vapeur d'eau).

II.5.2.4. La présence de chicanes [27]

- **Échangeurs de chaleur sans chicanes** : Le fluide côté calandre s'écoule librement autour des tubes.
- **Échangeurs de chaleur avec chicanes** : Des chicanes sont installées dans la calandre pour forcer le fluide côté calandre à changer de direction et augmenter la turbulence.

II.5.2.5. Le matériau de construction [27]

- **Échangeurs de chaleur en acier** : L'acier est un matériau économique et durable couramment utilisé pour les échangeurs de chaleur.
- **Échangeurs de chaleur en cuivre** : Le cuivre a une conductivité thermique élevée et est souvent utilisé pour les applications où une efficacité élevée est requise.
- **Échangeurs de chaleur en acier inoxydable** : L'acier inoxydable est résistant à la corrosion et est souvent utilisé pour les applications impliquant des fluides agressifs.
- **Échangeurs de chaleur en alliages** : Des alliages d'acier, de cuivre ou d'autres métaux peuvent être utilisés pour des applications spécifiques où des propriétés particulières sont requises.

II.5.2.6. La compacité [27]

- **Échangeurs de chaleur compacts** : Ces échangeurs ont une grande surface d'échange thermique par unité de volume.
- **Échangeurs de chaleur non compacts** : Ces échangeurs ont une surface d'échange thermique plus petite par unité de volume.

II.5.2.7. La pression de fonctionnement [27]

- **Échangeurs de chaleur basse pression** : Ces échangeurs sont conçus pour des pressions de fonctionnement relativement basses.
- **Échangeurs de chaleur haute pression** : Ces échangeurs sont conçus pour des pressions de fonctionnement élevées.

II.5.2.8. La température de fonctionnement [27]

- **Échangeurs de chaleur basse température** : Ces échangeurs sont conçus pour des températures de fonctionnement relativement basses.
- **Échangeurs de chaleur haute température** : Ces échangeurs sont conçus pour des températures de fonctionnement élevées.

II.6. Paramètres de fonctionnement d'un échangeur

Les performances d'un échangeur de chaleur sont influencées par plusieurs paramètres de fonctionnement, dont les principaux sont les suivants [28]:

II.6.1. Débits des fluides [28]

- **Débit massique (\dot{m})** : Il représente la masse du fluide qui traverse l'échangeur par unité de temps (kg/s). Le débit massique influence directement la vitesse d'écoulement du fluide et le transfert de chaleur.
- **Vitesse d'écoulement (v)** : Elle représente la vitesse à laquelle le fluide se déplace dans les tubes ou les canaux de l'échangeur (m/s). La vitesse d'écoulement influence la turbulence du fluide et le coefficient de transfert de chaleur.

II.6.2. Températures des fluides [28]

- **Température d'entrée (T_{in})** : Il s'agit de la température du fluide à l'entrée de l'échangeur (°C). La différence de température entre les fluides à l'entrée est le principal moteur du transfert de chaleur.
- **Température de sortie (T_{out})** : Il s'agit de la température du fluide à la sortie de l'échangeur (°C). La différence de température entre les fluides à la sortie est un indicateur de l'efficacité du transfert de chaleur.

II.6.3. Propriétés physiques des fluides [28]

- **Conductivité thermique (k)** : Elle représente la capacité du fluide à conduire la chaleur (W/m·°C). Une conductivité thermique élevée signifie que le fluide peut transporter la chaleur plus efficacement.

- **Viscosité (μ)** : Elle représente la résistance du fluide à l'écoulement (Pa·s). Une viscosité élevée signifie que le fluide est plus résistant à l'écoulement et peut réduire le transfert de chaleur.
- **Capacité calorifique (C_p)** : Elle représente la quantité de chaleur nécessaire pour augmenter la température d'un kilogramme de fluide d'un degré Celsius (KJ/kg·°C). Une capacité calorifique élevée signifie que le fluide peut stocker plus de chaleur.

II.6.4. Géométrie de l'échangeur [28]

- **Surface d'échange thermique (A)** : Il s'agit de la surface totale en contact avec les deux fluides où se produit le transfert de chaleur (m²). Une surface d'échange thermique plus grande permet un transfert de chaleur plus important.
- **Diamètre des tubes ou des canaux (D)** : Il influence la vitesse d'écoulement du fluide et le coefficient de transfert de chaleur.
- **Disposition des tubes ou des canaux** : La disposition des tubes ou des canaux dans l'échangeur peut affecter la turbulence du fluide et le transfert de chaleur.

II.6.5. Conditions ambiantes [28]

- **Température ambiante (T_{amb})** : Elle peut influencer les pertes thermiques de l'échangeur vers l'environnement.
- **Humidité ambiante (ϕ)** : Elle peut influencer les pertes thermiques par évaporation dans le cas d'un échangeur air-eau.

II.6.6. Puissance thermique (Q) [28]

Il s'agit de la quantité de chaleur transférée par l'échangeur par unité de temps (W). La puissance thermique est calculée par la formule suivante :

$$Q = M \cdot C_{pc} (T_1 - T_2) = m \cdot C_{pf} (t_2 - t_1) \quad (\text{II.1})$$

Où :

- M et m sont les débits massiques du fluide chaud et du fluide froid respectivement (kg/h)
- C_{pc} et C_{pf} sont les capacités calorifiques du fluide chaud et du fluide froid respectivement (kJ/kg·°C).

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

- T_1 et T_2 sont les températures d'entrée et de sortie du fluide chaud ($^{\circ}\text{C}$)
- t_1 et t_2 sont les températures d'entrée et de sortie du fluide froid ($^{\circ}\text{C}$)

II.6.7. Coefficients de transfert de chaleur (h) [28]

Les coefficients de transfert de chaleur représentent la capacité des surfaces d'échange à transférer la chaleur entre les fluides. Ils dépendent de plusieurs facteurs, tels que la géométrie de l'échangeur, les propriétés des fluides, les conditions d'écoulement et la turbulence.

- **Coefficient de transfert de chaleur par convection (h_{conv}):** Il représente le transfert de chaleur entre le fluide et la surface d'échange par convection.
- **Coefficient de transfert de chaleur par conduction (h_{cond}):** Il représente le transfert de chaleur à travers la paroi de l'échangeur par conduction.

Le coefficient de transfert de chaleur global (h) est la combinaison des coefficients de convection des deux fluides et du coefficient de conduction de la paroi.

II.7. Calcul thermique de l'échangeur

II.7.1. Méthode DTLM (Différence de température logarithmique moyenne)

L'application de cette méthode nécessite la connaissance des débits des fluides chauds et froids et leurs températures d'entrée et de sortie.

L'objectif consiste à déterminer :

- La surface d'échange ;
- La géométrie apportée en fonction du type d'échangeur, du coût, de la masse, et de l'encombrement.

L'expression du flux de chaleur échangé entre les deux fluides à travers un élément de surface dS est donné par l'équation [29] [30] :

$$dQ = U (T_1 - T_2) dA \quad (\text{II.2})$$

Avec :

U : coefficient d'échange global ;

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

T_1 et T_2 : Températures des fluides

La surface d'échange totale s'obtient en intégrant l'équation précédente :

$$A = \int \frac{dQ}{U(T_1 - T_2)dA} \quad (\text{II. 3})$$

L'intégration ne peut s'effectuer que pas à pas si l'on connaît l'évolution du coefficient d'échange U en fonction des températures T_1 et T_2 , dont l'évolution suivant l'écoulement doit aussi être connue [29] [30].

D'une manière générale, la surface d'échange ne peut être calculée qu'en admettant les hypothèses suivantes :

- On définit une température moyenne caractéristique ;
- On suppose que le coefficient d'échange global U déterminé à la température caractéristique d'échange.

La surface s'obtient par la relation [29] [30]:

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LM}} \quad (\text{II. 4})$$

Puissance échangée :

$$Q = M \times C_p \times (T_1 - T_2) = m \times c_p \times (t_2 - t_1) \quad (\text{II. 5})$$

$$\Delta T_{LM} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (\text{II. 6})$$

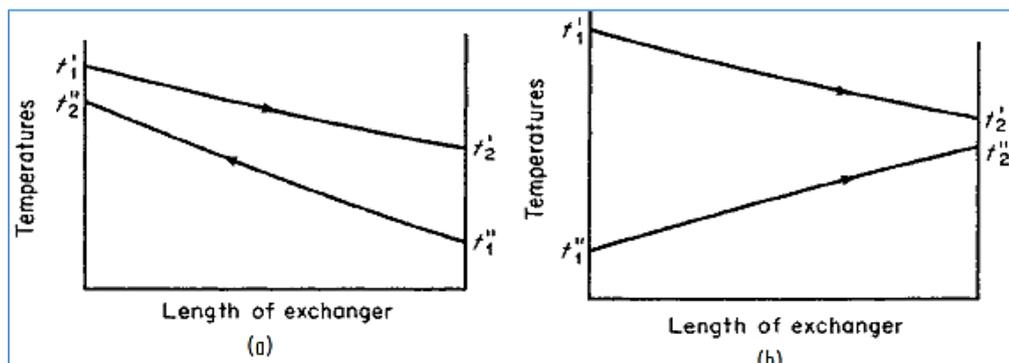


Figure II.15 : Variations des températures à co-courant (a) et à contre-courant (b).

Source : Cours IAP Skikda

II.7.2. Méthode de NUT (Nombre d'unités de transfert)

Dans certaines utilisations d'échangeurs, on doit déterminer les températures de sortie d'un échangeur connaissant les températures d'entrée et la surface d'échange. Ce problème est itératif, car on ne peut pas trouver directement une température moyenne caractéristique des fluides [29] [30].

On peut définir le nombre d'unité de transfert par le rapport :

$$NUT = \frac{U \times A}{Q_{\min}} \quad (II. 7)$$

Il existe une relation entre NUT et l'efficacité E

$$E = \frac{Q}{Q_{\max}} \quad (II. 8)$$

Echangeur Co-courant :

$$E = \frac{1 - \text{Exp}[-NUT(1 + R)]}{1 + R} \quad (II. 9)$$

Echangeur Contre-courant :

Avec :

$$R = \frac{Q_{\min}}{Q_{\max}} \quad (II. 10)$$

II.7.3. Méthode de Kern

C'est la méthode permettant de dimensionner les échangeurs de chaleur tubulaire. Pour cette méthode, les hypothèses de calcul suivantes sont prises en compte [31]:

- Le coefficient global d'échange thermique est constant ;
- Les propriétés thermodynamiques des fluides sont évaluées à des températures moyennes qu'on déterminera.

II.7.3.1. Bilan thermique [31]

$$Q = M \times C_p \times (T_1 - T_2) = m \times c_p \times (t_2 - t_1) \quad (II. 11)$$

II.7.3.2. Calcul de la DTLM [31]

$$\Delta T_{LM} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (\text{II. 12})$$

Avec

$$\Delta T_1 = \Delta T_{\max} = T_1 - t_2 \quad (\text{II. 13})$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\min} = T_2 - t_1 \quad (\text{II. 14})$$

II.7.3.3. Calcul du nombre de passes côté calandre nc

On détermine, d'abord, F le facteur de correction du flux d'un échangeur quelconque par rapport à un échangeur à contre-courant à partir d'abaques pour différentes géométries, après avoir calculé [31] :

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{II. 15})$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{II. 16})$$

F mesure l'efficacité de l'appareil par rapport à un échangeur à contrecourant pur, dans les mêmes conditions opératoires.

II.7.3.4. Le type de l'échangeur [31]

- Estimation du coefficient de transfert sale $U's$:

On choisit en première approche un coefficient global d'échange $U's$,

- Estimation de la surface d'échange A' :

$$A' = \frac{Q}{U'_s \times F \times \Delta T_{LM}} \quad (\text{II. 17})$$

- Choix du type d'échangeur, des matériaux à utiliser, de la longueur l, du diamètre des tubes do, de l'épaisseur e, de la disposition (en ligne ou en quinconce) et des pas P (tubes) B (chicanes).

- Estimation du nombre de tubes par calandre $N't=A'/a.nc$ (II.18)

- Surface d'échange d'un tube : $a=\pi d o l$ (II.19)

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

- Calcul du nombre de passes côté tubes
- Choix de l'appareil ou des appareils en série donnant Nt le plus voisin possible de $N't$, avec un nombre de passes côté tubes nt . $nt=2, 4, 6$ ou 8 par calandre.

II.7.3.5. Calcul du coefficient d'échange global de l'appareil U_s [31]

$$U_s = \frac{U'_s \times N'_t}{N_t} \quad (\text{II. 20})$$

II.7.3.6. Calcul des températures caloriques

$$t_c = t_2 + F_c(t_2 - t_1) \quad (\text{II. 21})$$

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) \quad (\text{II. 22})$$

Si les écarts de température sont faibles : $DTLM < 30^\circ\text{C}$ ou $(T_1 - T_2) < 60^\circ\text{C}$ ou $(t_2 - t_1) < 60^\circ\text{C}$ alors, on prend directement: $F_c = 0,5$

II.7.3.7. Calcul du coefficient de transfert propre U_p [31]

Toutes les propriétés (C, λ, d, μ) et (C', λ', d', μ') calculées à t_c ou T_c sauf μ_t calculée à T_t température de la paroi du tube.

A. Coefficient de transfert côté tubes (h_{to})

Pour calculer le nombre de Reynolds :

- Section de passage par passe a_t :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi d_i^2}{4} \quad (\text{II. 23})$$

- Vitesse massique :

$$G_t = \rho \times V_t = \frac{m}{a_t} \quad (\text{II. 24})$$

- Nombre de Reynolds:

$$Re_t = \frac{d_i \times G_t}{\mu} \quad (\text{II. 25})$$

- Facteur de correction de la viscosité :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14} \quad (\text{II. 26})$$

- Facteur de Colburn

$$j_H = \frac{h_i \times d_i}{\lambda} \times \left(\frac{C \times \mu}{\lambda}\right)^{-1/3} \times \phi_t^{-1} \quad (\text{II. 27})$$

- Coefficient de transfert de chaleur

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \times \left(\frac{\lambda}{d_i}\right) \times \left(C \times \frac{\mu}{\lambda}\right)^{1/3} \quad (\text{II. 28})$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{d_i}{d_o} = \frac{d_i}{d_o} \times j_H \times \left(\frac{\lambda}{d_i}\right) \times \left(C \times \frac{\mu}{\lambda}\right)^{1/3} \quad (\text{II. 29})$$

B. Coefficient de transfert côté calandre (h_o)

- Section de passage par calandre a_{cT}

- Pas normal carré ou triangulaire : $a_{cT} = \frac{D_c}{P} \times (P - d_o) \times B \quad (\text{II. 30})$

- Pas carré inversé : $a_{cT} = \sqrt{2} \times \frac{D_c}{P} \times (P - d_o) \times B \quad (\text{II. 31})$

- Diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4 \times \text{section de passage}}{\text{périmètre mouillé}} \quad (\text{II. 32})$$

- Pas carré : $D_e = 4 \times \frac{P^2}{\pi \times d_o} - d_o \quad (\text{II. 33})$

- Pas triangulaire : $D_e = 3,464 \times \frac{P^2}{\pi \times d_o} - d_o \quad (\text{II. 34})$

- Vitesse massique :

$$G_{cT} = \frac{M}{a_{cT}} \quad (\text{II. 35})$$

- Nombre de Reynolds :

$$Re_{cT} = \frac{D_e \times G_{cT}}{\mu'} \quad (\text{II. 36})$$

- Facteur de correction de la viscosité

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_c} \right)^{0.14} \quad (\text{II. 37})$$

- Facteur de Colburn :

$$j'_H = \frac{h_o \times D_e}{\lambda'} \times \left(\frac{C' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{-1/3} \times \phi_c^{-1} \quad (\text{II. 38})$$

- Coefficient de transfert de chaleur :

$$\frac{h_o}{\phi_c} = j_H \times \left(\frac{\lambda'}{D_e} \right) \times \left(C' \times \frac{\mu'}{\lambda'} \right)^{1/3} \quad (\text{II. 39})$$

C. Température du tube (T_t)

$$T_t = T_c - \frac{h_{io}/\phi_t}{h_o/\phi_c + h_{io}/\phi_t} (T_c - t_c) \quad (\text{II. 40})$$

- Détermination de μ_t à T_t
- Calcul de ϕ_t et ϕ_c

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t \quad (\text{II. 41})$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_c} \times \phi_c \quad (\text{II. 42})$$

Donc :

$$U_P = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (\text{II. 43})$$

II.7.3.8. Calcul de la résistance d'encrassement R_s [31]

$$R_s = \frac{U_P - U_S}{U_P \times U_S} \quad (\text{II. 44})$$

Il faut comparer R_s calculée à R_s admissible.

II.7.3.9. Calcul des pertes de charges [31]

A. Côté tubes

*Coefficient de friction : Lecture sur figure $f_t = f(\text{Re})$

*Longueur parcourue par le fluide : $L = l \times n_t$ (II.45)

*Perte de charge :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \times d} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t} + 2 \right] \quad (\text{II.46})$$

Il faut comparer ΔP_t calculée à ΔP_t admissible.

B. Côté calandre

*Coefficient de friction : Lecture sur figure $f_{cT} = f(\text{Re})$

*Longueur parcourue par le fluide :

$$L = D_c \times (N_{ch} + 1); (N_{ch} : \text{nombre de chicanes}) \quad (\text{II.47})$$

*Perte de charge

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_{cT} \times G_{cT}^2 \times (N_{ch} + 1) \times D_c}{1,271 \cdot 10^{15} \times d' \times D_e \times \phi_c} \quad (\text{II.48})$$

Il faut comparer ΔP_c calculée à ΔP_c admissible.

II.7.3.10. Calcul de l'efficacité ϵ [31]

$$\eta = \epsilon = \frac{Q_{\text{réel}}}{Q_{\text{max}}} \quad (\text{II.49})$$

Q_{max} : est la quantité de chaleur théorique échangée entre eux

$$Q_{\text{max}} = C_{\text{min}} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}}) \quad (\text{II.50})$$

On a:

$$C_{\text{min}} \text{ min de } [M_C \times C_{pC}, m_f \times c_{pf}] \quad (\text{II.51})$$

$$\mathbf{m}_f \times \mathbf{C}_{Pf} > \mathbf{M}_C \times \mathbf{C}_{PC} \quad \rightarrow \quad \mathbf{Q}_{\max} = \mathbf{M}_C \times \mathbf{C}_{PC} \times (\mathbf{T}_{Ce} - \mathbf{t}_{fe}) \quad (\text{II. 52})$$

$$\mathbf{m}_f \times \mathbf{C}_{Pf} < \mathbf{M}_C \times \mathbf{C}_{PC} \quad \rightarrow \quad \mathbf{Q}_{\max} = \mathbf{m}_f \times \mathbf{C}_{Pf} \times (\mathbf{T}_{Ce} - \mathbf{t}_{fe}) \quad (\text{II. 53})$$

II.8. Les différents problèmes qui se trouvent dans un échangeur

Les échangeurs de chaleur sont des composants essentiels dans de nombreux systèmes industriels et domestiques. Cependant, ils peuvent être sujets à divers problèmes qui peuvent affecter leurs performances et leur durée de vie. Voici une description détaillée des problèmes courants rencontrés dans les échangeurs de chaleur [32]:

II.8.1. Enfoulement

L'encrassement se produit lorsque des dépôts de matériaux s'accumulent sur la surface des tubes l'échangeur de chaleur. Ces dépôts peuvent être constitués de tartre, de corrosion, de produits de dégradation du fluide, etc. L'encrassement réduit la surface d'échange thermique et augmente la résistance au transfert de chaleur, ce qui diminue l'efficacité de l'échangeur [32].

II.8.2. Corrosion

La corrosion est la dégradation du métal due à une réaction chimique avec l'environnement. Elle peut être causée par l'exposition à l'air, à l'eau, aux produits chimiques ou à d'autres agents agressifs. La corrosion peut affaiblir les tubes ou les plaques de l'échangeur de chaleur, ce qui peut entraîner des fuites ou des ruptures [32].

II.8.3. Érosion

L'érosion est l'usure des tubes ou des plaques de l'échangeur de chaleur due au frottement ou à l'impact du fluide. Elle est généralement causée par des vitesses de fluide élevées ou des particules solides présentes dans le fluide. L'érosion peut amincir les parois des tubes ou des plaques, ce qui peut entraîner des fuites ou des ruptures [32].

II.8.4. Vibrations

Les vibrations peuvent être causées par des pompes, des vannes ou d'autres équipements dans le système. Elles peuvent entraîner une fatigue du métal et des dommages aux tubes ou

Chapitre II : Généralités sur les échangeurs de chaleur

aux plaques de l'échangeur de chaleur. Les vibrations peuvent également affecter la distribution du fluide et réduire l'efficacité de l'échangeur [32].

II.8.5. Fuites

Les fuites peuvent se produire au niveau des joints, des soudures ou des parois des tubes ou des plaques. Elles sont généralement causées par l'encrassement, la corrosion, l'érosion ou les vibrations. Les fuites peuvent entraîner une perte de fluide, une contamination croisée des fluides et une baisse de pression dans le système [32].

II.8.6. Défaillance mécanique

Les défaillances mécaniques peuvent inclure la rupture de tubes, la défaillance de joints ou la séparation de plaques. Elles sont généralement causées par une combinaison de facteurs, tels que l'encrassement, la corrosion, l'érosion, les vibrations et les surpressions. Les défaillances mécaniques peuvent entraîner des fuites importantes, des dommages aux équipements et des interruptions de service [32].

II.8.7. Problèmes de performance

Les problèmes de performance peuvent inclure une diminution de l'efficacité du transfert de chaleur, une augmentation des pertes de charge et une instabilité du fonctionnement. Ils sont généralement causés par l'encrassement, la corrosion, l'érosion, les vibrations, les fuites ou une mauvaise sélection de l'échangeur de chaleur. Les problèmes de performance peuvent réduire la capacité de production, augmenter les coûts d'exploitation et nécessiter des réparations ou un remplacement de l'échangeur [32].

II.8.8. Prévention et maintenance des problèmes

La prévention et la maintenance régulières sont essentielles pour prolonger la durée de vie et les performances d'un échangeur de chaleur. Il est important de :

- Effectuer des inspections régulières pour détecter les signes d'encrassement, de corrosion, d'érosion, de vibrations ou de fuites.
- Nettoyer l'échangeur de chaleur régulièrement pour éliminer les dépôts et les contaminants.
- Traiter l'eau d'alimentation pour prévenir la corrosion et le tartre.
- Surveiller les vibrations et prendre des mesures correctives si nécessaire.

- Réparer ou remplacer les pièces défectueuses rapidement.
- Utiliser un échangeur de chaleur correctement dimensionné pour les conditions de fonctionnement prévues.

II.9. Conclusion

En conclusion, les échangeurs de chaleur jouent un rôle essentiel dans de nombreux domaines industriels et domestiques en facilitant le transfert de chaleur entre deux fluides. Leur conception et dimensionnement nécessitent une analyse détaillée de facteurs tels que les propriétés des fluides, les conditions d'écoulement, la géométrie de l'échangeur, les pertes de charge et l'efficacité thermique.

En ce qui concerne le calcul des échangeurs de chaleurs, les méthodes présentées permettent de prédire et optimiser les performances des échangeurs. Le choix du type d'échangeur adapté dépend des exigences spécifiques de chaque application, avec des options telles que les échangeurs tubulaires, à plaques, à spirale, etc., chacun présentant des avantages et des inconvénients en termes de performance, de coût et de compacité.

La sélection d'un échangeur de chaleur approprié repose sur l'évaluation des besoins en transfert de chaleur, des contraintes d'espace, des exigences de pression et de température, ainsi que des considérations économiques. Pour garantir des performances optimales, le processus de sélection et de conception des échangeurs de chaleurs doit se faire sur la base de simulations numériques à l'aide des logiciels de simulation.

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

III.1. Introduction

Les systèmes de transfert de chaleur, tels que les refroidisseurs à eau, jouent un rôle important dans l'efficacité opérationnelle de l'unité de production (U-100). Le refroidisseur 100-E-115A/B sujet de notre étude se distingue comme un équipement stratégique de cette unité. Depuis le lancement du complexe RA2K, des opérations de maintenance ont été entreprises pour assurer le bon fonctionnement des installations et garantir une continuité optimale de la production, notamment le cas du refroidisseur E-115A/B, qui a été soumis à un processus de révision.

À la suite de cette opération, une amélioration significative de la production a été observée dans l'ensemble de l'unité. Pendant la première année de la mise en service de l'unité en 2009 ; le refroidisseur à eau de Naphta (E-115) a bien fonctionné. Cependant, depuis lors, une augmentation de la température du Naphta à la sortie de cet échangeur a été observée, atteignant parfois 50 °C. En raison des divers problèmes rencontrés avec le refroidisseur de Naphta, un transfert de chaleur inefficace a été constaté. Cette baisse peut être attribuée à plusieurs facteurs, notamment une réduction du débit dans le réseau d'eau de refroidissement et une mauvaise qualité et température de l'eau. Cette réduction du débit d'eau a un impact important sur le transfert de chaleur dans les refroidisseurs de Naphta.

Tous ces facteurs ont un impact négatif sur le rendement de l'échangeur et rend difficile la réduction de la température de Naphta en dessous de 40 °C, qui correspond à la température exigée pour le stockage du naphta pour des raisons de sécurité. Les refroidisseurs de Naphta, notamment les échangeurs E-115A/B, qui sont au cœur de notre étude, connaissent une diminution importante du coefficient de transfert de chaleur due à plusieurs causes :

- Débit d'eau de refroidissement insuffisant ;
- Bouchage due à la présence des dépôts sur la paroi intérieure des tubes d'échangeur (le phénomène d'entartrage) ;
- Bouchage dû aux matières en suspension dans l'eau de refroidissement (comme le sable) ;
- Dégradation de la surface externe des tubes d'échangeur ;
- Les fuites et la corrosion sur les tubes et la boîte de distribution d'échangeur.

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Notre étude se concentre alors sur l'optimisation de la refonte de l'échangeur de chaleur, en proposant une solution permettant de diminuer de la température de Naphta en dessous de 40°C, dans l'objectif de maintenir la sécurité des équipements et améliorer le rendement.

III.2. Description et rôle de l'échangeur E-115A/B

L'échangeur 100-E-115A/B occupe une position importante dans l'unité 100 en assurant le refroidissement essentiel du naphta, le principal produit du complexe. Son bon fonctionnement est essentiel pour maintenir une température optimale du naphta vers le stockage, minimisant ainsi les risques associés aux températures élevées (> 40°C) dans le parc de stockage. Le taux de fonctionnement de cet échangeur doit être maintenu en dessous de 75% pour éviter toute surchauffe du naphta.

La coupe de naphta provenant de la batterie des aéro-réfrigérants 100-A-106 A-F à une température de 50°C (design) dirigée vers l'échangeur E-115A/B qui consiste à refroidir cette coupe. Cette coupe de naphta particulière est une combinaison de naphta issu du stripper T-102, pompé via la pompe 100-PM-104, et du naphta provenant de la tête de la colonne de distillation atmosphérique T-103. Ce mélange représente 70% du volume total de naphta dirigé vers le stockage. Le naphta refroidi à 40°C (design) dans cet échangeur est combiné avec 30% du naphta provenant du fond de la colonne de débutaniseur T-201, avant d'être envoyé vers le stockage.

L'échangeur est de type faisceau-calandre BES, composé principalement d'un faisceau de 860 tubes répartis sur 4 passes, avec une boîte de distribution démontable en forme de bonnet (type B), un circuit de fluide à l'intérieur de la calandre effectuant une passe (type E) et une tête flottante (type S) équipée d'une contre-bride démontable. La facilité de nettoyage de ce refroidisseur est due à la possibilité de démonter son faisceau tubulaire. L'ensemble des échangeurs E115 A/B est équipé des quatre côtés de by-pass pour permettre des interventions éventuelles sans arrêter l'unité.

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

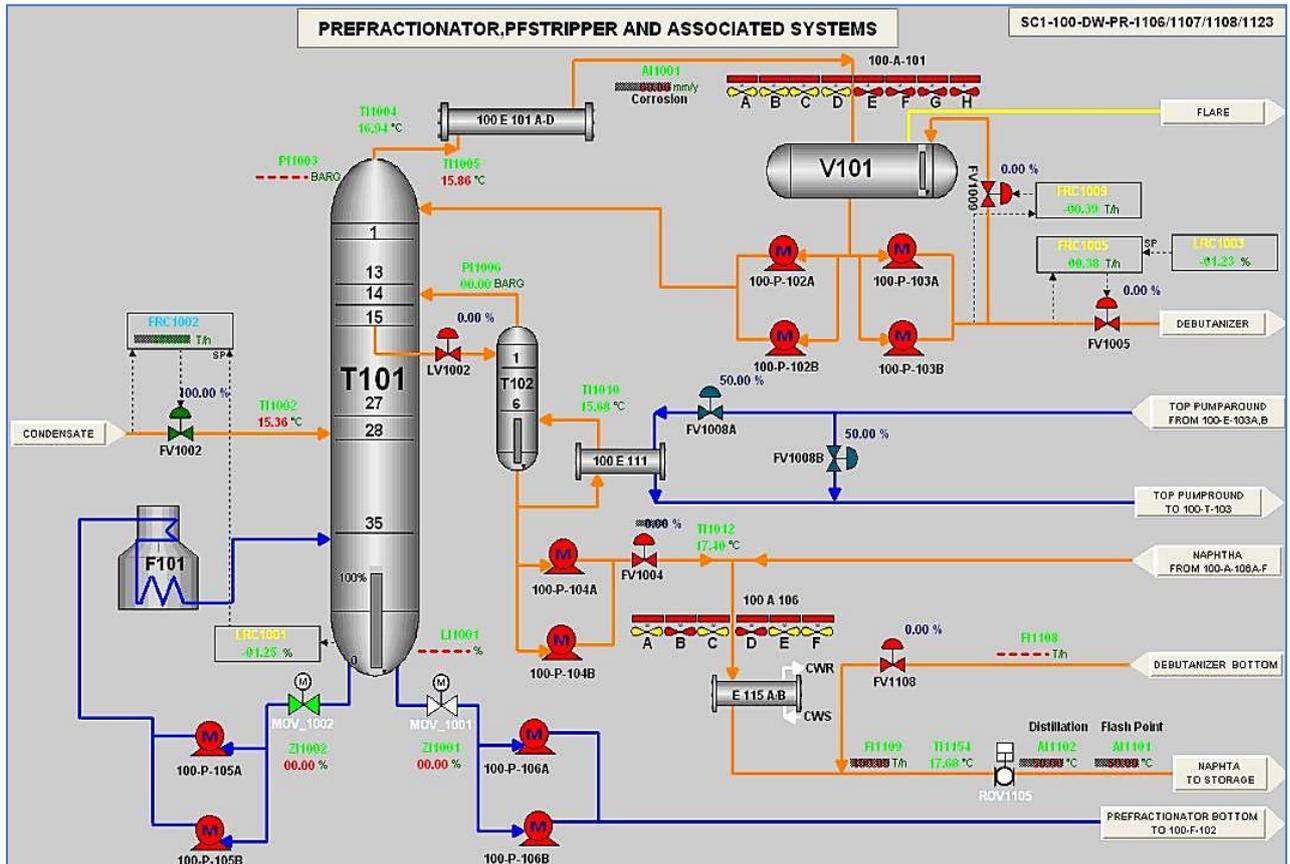


Figure III.1 : Emplacement de l'échangeur 100-E-115A/B dans l'unité 100.

Source : Salle DCS – Complexe RA2K



Figure III.2 : L'échangeur 100-E-115A/B.

Source : Service Inspection, Département RA2K

III.3. Analyse des causes de mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E115

L'analyse des causes fait ressortir ce qui suit :

III.3.1. Débit insuffisant de l'eau de refroidissement

Le débit d'eau de refroidissement à travers les tubes du refroidisseur E-115 est insuffisant, principalement en raison de deux causes :

- Le débit d'eau dans le réseau de refroidissement issu de l'unité 500 est considérablement inférieur au débit de design, cela est dû à des problèmes au niveau des pompes de charges de l'eau de refroidissement.
- Une dizaine des tubes de la première passe de l'échangeur est pinoché dû au fait qu'ils sont fuillars.

Le fonctionnement de cet échangeur avec un débit d'eau insuffisant engendre l'augmentation de la température de Naphta qui est destinée vers le stockage.

III.3.2. Présence des dépôts sur la paroi intérieure des tubes d'échangeur

La température du Naphta à la sortie du refroidisseur E-115 ne dépasse le seuil alarmant ($> 40^{\circ}\text{C}$) qu'après la formation des dépôts sur les parois internes des tubes. Après l'ouverture de l'échangeur pour l'inspection, les remarques suivantes ont été dressées :

- Un Dépôt de tartre important dans la boîte de distribution de l'eau ainsi que sur la plaque tubulaire et la paroi interne des tubes.
- Peinture dans un état dégradé.

L'entartrage se matérialise par une formation d'incrustations adhérentes et dures sur les surfaces d'échanges généralement métalliques. Pour qu'il y ait entartrage, deux conditions doivent être remplies :

- La limite de solubilité du sel contenu dans l'eau doit être dépassée.
- La vitesse de dépôt doit être suffisamment rapide.

Les résultats de l'analyse du dépôt des faisceaux tubulaires de l'échangeur E-115A/B, données par le laboratoire du complexe, mettent en évidence la présence d'une quantité importante des sels minéraux, des sulfates, silices et des oxydes de fer.

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

La cause principale de la formation des tartres est la mauvaise qualité de l'eau de refroidissement ; vu que le taux de Mg et Ca dans l'eau de refroidissement est élevée et vu les conditions d'exploitation dans ce cas on a donc une formation d'une couche métallique c'est le tartre qui devient après le temps un dépôt métallique (dépôt de tartre) qui va déposer sur la surface intérieure des tubes d'échangeur et cause leur bouchage.

III.3.3. Bouchage des tubes d'échangeur

L'eau de refroidissement contient des particules solides et organiques qui peuvent altérer l'état des équipements, elle subit certains traitements avant son utilisation dans les unités.

Le bouchage des tubes d'échangeur E-115A/B du aux matières solides en suspension dans l'eau de refroidissement (comme le sable).

III.3.4. Dégradation de la surface externe des tubes d'échangeur

Des traces de corrosion ont été repérées le long de la fissure principale, manifestant une présence constante dans certaines zones et intermittente dans d'autres.

III.3.5. Fuites et corrosion des tubes et des boites

La corrosion au niveau de l'échangeur E-115A/B est provoquée par la présence de sels corrosifs tels que le chlorure dissous présents dans l'eau de dessalement, principale responsable de la corrosion des tubes.

Le problème des fuites sur les tubes de l'échangeur E-115A/B est du à ces deux causes :

- La corrosion cavernueuse ; est le résultat d'une attaque électrochimique. Elle peut se produire même avec de faibles concentrations en ions chlorure (Cl⁻) et à température ambiante. Cette corrosion est accélérée par l'augmentation de la température, qui est causée par le faible débit d'eau, entraînant la stagnation de l'eau à l'intérieur de l'échangeur.
- L'érosion, cette dernière contribue aussi au perçage des tubes.

III.4. Partie calcul

Dans cette partie, nous allons explorer les différents calculs nécessaires pour l'analyse de performance de l'échangeur.

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

III.4.1. Calcul thermique de l'échangeur 100-E115A/B

III.4.1.1. Méthode de Calcul

Dans cette partie, nous effectuerons le calcul thermique de l'échangeur 100-E-115A/B par la méthode de Kern.

Le tableau suivant représente les paramètres de fonctionnement de l'échangeur :

Tableau III.1 : Les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E-115.

Fluide	Fluide chaud	Fluide froid
Fluide circulant	Naphta	Eau
Débit massique (kg/h)	417 069	313 542
Température d'entrée (°C)	50	35
Température de sortie (°C)	40	42

III.4.2. Calcul cas Design

Le tableau suivant représente Les caractéristiques mécaniques de l'échangeur E-115

Tableau III.2: Les caractéristiques mécanique de l'échangeur E-115

Caractéristiques mécaniques	Paramètres
Type : BES	Echangeur faisceau calandre à tête flottante
Position	Horizontale
Superficie totale	702,46 m ²
Nombre d'appareil	2 en série
Nombre de tubes	860
Longueur du faisceau	L= 5,2 m
Longueur de calandre	Lc= 4,95 m
Nombre de passe Calandre:	n _c =1
Nombre de passe Faisceau :	n _t =4
Diamètre extérieur des tubes	do=0,025 m
Diamètre intérieur des tubes	di=0,020 m
Epaisseur paroi	e=0,0025m
Diamètre extérieur calandre	Dc=1,2 m
Disposition des tubes	pas Carré inversé
Le Pas	P= 0,032 m
Espacement entre chicanes	B=0,45 m

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

A. Coté tube :

Le fluide s'écoulant à l'intérieur des tubes est l'eau (fluide froid).

Le tableau suivant représente Les propriétés physico-chimiques de l'eau :

Tableau III.3 : Les propriétés physico-chimiques de l'eau

t(°C)	ρ (kg/m ³)	μ (kg/m h)	c_p (kcal/kg °C)	λ (kcal/h m °C)
t ₁ = 35	0,9929	0,7298	4,1799	0,6317
t ₂ = 42	0,9902	0,6392	4,1764	0,6354
t _m = 38,5	0,9915	0,6822	4,1781	0,6335

B. Coté calandre :

Le fluide s'écoulant à l'extérieur des tubes est le Naphta (fluide chaud).

Le tableau suivant représente Les propriétés physico-chimiques du Naphta :

Tableau III.4 : Les propriétés physico-chimiques du Naphta

t(°C)	ρ (kg/m ³)	μ (kg/m h)	c_p (kcal/kg °C)	λ (kcal/h m °C)
T ₁ = 50	0,6871	0,3253	2,2243	0,1212
T ₂ = 40	0,6957	0,3583	2,174	0,1241
T _m = 45	0,6915	0,3412	2,1992	0,1226

III.4.2.1. Bilan Thermique

Si on suppose qu'on n'a pas de pertes de chaleur, donc on peut établir le bilan global comme suit :

$$Q_{cédée} = Q_{récue} = Q$$

On a :

$$Q_{cédée} = Q_1 = M.C_{pc}(T_1 - T_2)$$

$$Q_{récue} = Q_2 = m.C_{pf}(t_2 - t_1)$$

Avec :

Q_1 : quantité de chaleur cédée par le fluide chaud (Naphta) .

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Q_2 : quantité de chaleur reçue par le fluide froid (eau) .

M : débit massique du fluide chaud en kg/h.

m : débit massique du fluide froid en kg/h.

C_{pc} : la chaleur spécifique du fluide chaud en kcal/kg °C.

C_{pf} : la chaleur spécifique du fluide froid en kcal/kg °C.

Donc : $Q_{cédée} = 417069.2,1991 (50 - 40)$

$$Q_{récue} = 313542.4,1781 (42 - 35)$$

$$Q_{cédée} = 9171764,379 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{cédée} = 2194202,005 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{récue} = 9170068,811 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{récue} = 2193796,366 \text{ kcal/h}$$

III.4.2.2. Calcul de la différence logarithmique moyenne de température

$$\Delta T_{LM} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Avec :

$\Delta T_1 = \Delta T_{max}$: différence de température maximale

$\Delta T_2 = \Delta T_{min}$: différence de température minimale

Donc :

$$\Delta T_{max} = T_1 - t_2 = 8 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{min} = T_2 - t_1 = 5 \text{ °C}$$

$$\text{Donc : } \Delta T_{LM} = 6,383 \text{ °C}$$

III.4.2.3. Calcul de facteur de correction F

On a : $F = \epsilon (R.E)$

Avec :

E : Efficacité de transfert de l'échangeur

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

R : Rendement thermique de l'échangeur

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \boxed{R = 1,43}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \boxed{E = 0,47}$$

Donc : selon l'annexe 1 : $F = 0,92$

III.4.2.4. Détermination de coefficient de transfert sale $U's$

D'après l'annexe 2 : On a $U's : E.(350-720)$

Supposons : $\boxed{U's = 550 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}}$

III.4.2.5. Calcul de la surface d'échange

$$A' = \frac{Q}{U'_s \times F \times \text{DTLM}}$$

$$A' = \frac{1027292,065}{550 \times 0,92 \times 6,383}$$

Donc : $\boxed{A' = 679,37 \text{ m}^2}$

III.4.2.6. Calcul de la surface d'échange d'un tube

La relation de calcul a_t comme suit :

$$a_t = \pi.d_e.L$$

avec :

d_e : diamètre extérieur du tube (m).

L : longueur du tube (m).

$$a_t = 3,14 \cdot 0,025 \cdot 5,2$$

donc : $\boxed{a_t = 0,4082 \text{ m}^2}$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

III.4.2.7. Calcul de nombre de tube par calandre

La relation de calcul de nombre de tubes est comme suite :

$$N'_t = A' / (a_t \cdot n_c)$$

Avec :

N'_t : nombre de tube par calandre.

A' : surface d'échange totale.

a_t : surface d'échange d'un tube.

n_c : nombre de passe coté calandre

$$N'_t = 679,37 / (0,4082 \cdot 2) \quad \text{Donc : } \boxed{N'_t = 832 \text{ tubes}}$$

III.4.2.8. Calcul du coefficient global de transfert sale U_s

La relation comme suit :

$$U_s = \frac{U'_s \times N'_t}{N_t}$$

Avec :

U'_s : coefficient de transfert sale (kcal/h.m². °C).

N'_t : Nombre de tubes calculés par calandre.

N_t : Nombre de tubes d'après le désigne par calandre.

Donc :

$$U_s = \frac{550 \times 832}{860}$$

$$\text{Donc : } \boxed{U_s = 532,19 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}}$$

III.4.2.9. Calcul de la température calorique

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

D'après les formules suivantes :

$$T_C = T_2 + F_C (T_1 - T_2)$$

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

Avec :

F_c : fraction calorique.

On remarque que les écarts de températures sont faibles ($DTLM < 30$), donc on prend

$$F_c = 0,5$$

$$T_C = 40 + 0,5(50 - 40)$$

$$T_C = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_c = 35 + 0,5(42 - 35)$$

$$t_c = 38,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

III.4.2.10. Calcul de coefficient de transfert propre U_p

Pour calculer le coefficient de transfert U_p , il est nécessaire de passer par les étapes suivante :

A. Coefficient de transfert thermique coté tube :

- Section de passage par passe :

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

Avec :

d_i : diamètre intérieur du tube (m).

N_t : nombre de tube.

n_t : nombre de passe.

$$a_t = \frac{860}{8} \times \frac{3,14 \cdot 0,2^2}{4}$$

Donc : $a_t = 0,0338 \text{ m}^2$

- Calcul de la vitesse massique :

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

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

Avec :

m : débit massique du fluide froid (eau) en (kg/h) .

a_t : section de passage (m^2).

$$G_t = \frac{313542}{0,0338}$$

Donc : $G_t = 9288757,221 \text{ kg/h.m}^2 \rightarrow \boxed{G_t = 2580,210 \text{ kg/s.m}^2}$

- **Calcul de nombre de Reynolds :**

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

Avec :

d_i : diamètre intérieur des tubes (m).

G_t : vitesse massique coté tube en kg/h.m^2 .

μ : viscosité du fluide en (kg/h.m).

$$Re_t = \frac{0,02 \times 2580,210}{0,0006822}$$

Donc : $\boxed{Re_t = 75643,81} \Rightarrow$ Donc : le régime est turbulent

- **Coefficient de colburn J_h :**

D'après l'abaque (annexe 4) : $j_h = f(Re, L/d_i)$

On a : $L/d_i = 260$, $Re_t = 75643,81 \Rightarrow \boxed{JH = 220}$ et $\boxed{ft = 0,012}$

Donc on peut calculer le coefficient de film interne qui est donné par l'équation suivante :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \times \left(\frac{\lambda}{d_i}\right) \times \left(C_p \times \frac{\mu}{\lambda}\right)^{1/3}$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Avec :

h_i : coefficient de transfert de chaleur coté tube

λ : conductivité thermique du fluide froid (kcal/h.m.°C)

d_i : diamètre intérieure du tube (m).

C_p : la chaleur spécifique (kcal/kg. °C)

μ : viscosité dynamique du fluide froid (kg/h.m)

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 220 \times \left(\frac{0,6335 \times 3,6}{0,02} \right) \times \left(4,1781 \times \frac{0,0006822}{0,6335 \times 3,6} \right)^{1/3}$$

On aura :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 41394,127 \text{ kj/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

Et :

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{d_i}{d_o}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 41394,127 \times \frac{0,02}{0,025}$$

$$\boxed{\frac{h_{io}}{\phi_t} = 33115,302 \text{ kj/h. m}^2 \cdot \text{°C}}$$

B. Calcul de coefficient de transfert de chaleur externe (coté calandre) :

-Section de passage :

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

Avec :

P : pas des tubes.

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

B : espacement entre chicanes (m).

D_c : diamètre de la calandre (m).

$$A_c = \frac{1,2}{0,032} \times (0,032 - 0,025) \times 0,45$$

Donc : $A_c = 0,118 \text{ m}^2$

-Vitesse massique :

La relation comme suit :

$$G_c = \frac{M}{A_c}$$

Avec :

M: débit massique du fluide chaud en kg/h.

$$G_c = \frac{417069}{0,118125}$$

Donc: $G_c = 3530742,857 \text{ kg/h.m}^2 \implies G_c = 980,762 \text{ kg/s.m}^2$

-Le diamètre équivalent :

$$D_{\text{éq}} = 4 \cdot \text{Surface} / \text{Périmètre} = 4 \cdot (X \cdot P \cdot P - \pi \cdot d_e \cdot d_e / 4) / \pi \cdot d_e = (4 \cdot P \cdot P / \pi \cdot d_e) - d_e$$

$$D_{\text{éq}} = 0,027 \text{ m}$$

-Nombre de Reynolds :

La relation comme suit :

$$Re_c = \frac{d_{\text{éq}} \times G_c}{\mu_c}$$

Avec :

$d_{\text{éq}}$ = diamètre équivalent (m)

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

G_c = vitesse massique du fluide chaud en (kg/h.m²)

$$\text{Rec} = \frac{0,027 \times 980,762}{0,0003412}$$

Rec= 78122,76 Donc : le régime est turbulent

-Le coefficient de colburn j'_h :

D'après l'abaque (annexe 3) $J'_h=f(\text{Rec})$

On a : $j'_h= 170$ et $f_t=0,11$

-Le coefficient de transfert de chaleur externe :

$$\frac{h_o}{\phi_c} = j'_H \times \left(\frac{\lambda'}{D_{\text{éq}}} \right) \times \left(C_{p'} \times \frac{\mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_c} = 170 \times \left(\frac{0,1226 \times 3,6}{0,027} \right) \times \left(2,1991 \times \frac{0,0003412}{0,1226} \right)^{1/3}$$

Donc : $h_o / \phi_c = 5046,743 \text{ kJ/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

C. Calcul de la température de tube :

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

$$T_t = 45 - \frac{33115,302}{5046,743 + 33115,302} (45 - 38,5)$$

Donc : $T_t = 39,36^\circ\text{C}$

-Facteur de correction de la viscosité :

$$\text{on a : } \phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14}$$

$$\phi_t = \left(\frac{0,6822}{0,6698} \right)^{0,14}$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Donc : $\boxed{\phi_t = 1,00}$

Et :

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_c} \right)^{0.14}$$

$$\phi_c = \left(\frac{0,3412}{0,3602} \right)^{0.14}$$

Donc : $\boxed{\phi_c = 0,99}$

D .Calcul du coefficient de film interne rapporté à la surface extérieure :

$$h_{io} = \frac{h_{i0}}{\phi_t} \times \phi_t$$

donc: $\boxed{h_{io} = 33200,455 \text{ kj/h.m}^2.\text{°C}}$

E. Calcul du coefficient de film externe :

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

$$h_o = 5046,743 \times 0,99$$

Donc : $\boxed{h_o = 5008,599 \text{ kj/h.m}^2.\text{°C}}$

Donc le coefficient global de transfert propre (U_p) est :

La relation comme suite :

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

$$U_p = \frac{5008,599 \times 33200,455}{5008,599 + 33200,455}$$

Donc : $U_p = 4352,05 \text{ kj/h.m}^2.\text{°C} \Rightarrow \boxed{U_p = 1041,16 \text{ kcal/ h.m}^2.\text{°C}}$

III.4.2.11. Calcul de la résistance d'encrassement

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

On a : $U_p > U_s$

$$R_s = \frac{1041,16 - 532,97}{1041,16 \times 532,97}$$

Donc : $R_s = 0,000919 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}/\text{kcal}$

III.4.2.12. Calcul des pertes de charge

A. Perte de charge coté tube :

La relation de ΔP_t :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \times d} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \Phi_t} + 2 \right]$$

Avec :

n_c : nombre de passe coté calandre.

G_t : la vitesse massique ($\text{kg}/\text{h} \cdot \text{m}^2$).

d : densité de fluide froid

Φ_t : facteur de correction coté tube.

f_t : coefficient de friction

L : la longueur (m).

$$\Delta P_t = \frac{2 \times 8 \times 9288757,221^2}{1,271 \cdot 10^{15} \times 0,9912} \times \left[\frac{0,012 \times 5,2}{0,02 \times 1} + 2 \right]$$

Donc : $\Delta P_t = 0,561 \text{ kg}/\text{cm}^2$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

B. Perte de charge coté calandre :

La relation de ΔP_c :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_{cT} \times G_c^2 \times (N_{ch} + 1) \times D_c}{1,271.10^{15} \times d' \times D_e \times \emptyset_c}$$

Avec :

n_c : nombre de passe (coté calandre).

D_c : diamètre de la calandre.

D_e : diamètre équivalent.

N_{ch} : nombre de chicanes.

$$\Delta P_c = \frac{2 \times 0,11 \times 3530742,857^2 \times 17 \times 2 \times 1,2}{1,271.10^{15} \times 0,6991 \times 0,027 \times 0,99}$$

$$\Delta P_c = 0,509 \text{ kg/cm}^2$$

III.4.2.13. Calcul de l'efficacité ϵ

$$\eta = \epsilon = \frac{Q_{\text{réel}}}{Q_{\text{max}}}$$

Q_{max} : est la quantité de chaleur théorique échangée entre eux

$$Q_{\text{max}} = C_{\text{min}} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}})$$

On a:

$$C_{\text{min}} : \text{min de } [M_C \times C_{pC}, m_f \times c_{pf}]$$

$$m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \quad \rightarrow \quad Q_{\text{max}} = M_C \times C_{PC} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}})$$

$$m_f \times C_{Pf} < M_C \times C_{PC} \quad \rightarrow \quad Q_{\text{max}} = m_f \times C_{Pf} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}})$$

$$\text{On a : } m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \quad \rightarrow \quad m_f \times C_{Pf} = 1310009,83 \text{ kj/h.}^\circ\text{C}$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

$$M_C \times C_{PC} = 917176,438 \text{ kJ/h} \cdot ^\circ\text{C}$$

Donc : $Q_{\max} = M_C \times C_{PC} \times (T_{Ce} - t_{fe})$

$$Q_{\max} = 417069 \times 2,1991 \times (50 - 35) \Rightarrow \boxed{Q_{\max} = 13757646,569 \text{ kJ/h}}$$

$$\varepsilon = \frac{9171764,379}{13757646,569}$$

Donc : $\varepsilon = 0,67 \Rightarrow \boxed{\varepsilon = 67 \%}$

III.4.3. Cas réel taux de marche à 100% (26/08/2023)

A. Coté tube :

Le fluide s'écoulant à l'intérieur des tubes est l'eau (fluide froid).

Tableau III.5 : Les propriétés physico-chimiques de l'eau

t(°C)	ρ (kg/m ³)	μ (kg/m h)	c_p (kcal/kg °C)	λ (kcal/h m °C)
t ₁ = 28	0,9958	0,8387	4,1841	0,6281
t ₂ = 33	0,9937	0,7591	4,1810	0,6307
t _m = 30,5	0,9948	0,7977	4,1825	0,6294

B. Coté calandre :

Le fluide s'écoulant à l'extérieur des tubes est le Naphta (fluide chaud).

Tableau III.6 : Les propriétés physico-chimiques du Naphta

t(°C)	ρ (kg/m ³)	μ (kg/m h)	c_p (kcal/kg °C)	λ (kcal/h m °C)
T ₁ = 49	0,6880	0,3284	2,2193	0,1215
T ₂ = 43	0,6932	0,3479	2,1891	0,1232
T _m = 46	0,6906	0,3379	2,2042	0,1223

III.4.3.1. Bilan Thermique

Si on suppose qu'on n'a pas de pertes de chaleur, donc on peut établir le bilan global comme

suit : $Q_{cédée} = Q_{récue} = Q$

On a :

$$Q_{cédée} = Q_1 = M.C_{pc}(T_1 - T_2)$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

$$Q_{\text{récue}} = Q_2 = m \cdot C_p f (t_2 - t_1)$$

$$\text{Donc : } Q_{\text{cédée}} = 325000 \cdot 2,2042 (49 - 43)$$

$$Q_{\text{récue}} = 220000 \cdot 4,1825 (33 - 28)$$

$$Q_{\text{cédée}} = 4298190,00 \text{ KJ/h} \quad \Rightarrow \quad \boxed{Q_{\text{cédée}} = 1028275,120 \text{ kcal/h}}$$

$$Q_{\text{récue}} = 4600750,001 \text{ KJ/h} \quad \Rightarrow \quad \boxed{Q_{\text{récue}} = 1100657,895 \text{ kcal/h}}$$

III.4.3.2. Calcul de la différence logarithmique moyenne de température

$$\Delta T_{\text{LTM}} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_{\text{max}} = T_1 - t_2 = 16 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{min}} = T_2 - t_1 = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Donc : } \boxed{\Delta T_{\text{LTM}} = 15,495 \text{ }^\circ\text{C}}$$

III.4.3.3. Calcul de facteur de correction F

On a :

$$F = \epsilon (R \cdot E)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{49 - 43}{33 - 28} \quad \text{donc : } \boxed{R = 1,20}$$

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

$$E = \frac{33 - 28}{49 - 28} \quad \boxed{E = 0,24}$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Donc : selon l'Annexe 1 $F = 0,98$

III.4.3.4. détermination de coefficient de transfert sale $U's$

D'après l'annexe 2 On a $U's : E.(350-720)$

Supposons : $U's = 550 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

III.4.3.5. Calcul de la surface d'échange

$$A' = \frac{Q}{U'_s \times F \times DTLM}$$

$$A' = \frac{1028275,120}{550 \times 0,98 \times 15,495}$$

Donc : $A' = 123,12 \text{ m}^2$

III.4.3.6. Calcul de la surface d'échange d'un tube

La relation de calcul a_t comme suit :

$$a_t = \pi \cdot d_e \cdot L$$

$$a_t = 3,14 \cdot 0,025 \cdot 5,2$$

$$a_t = 0,4082 \text{ m}^2$$

III.4.3.7. Calcul de nombre de tube par calandre

La relation de calcul de nombre de tubes est comme suite :

$$N'_t = A' / (a_t \cdot n_c)$$

$$N'_t = 123,12 / (0,4082 \cdot 2) \quad \text{Donc : } N'_t = 151 \text{ tubes}$$

III.4.3.8. Calcul du coefficient global de transfert sale U_s

La relation comme suit :

$$U_s = \frac{U'_s \times N'_t}{N_t}$$

Donc :

$$U_s = \frac{550 \times 151}{680}$$

Donc : $U_s = 121,98 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

III.4.3.9. Calcul de la température calorique

D'après les formules suivantes :

$$T_C = T_2 + F_C(T_1 - T_2)$$

$$t_C = t_1 + F_C(t_2 - t_1)$$

On remarque que les écarts de températures sont faibles (DTLM < 30), donc on prend

$$F_c = 0,5$$

$$T_C = 43 + 0,5(49 - 43) \quad T_C = 46 \text{ °C}$$

$$t_C = 28 + 0,5(33 - 28) \quad t_C = 30,5 \text{ °C}$$

III.4.3.10. Calcul de coefficient de transfert propre U_p

Pour calculer le coefficient de transfert U_p , il est nécessaire de passer par les étapes suivante :

A. Coefficient de transfert thermique coté tube :

- Section de passage par passe :

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

$$a_t = \frac{680}{8} \times \frac{3,14 \cdot 0,2^2}{4}$$

Donc : $a_t = 0,267 \text{ m}^2$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

- **Calcul de la vitesse massique :**

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

$$G_t = \frac{313542}{0,267}$$

$$G_t = 8242787,561 \text{ kg/h.m}^2 \quad \Rightarrow \quad \boxed{G_t = 2289,663 \text{ kg/s.m}^2}$$

- **Calcul de nombre de Reynolds :**

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

$$Re_t = \frac{0,02 \times 2289,663}{0,0007977}$$

On a : $\boxed{Re_t = 57406,62}$ Donc : le régime est turbulent

- **Coefficient de colburn J_h :**

D'après l'abaque (annexe 4) : $j_h = f(Re, L/d_i)$

On a : $L/d_i = 260$, $Re_t = 57406,62 \Rightarrow \boxed{JH = 150}$ et $\boxed{ft = 0,013}$

Donc on peut calculer le coefficient de film interne qui est donné par l'équation suivante :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \times \left(\frac{\lambda}{d_i}\right) \times \left(C_p \times \frac{\mu}{\lambda}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 150 \times \left(\frac{0,6294 \times 3,6}{0,02}\right) \times \left(4,1825 \times \frac{0,0007977}{0,6294 \times 3,6}\right)^{1/3}$$

On aura : $\frac{h_i}{\phi_t} = 29614,108 \text{ kj/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Et :

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{d_i}{d_o}$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 29614,108 \times \frac{0,02}{0,025}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 23691,286 \text{ kJ/h. m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

B. Calcul de coefficient de transfert de chaleur externe (coté calandre) :

-Section de passage :

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

$$Ac = \frac{1,2}{0,032} \times (0,032 - 0,025) \times 0,45$$

Donc : $Ac = 0,118 \text{ m}^2$

-Vitesse massique :

La relation comme suit :

$$G_c = \frac{M}{Ac}$$

$$G_c = \frac{325000}{0,118125}$$

Donc: $G_c = 2751322,751 \text{ kg/h.m}^2 \Rightarrow G_c = 764,256 \text{ kg/s.m}^2$

-Le diamètre équivalent :

$$D_{\text{éq}} = 4 \cdot \text{Surface} / \text{Périmètre} = 4 \cdot (X \cdot P \cdot P - \pi \cdot d_e \cdot d_e / 4) / \pi \cdot d_e = (4 \cdot P \cdot P / \pi \cdot d_e) - d_e$$

$$D_{\text{éq}} = 0,027 \text{ m}$$

-Nombre de Reynolds :

La relation comme suit :

$$Re_c = \frac{d_{\text{éq}} \times G_c}{\mu c}$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

$$\text{Rec} = \frac{0,027 \times 764,256}{0,0003379}$$

$$\boxed{\text{Rec} = 61471,50} \quad \text{Donc : le régime est turbulent}$$

- Le coefficient de colburn $j'h$:

D'après l'abaque (annexe 3) $J'h=f(\text{Rec})$

$$\text{On a : } \boxed{j'h = 150} \quad \text{et } \boxed{f^*t = 0,12}$$

- Le coefficient de transfert de chaleur externe :

$$\frac{h_o}{\phi_c} = j'_H \times \left(\frac{\lambda'}{D_{\text{éq}}} \right) \times \left(C_p' \times \frac{\mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_c} = 150 \times \left(\frac{0,1223 \times 3,6}{0,027} \right) \times \left(2,2042 \times \frac{0,0003379}{0,1226} \right)^{1/3}$$

$$\text{Donc : } \boxed{h_o / \phi_c = 4434,792 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}}$$

C. Calcul de la température de tube :

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

$$T_t = 45 - \frac{23691,286}{4434,792 + 23691,286} (45 - 38,5)$$

$$\text{Donc : } \boxed{T_t = 32,94 \text{ °C}}$$

- Facteur de correction de la viscosité :

$$\text{on a : } \phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14}$$

$$\phi_t = \left(\frac{0,6822}{0,6698} \right)^{0,14}$$

$$\text{Donc : } \boxed{\phi_t = 1,00}$$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Et :

$$\phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_c} \right)^{0.14}$$

$$\phi_c = \left(\frac{0,3412}{0,3602} \right)^{0.14}$$

Donc : $\phi_c = 0,99$

D . Calcul du coefficient de film interne rapporté à la surface extérieure :

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_{io} = 23759,336 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}$$

E. Calcul du coefficient de film externe :

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

$$h_o = 4434,792 \times 0,99$$

$$h_o = 4395,827 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C}$$

Donc le coefficient global de transfert propre (U_p) est :

La relation comme suite :

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

$$U_p = \frac{4395,827 \times 23759,336}{4395,827 + 23759,336}$$

$$\text{Donc : } U_p = 3709,51 \text{ kJ/h.m}^2.\text{°C} \quad \Rightarrow \quad U_p = 887,44 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

III.4.3.11. Calcul de la résistance d'encrassement

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

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

On a : $U_p > U_s$

$$R_s = \frac{887,44 - 121,98}{887,44 \times 121,98}$$

Donc : $R_s = 0,007071 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C} / \text{kcal}$

III.4.3.12. Calcul des pertes de charge

A. Perte de charge coté tube :

La relation de ΔP_t :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \times d} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{2 \times 8 \times 8242787,561^2}{1,271 \cdot 10^{15} \times 0,9912} \times \left[\frac{0,013 \times 5,2}{0,02 \times 1} + 2 \right]$$

Donc : $\Delta P_t = 4,642 \text{ kg/cm}^2$

B. Perte de charge coté calandre :

La relation de ΔP_c :

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

$$\Delta P_c = \frac{2 \times 0,12 \times 2751322,751^2 \times 17 \times 2 \times 1,2}{1,271 \cdot 10^{15} \times 0,6991 \times 0,027 \times 0,99}$$

$\Delta P_c = 1,548 \text{ kg/cm}^2$

III.4.3.13. Calcul de l'efficacité ϵ

$$\eta = \epsilon = \frac{Q_{\text{réel}}}{Q_{\text{max}}}$$

$$Q_{\text{max}} = C_{\text{min}} \times (T_{\text{Ce}} - t_{\text{fe}})$$

On a : $C_{\text{min}} \text{ min de } [M_C \times C_{pc}, m_f \times c_{pf}]$

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

$$m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \rightarrow Q_{\max} = M_C \times C_{PC} \times (T_{Ce} - t_{fe})$$

$$m_f \times C_{Pf} < M_C \times C_{PC} \rightarrow Q_{\max} = m_f \times C_{Pf} \times (T_{Ce} - t_{fe})$$

On a : $m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \rightarrow m_f \times C_{Pf} = 920150,000 \text{ kJ/h.}^\circ\text{C}$

$$M_C \times C_{PC} = 716365,00 \text{ kJ/h.}^\circ\text{C}$$

Donc : $Q_{\max} = M_C \times C_{PC} \times (T_{Ce} - t_{fe})$

$$Q_{\max} = 716365 \times (49 - 28) \Rightarrow Q_{\max} = 15043665,000 \text{ kJ/h}$$

$$\varepsilon = \frac{4298190,00}{15043665,000}$$

Donc : $\varepsilon = 0,29 \Rightarrow \boxed{\varepsilon = 29 \%}$

Récapitulatif des résultats :

Tableau III.7 : Résultats de calcul (design)

Echangeur	Côté tube	Côté calandre
Q (kJ/h)	9171764,379	9170068,811
$\Delta T_1, \Delta T_2$ (°C)	8	5
DTLM (°C)	6,383	
R	1,43	
E	0,47	
F	0,92	
ΔTLM corrigé (°C)	5,872	
U's (kcal/h.m ² .°C)	550	
A' (m ²)	679,37	
at (m ²)	0,4082	
N't	832	
Us (kcal/h.m ² .°C)	532,19	
Tc (°C)	45	
tc (°C)	38,5	
A (m ²)	0,0338	0,118
G (kg/s.m ²)	9288757,221	3530742,857

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Re	75643,81	78122,76
JH	220	170
Ft	0,012	0,11
hio/Øt (Kj/h.m ² .°C)	33115,302	
hi/Øt (Kj/h.m ² .°C)	41394,127	
ho/Øc (Kj/h.m ² .°C)	5046,743	
Tt (°C)	39,36	
hio (Kj/h.m ² .°C)	33200,455	
ho (Kj/h.m ² .°C)	5008,599	
Up (kcal/h.m ² .°C)	1041,16	
Rs (m ² .h.°C/kcal)	0,000919	
ΔP (kg/cm ²)	0,561	0,509
ε (%)	67	

Tableau III.8 : Résultats de calcul (cas réel)

Echangeur	Côté tube	Côté calandre
Q (kj/h)	4600750,001	4298190,00
ΔT1 ΔT2 (°C)	16	15
DTLM (°C)	15,495	
R	1,20	
E	0,24	
F	0,98	
ΔTLM corrigé (°C)	15,185	
U's (kcal/h.m ² .°C)	550	
A' (m ²)	123,12	
at (m ²)	0,4082	
N't	151	
Us (kcal/h.m ² .°C)	121,98	
Tc (°C)	46	
tc (°C)	30,5	
A (m ²)	0,267	0,118
G (kg/s.m ²)	2289,663	764,256

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Re	57406,62	61471,50
JH	150	150
Ft	0,013	0,12
hio/Øt (Kj/h.m ² .°C)	23691,286	
hi/Øt (Kj/h.m ² .°C)	29614,108	
ho/Øc (Kj/h.m ² .°C)	4434,792	
Tt (°C)	32,94	
hio (Kj/h.m ² .°C)	23759,336	
ho (Kj/h.m ² .°C)	4395,827	
Up (kcal/h.m ² .°C)	887,44	
Rs (m ² .h.°C/kcal)	0,007071	
ΔP (kg/cm ²)	4,642	1,548
ε (%)	29	

III.4.4. Interprétation

D'après notre étude et nos calculs on a remarqué que :

Cas design : D'après le calcul théorique, les paramètres calculés tel que la surface calculée qui est de 679.37m², sont très proches de celles mentionnées dans la fiche technique de l'échangeur E-115A/B ainsi que les pertes de charge qu'on a calculée sont inférieures aux pertes de charge admissible, Par contre l'efficacité de l'équipement calculée est seulement de 67%.

Cas réel a taux de marche 100%. : un faible débit de l'eau de refroidissement par rapport au design, on remarque une faible surface d'échange qui est de 123,12 m² et une diminution du coefficient d'échange global. L'eau dans le côté tube à une température d'entrée de 28°C et un débit d'eau de 220.000m³/h relativement faible par rapport au design (313.542 m³/h), de l'autre côté ; à un taux de marche de 100% ; naphta a un débit de 325 m³/h, Cela a conduit à un transfert de chaleur mal et une efficacité très basse seulement 29%.

Ce défi de refroidissement englobe à la fois des enjeux de stockage, de sécurité et de production. Il entraîne divers problèmes qui affectent le bon fonctionnement de l'unité 100, notamment :

- Réduction de taux marche ;
- Perte et non atteinte de niveau de production prévu;
- Risque d'auto-inflammation de Naphta (stockage) ;
- Arrêt non programmé de production (mesure de sécurité);
- Remplacement du matériel corrodé (pièces de rechange);
- Retubage total des faisceaux tubulaires.

III.5. Solution proposée dans notre étude

L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour l'élaboration des tubes, mais il est sujet à la corrosion. Les tubes du faisceau de l'échangeur 100-E-115 A/B sont en A 179M, une nuance d'acier à base de carbone utilisée pour la construction des tubes des échangeurs. Ces tubes sont étirés à froid et non soudés. Cependant, durant le fonctionnement de l'équipement, ils ont subi une dégradation de leurs surfaces d'échange par corrosion, en raison de la mauvaise qualité de l'eau de refroidissement utilisée.

Pour faire face à ce problème de corrosion, nous proposons de remplacer les tubes en acier au carbone de l'échangeur de chaleur E-115 par d'autres tubes fabriqués à partir de matériaux un peu plus onéreux, sans modification des dimensions. Cette étude se concentrera sur l'évaluation de la faisabilité de remplacer les tubes en acier au carbone de l'échangeur de chaleur E-115 par des tubes en CuZn30 (alliage), qui résistent mieux à la corrosion.

L'objectif est de réduire le phénomène de corrosion, de diminuer les coûts d'intervention, d'augmenter la durée de vie des tubes de cet échangeur, et d'améliorer le transfert de chaleur, ce qui aura pour conséquence de diminuer la température du naphta à une valeur inférieure à 40°C, exigée pour des raisons de sécurité.

III.5.1. Utilisation du laiton jaune CUZN30

Le laiton **CUZN30**, aussi connu sous le nom de **C26000**, est un **alliage de cuivre et de zinc**. Sa teneur en **cuivre est de 70%** et de **30% en zinc**. Ce **laiton jaune** présente la plus forte ductilité de l'ensemble des laitons jaunes. Il est très facilement poli, nickelé ou chromé et partant d'un emploi très répandu. Il est, la plupart du temps, formé à froid.

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Le **laiton CuZn30** possède de bonnes propriétés de travail à froid. Avec d'excellentes propriétés mécaniques, une **bonne résistance à la flexion**, ses principaux domaines d'application sont :

- Les équipements de plomberie : matériel de salle de bain, siphons, raccords, ...
- Le matériel automobile : thermostats, connecteurs, réservoirs, ...
- Les produits électriques : éclairages, lampes, réflecteurs, ...
- Les produits de consommation courante : cages pour animaux, bijoux, prises électriques, rivets, vis ...
- Le matériel industriel : chaînes, tubes pour instruments et machines; échangeurs thermiques, ressorts, ...
- L'équipement militaire : munitions, ...
- L'électroménager

Le tableau suivant représente la Composition chimique de CuZn30 en % :

Tableau III.9 : Composition chimique du CuZn30 en %

Zn	Reste
Cu	69.0 - 71.0
Pb	0.05 max
Sn	0.2 max
Al	0.02 max
Fe	0.05 max
Ni	0.3 max
Total des autres impuretés	0.1 max

Le tableau suivant représente les Caractéristiques physiques (à 20°C) :

Tableau III.10 : Caractéristiques physiques du CuZn30 à 20°C

Masse volumique (kg/dm ³)	8.55
Conductivité électrique (%IACS)	28
Résistivité électrique (MS/m)	6.2
Conductivité thermique (W/m.K)	121.4
Module d'élasticité (Kn/mm ²)	117
Coef. de dilatation thermique (10 ⁻⁶ /K)	19
Température de fusion (°C)	910 – 965
Module de cisaillement (kN/mm ²)	41.5

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Le tableau suivant représente les propriétés mécaniques :

Tableau III.11 : Caractéristiques mécaniques du CuZn30.

	Résistance à la traction [MPa]	Limite d'élasticité [MPa]	Allongement A ₅₀ [%]	Dureté [HV]	Rapport de réflexion 90° [r]	
					GW	BW
R270	270-350	≤160	≥40	55-90	0	0
R350	350-430	≥170	≥21	95-125	0	0
R410	410-490	≥260	≥9	120-155	0	0
R480	480-560	≥430	≥4	150-180	0	1
R550	550-640	≥530	≥2	170-200	0.5	2
R630	≥630	≥610		≥190	1	3

Le tableau suivant représente les propriétés de fabrication :

Tableau III.12 : Propriétés de fabrication du CuZn30.

Déformabilité à chaud	Moyenne
Déformabilité à froid	Excellente
Réduction à froid avant recuit	90% max
Brasage tender	Excellent
Brasage fort	Excellent
Résistance	Moyenne
Point de soudure	Excellent
Résistance à la corrosion :	
Atmosphères naturelles, industrielles et salines ; Eau potable et des solutions salines neutres.	Bonne
Acide nitrique, sulfurique et acétique ; Acides chlorhydrique et sulfurique à 60%	Mauvaise

III.5.2. Avantages des tubes en alliages zinc-cuivre pour les échangeurs de chaleur

Les tubes en alliages zinc-cuivre (Zn-Cu) présentent plusieurs avantages pour les échangeurs de chaleur, notamment :

- **Augmentation des capacités thermiques :** Le Zn-Cu offre une conductivité thermique supérieure à celle du cuivre pur, permettant un transfert de chaleur plus efficace entre les fluides. Cela se traduit par des échangeurs de chaleur plus compacts et plus performants. Le Zn-Cu présente une diffusivité thermique plus élevée que le cuivre pur, ce qui permet une

diffusion plus rapide de la chaleur dans le matériau. Cela améliore l'efficacité du transfert de chaleur et réduit les gradients de température dans le tube.

- **Résistance à la corrosion :** Le Zn-Cu offre une résistance à la corrosion supérieure à celle du cuivre pur, en particulier dans les environnements industriels agressifs. Cela prolonge la durée de vie des échangeurs de chaleur et réduit les coûts de maintenance. Le Zn-Cu réagit avec l'oxygène de l'air pour former une couche protectrice d'oxyde de zinc, qui empêche la corrosion du matériau. Cette couche est auto-réparatrice, ce qui signifie qu'elle peut se reformer si elle est endommagée.
- **Résistance à la corrosion par piqûre :** Le Zn-Cu est plus résistant à la corrosion par piqûre que le cuivre pur, ce qui est particulièrement important dans les environnements marins ou industriels agressifs. La corrosion par piqûre peut entraîner la formation de trous dans le tube, ce qui peut compromettre l'intégrité de l'échangeur de chaleur.
- **Résistance à la pression :** Les tubes en Zn-Cu peuvent résister à des pressions élevées, ce qui les rend bien adaptés aux applications industrielles exigeantes. Ils peuvent être utilisés dans des systèmes avec des pressions allant jusqu'à 40 bars.
- **Durabilité :** Les tubes en Zn-Cu ont une longue durée de vie, ce qui réduit les coûts de maintenance et de remplacement. La durée de vie d'un échangeur de chaleur à tubes Zn-Cu peut atteindre 20 ans ou plus, selon les conditions de fonctionnement.

III.6. Conclusion :

Les résultats obtenus dans le cas réel étaient négatifs, notamment en raison de la faible surface d'échange et le rendement médiocre. En revanche, notre proposition de remplacer les tubes d'acier au carbone de l'échangeur de chaleur E-115A/B par des tubes en CuZn30 qu'il a été démontré par les points positives de cette alliage (les propriétés de fabrication ; caractéristiques physiques et mécaniques), permet d'améliorer la surface d'échange ; le coefficient global de transfert thermique et l'efficacité ainsi que réduire les pertes de charge ,on arrive ainsi à éviter les pertes financières causées par les arrêts imprévus et la mobilisation du personnel. En effet, les phases de démarrage, d'arrêt et de réglage des taux de marche sont les plus critiques pour chaque unité de production et comportent un risque significatif en raison du fonctionnement manuel de l'unité.

Conclusion générale

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

Dans le cadre de cette étude sur l'amélioration des performances des échangeurs de chaleur pour assurer un refroidissement optimal du naphta, nous avons réalisé un travail approfondi au sein du complexe topping condensat RA2K. Notre réflexion s'est concentrée sur l'unité 100, où le naphta subit un processus de refroidissement essentiel pour garantir sa sécurité lors du stockage et du transport, en maintenant sa température en dessous de 40°C. Cependant, nous avons identifié des défis majeurs liés à la corrosion des tubes d'échangeurs 100-E-115A/B et à la présence de dépôts solides, agissant comme des isolants thermiques et compromettant l'efficacité des refroidisseurs à eau.

Au fil de notre étude, nous avons mis en lumière l'impact significatif de la dégradation des tubes due à la corrosion. Cela nous a conduits à explorer des solutions techniques telles que le remplacement des matériaux des tubes pour prolonger leur durée de vie et réduire les coûts de maintenance. En effet, les échangeurs de chaleur jouent un rôle critique dans la chaîne opérationnelle, en particulier pour le produit final qu'est le naphta.

Ce travail a été réalisé dans un cadre industriel et en réponse à des besoins précis, contribuant ainsi à solutionner des problèmes réels et pertinents dans l'industrie pétrolière, tels que l'encrassement et la corrosion. Ces problèmes ont un impact direct sur le fonctionnement des différents équipements de la raffinerie RA2K, et principalement sur le couple d'échangeurs 100-E-115A/B, objet de notre étude.

Les principaux résultats de notre travail ont souligné l'importance de maintenir un fonctionnement optimal des échangeurs de chaleur pour garantir des températures adéquates du naphta, essentielles pour la sécurité et l'efficacité des opérations de raffinage. La combinaison des connaissances théoriques et pratiques nous a menés à déduire que les causes réelles provoquant ces phénomènes sont conjuguées à plusieurs facteurs de différentes importances, notamment : la mauvaise qualité de l'eau de refroidissement, la défaillance des paramètres de marche de l'équipement (débit et pression), et particulièrement côté tube, ainsi que la compatibilité du métal des tubes (acier au carbone A 179 M) sujet à la corrosion par rapport aux propriétés physico-chimiques des fluides caloporteurs.

En identifiant les problèmes de corrosion et de dépôts, nous avons pu proposer des pistes d'amélioration visant à optimiser les performances des équipements et à réduire les risques

Chapitre III : Etude de l'échangeur E115A/B

associés aux températures élevées. L'analyse des résultats de calculs a révélé que la résistance d'encrassement a un impact direct sur l'évolution des performances du couple d'échangeurs 100-E-115A/B, ainsi que sur la réduction de la surface d'échange globale due à l'obturation des tubes.

De ce fait, il est recommandé d'améliorer la qualité de l'eau industrielle par l'installation d'une unité de traitement secondaire et de substituer les tubes existants en acier au carbone (A179M) par une nuance de matériau composé essentiellement de cuivre et de zinc (CuZn30), qui résiste mieux à la corrosion et est plus adapté aux échangeurs utilisant l'eau comme fluide de refroidissement.

En tenant compte de la réalisation des recommandations issues de ce travail, suivi par une étude complémentaire technico-commerciale, il sera possible d'assurer un service optimal, une prolongation de la durée de vie du couple d'échangeurs 100-E-115A/B, ainsi qu'une réduction des coûts de maintenance.

En conclusion, notre étude a mis en évidence l'urgence d'actions correctives pour prévenir la corrosion des tubes et la formation de dépôts, afin d'assurer un fonctionnement optimal des échangeurs de chaleur. En répondant à la problématique initiale, nous avons souligné l'importance de la maintenance préventive, du choix de matériaux adaptés et de la surveillance continue des performances des équipements pour garantir un refroidissement efficace du naphta.

Cependant, malgré les avancées réalisées, deux limites subsistent : la nécessité d'une surveillance accrue des conditions de fonctionnement des échangeurs et la recherche continue de solutions innovantes pour optimiser leur efficacité.

En perspective, il serait intéressant d'explorer des technologies de revêtement anti-corrosion avancées et de mettre en place des programmes de maintenance prédictive pour anticiper les problèmes potentiels. De plus, l'intégration de systèmes de surveillance en temps réel pourrait permettre une gestion proactive des performances des échangeurs, contribuant ainsi à une exploitation plus efficace et sécurisée des installations industrielles.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] Produits Pétroliers, Raffinage, Ministère de l'Energie et des Mines, [en ligne], <https://www.energy.gov.dz/?rubrique=produits-petroliers>
- [2] SONATRACH, Nos activités, Raffinage et pétrochimie, [en ligne], <https://sonatrach.com/raffinage-et-petrochimie>
- [3] **Wikipedia**. "Raffinerie de Skikda." *Wikipedia, l'encyclopédie libre*, [en ligne], https://fr.wikipedia.org/wiki/Raffinerie_de_Skikda.
- [4] L'Algérie Aujourd'hui, La raffinerie de condensat de Skikda : un pilier de l'économie et de la sécurité énergétiques, n°623 - Samedi 24 février 2024, [en ligne] https://cdn.lalgerieaujourd'hui.dz/wp-content/uploads/2024/02/AA-N%C2%B0623_compressed.pdf
- [5] M.Ayachi Ammar, Etude analytique et amélioration FMD des pompes centrifuge procès 100-PM-114A/B, Projet professionnel de fin formation, Institut Algérien du pétrole Ecole de Boumerdes, Avril 2017.
- [6] Monde : évolution de la capacité de raffinage, source : oil and gaz journal, Statistiques nationales, [en ligne], <http://www.OGJ.com/index.HTML>,
- [7] Europétrole, Raffinerie de Skikda - L'énergie du Changement, 2024, [en ligne], <https://sonatrach.com/raffinage-et-petrochimie>
- [8] YAGHLA MOHAMMED AMINE, KEMCHA Abdeldjalil. Etude de fiabilité et analyse des risques de défaillances des pompes centrifuges PM113A, B et C du complexe Topping de condensat (RA2K) de Skikda, Université de Guelma, 2020.
- [9] Cours, G Transport, Université de Constantine, [en ligne], https://fac.umc.edu.dz/fstech/cours/G_Transport/chapitre_3_Stockage_des_Hydrocarbures_M1TDH.pdf
- [10] Algérie Presse Service, Raffinerie de condensat de Skikda: pilier de l'économie et de la sécurité énergétiques, Publié le : vendredi, 23 février 2024, [en ligne], <https://www.aps.dz/economie/167203-raffinerie-de-condensat-de-skikda-pilier-fondamental-de-l-economie-et-de-la-securite-energetiques>
- [11] Wikipedia, Topping Condensat, *Wikipedia, l'encyclopédie libre*, [en ligne], https://fr.wikipedia.org/wiki/Topping_Condensat
-

Bibliographie

[12] Sonatrach, N°01.2021 (1/10) RA1K Inspection Journal, Raffinerie de Skikda, Division Exploitation Raffinage, 2021, [en ligne] <https://fliphtml5.com/qrgbe/nqty/basic>

[13] DIHIA, Akouche Roza et DJOUHER, Ali Mamar. *Mise en oeuvre d'une plateforme de virtualisation de serveurs. Cas: Siège de la Division Raffinage, SONATRACH*, Thèse de doctorat. Université Mouloud Mammeri Tizi Ouzou, 2016.

[14] Bekhouche, Manel, et Amina Louahem. "Mémoire de fin d'études: INGENIEUR: Science et Génie des Matériaux." Ecole Nationale Supérieure des Mines et Métallurgie, Annaba, Juin 2015.

[15] Kongsberg Maritime, Informations techniques essentielles, Oil and gas Emergency ShutDown system, [en ligne], <https://www.kongsberg.com/fr/maritime/products/engines-engine-room-and-automation-systems/automation-safety-and-control/safety-systems-k-safe/oil-and-gas-emergency-shutdown-system/>

[16] Kacimi, Khoudir, et Amazigh Ait Abdelmalek. Etude De L'effet De L'ajout Du Kerosene Et Du Keroflux®6103 Sur Le Point D'écoulement Du Gasoil. Mémoire de Master, Université Abderrahmane Mira de Bejaia, 2022.

[17] Serhane, Imane, et Gabli, Djamilia. Calculs hydraulique et vérification de la pompe centrifuge 502-P-001A, Mémoire pour l'obtention du diplôme de Master Académique en Sciences et Technologie, Spécialité : Electromécanique, Université 8 Mai 1945 – Guelma, Faculté des Sciences et de la Technologie, Département de Génie Electrotechnique et Automatique, 2020.

[18] Boutternikh, Yassine, et Sid Ali Bedrouni. Etude de l'installation d'un échangeur de chaleur au niveau de l'unité de topping condensat de la raffinerie de Skikda (RA2K) en vue de l'amélioration de son taux de marche. Mémoire de Master, Université M'hamed Bouguerra-Boumerdes, 2022.

[19] Belkadi, M., et al. "Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne T103 en vue de l'amélioration du rendement en kérosène de l'unité topping condensat de la raffinerie de Skikda (RA2K)." 11ème Congrès Algérien de Génie Chimique, Alger, Algérie, 20-22 novembre 2019.

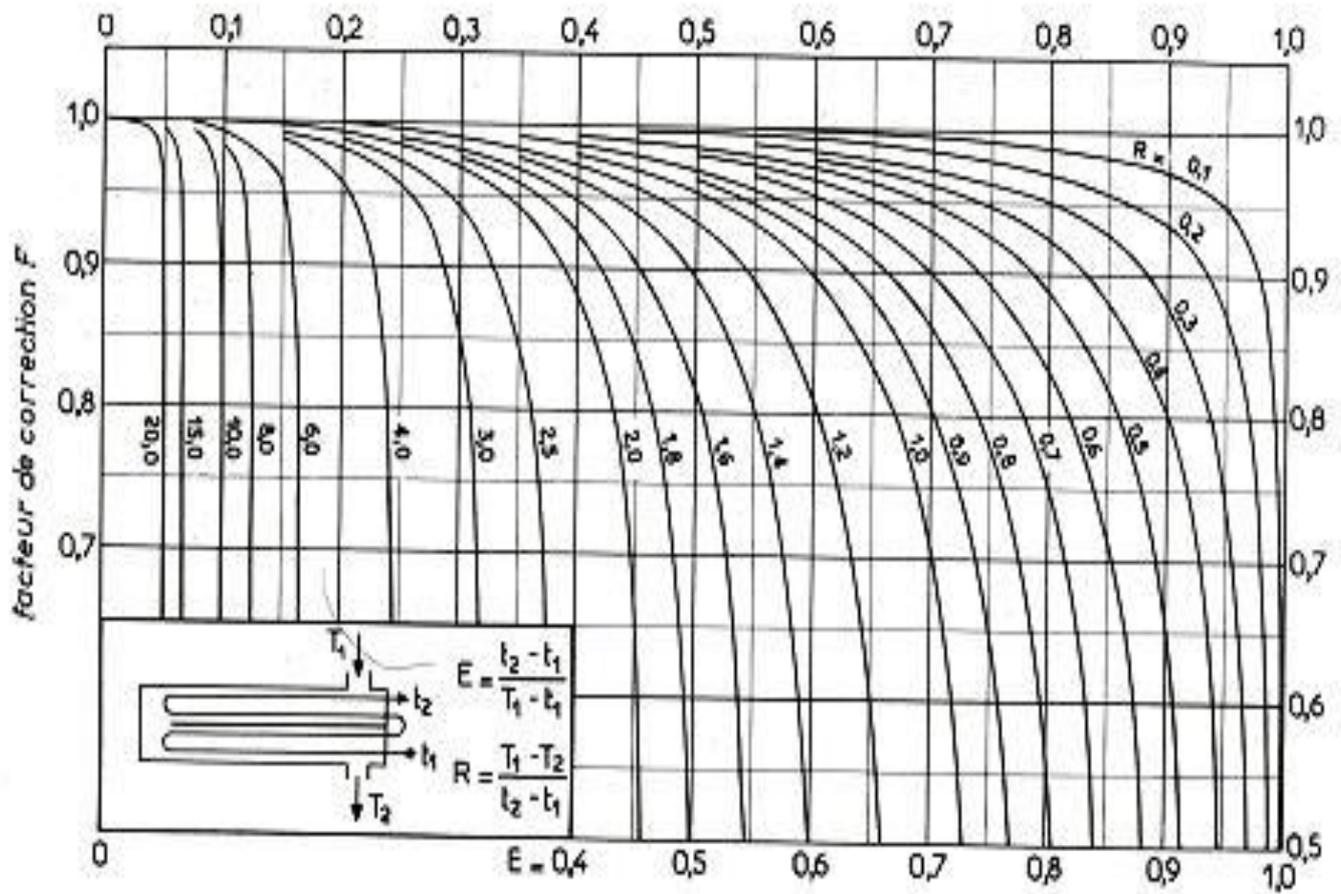
[20] TOUATIT, Achour. Optimisation des Echangeurs de Chaleur à Trois Tubes Coaxiaux. Thèse de doctorat, Université de Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Faculté de Technologie, Département de Mécanique, 17 Janvier 2018.

Bibliographie

- [21] Legay, Mathieu. Intensification des processus de transfert de chaleur par ultrasons, vers un nouveau type d'échangeur de chaleur : l'échangeur vibrant. Université de Grenoble, 2012. Thèse.
- [22] BONTEMPS, GARRIGUE, GOUBIER, HUETZ, MARVILLET, MERCIER et VIDIL. 1995. Echangeurs de chaleur - Description des échangeurs. s.l. : Edition Techniques de l'ingénieur, 1995.
- [23] MARVILLET.C et WEBER.C ; e.book du GRETh. Echangeurs Thermiques : Technologies, conception et dimensionnement, TOME 1, Chapitre 1 : Technologies des échangeurs de chaleurs.l. : Edition GRETh, 2019.
- [24] Manuels Opérateurs Unités 100/200/300/500, 2006 CNPC. Complexe RA2K, Sonatrach.
- [25] IFP training : Equipements thermiques, IAP Hassi Messaoud, [en ligne], <https://www.ifptraining.fr/formations/transformer-valoriser.html>
- [26] Pierre Wuithier, 1972. Le Pétrole : Raffinage et Génie Chimique, Tome I. Collection Sciences et Techniques du Pétrole. Editions Technip Paris.
- [27] Boumahammed, Abir. Conception, modélisation et optimisation d'un aérocondenseur pour l'extraction des huiles essentielles. Mémoire de Magister, Ecole Nationale Polytechnique, Département de Génie Chimique, Laboratoire de valorisation des énergies fossiles, 2012.
- [28] Naili, N., Kooli, S., & Farhat, A. (2010). Optimisation analytique et validation expérimentale d'un échangeur enterré. *Revue des Energies Renouvelables*, 13(3), 525-535.
- [29] Mebarek-Oudina, Fateh. Echangeurs de Chaleur: Cours & Exercices corrigés. Editions Al-Djazair, 2014.
- [30] M. A.Masri, 2010. Echangeurs de chaleur : Exploitation, Design et Sélection. Séminaire Formation Industrie, IAP Ecole de Boumerdès.
- [31] Cours ISET KELIBIA, Chapitre 5 : Echangeur de chaleur, Département Génie des Procédés, Technologue Pro, AU : 2015/2016, [en ligne] : <https://www.technologuepro.com/>
- [32] Announ Mohamed, Cours : Échangeur de Chaleur (Cours/TD/TP) S1, Université de Médéa, [en ligne], <https://moodle.univ-medea.dz/course/view.php?id=3397>.

Annexes

Annexe 1: Détermination du facteur de correction

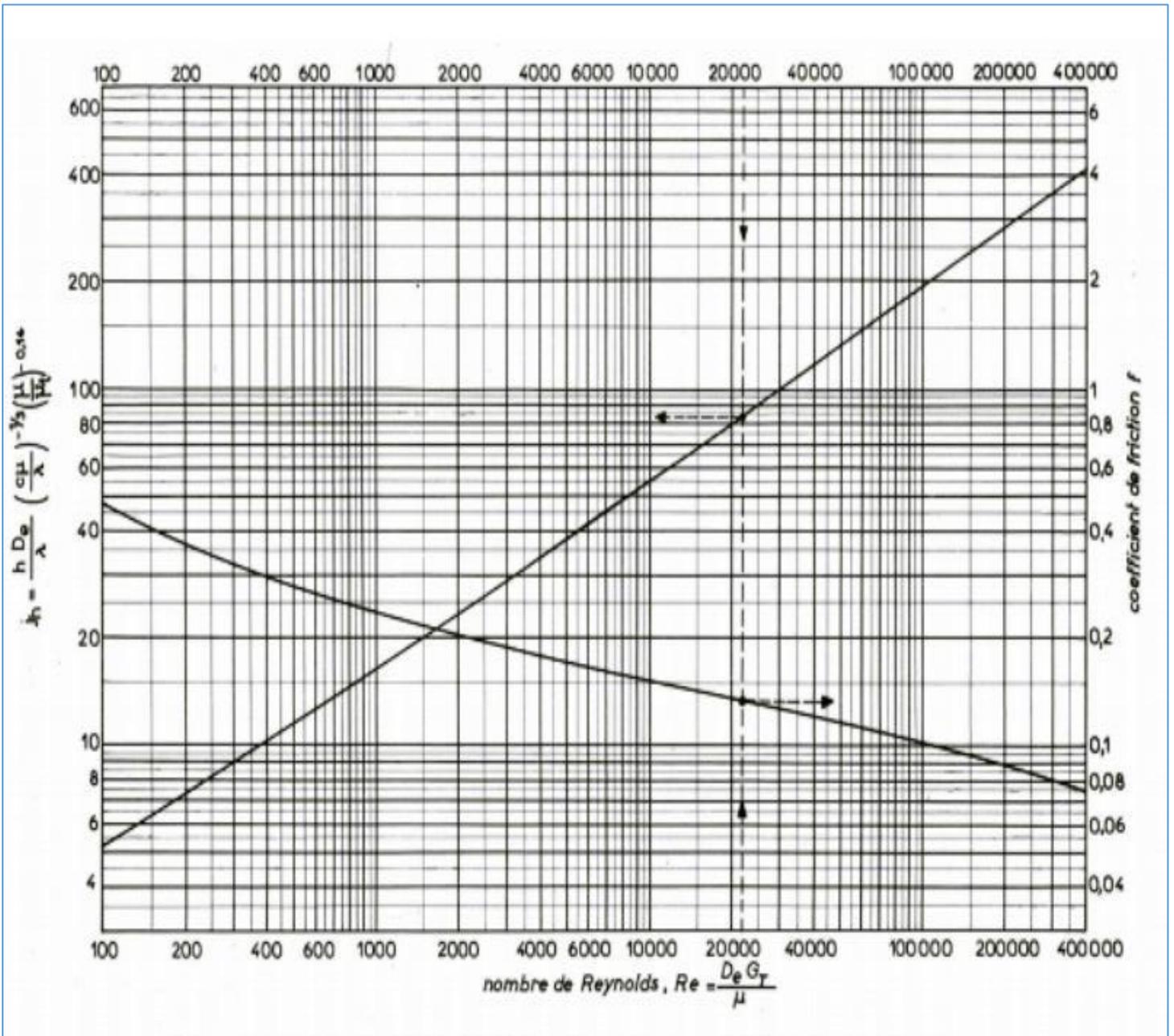


b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

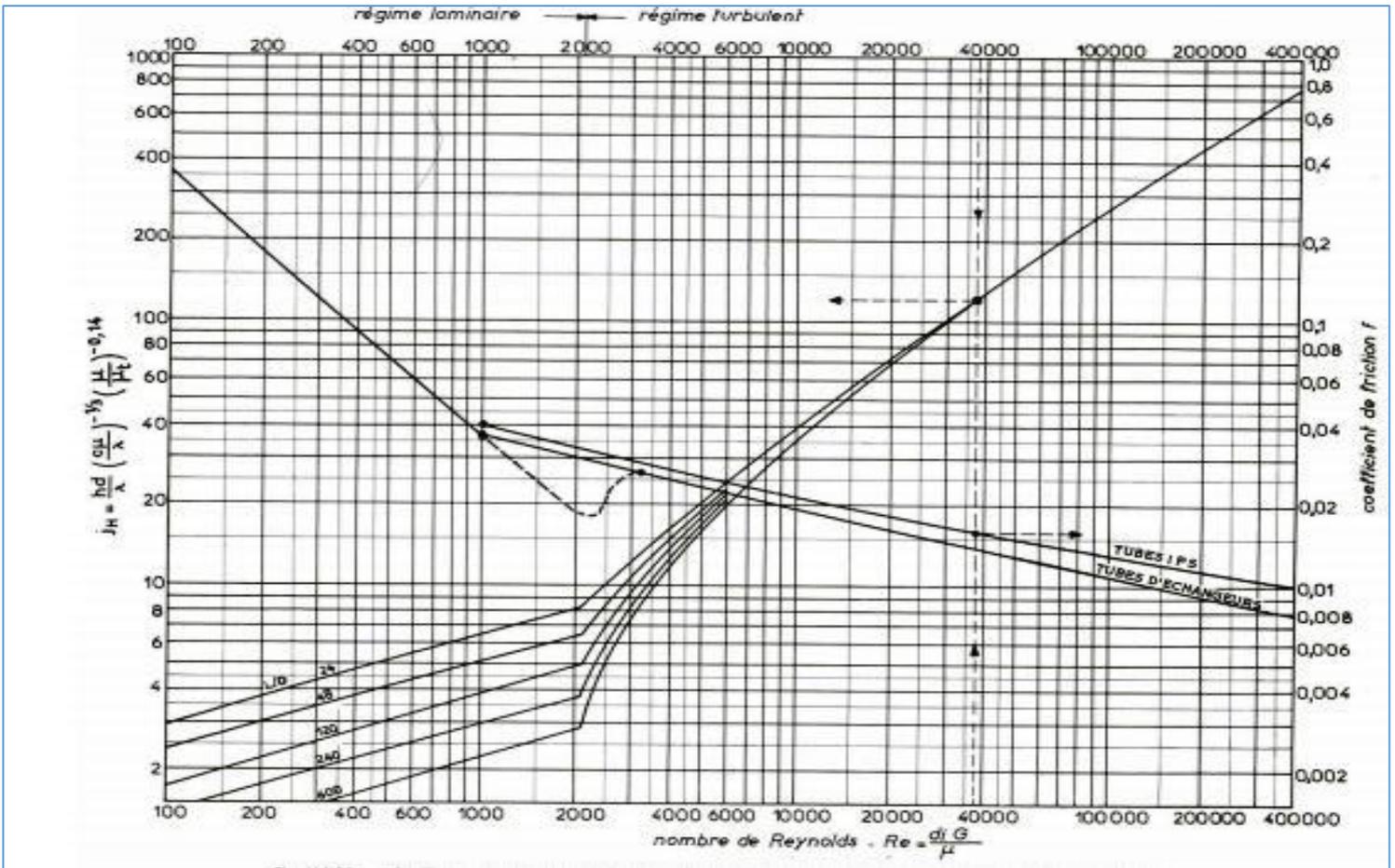
Annexe 2: Détermination du coefficient de transfert sale (U_s')

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

Annexe 3: Facteur de Colburn côté calandre

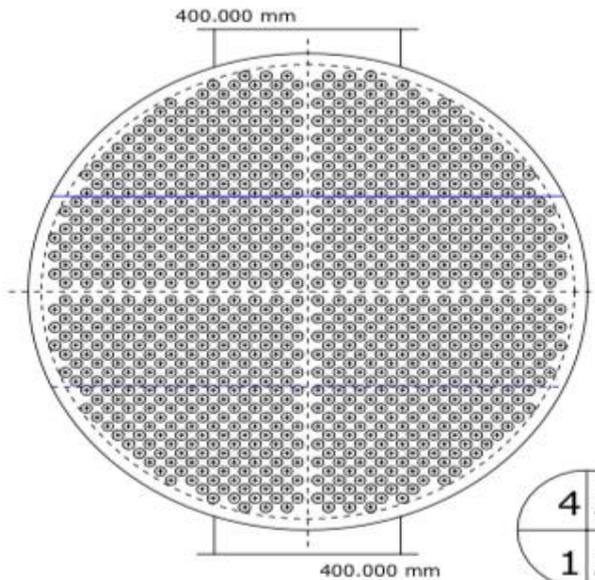


Annexe 4: Facteur de Colburn côté tube



Annexe 5:Fiche technique de l'échangeur 100-E-115

		PROJET TOPPING DE CONDENSAT----SKIKDA SC1 EQUIPMENT DATA SHEET					
DOCUMENT NO. : SC1-100-DS-EQ-2014		Rev. 0	Sheet 2	of 5			
Plant Location	SKIKDA,ALGERIA	Date	2006-12-12	Rev 0			
Service of Unit	Naphtha Water Cooler	Item No.	100-E-115				
Size	1200.00 x 5200 mm	Type	BES	Horz.	Connected In	1 Parallel	2 Series
Surf/Unit (Gross/Eff)	702.46 / 664.42 m2	Shell/Unit	2	Surf/Shell (Gross/Eff)	351.23 / 332.21 m2		
PERFORMANCE OF ONE UNIT							
Fluid Allocation		Shell Side			Tube Side		
Fluid Name		Naphtha			Water		
Fluid Quantity, Total	kg/hr	417069			313542		
Vapor (In/Out)							
Liquid		417069	417069	313542	313542		
Steam							
Water				313542	313542		
Noncondensables							
Temperature (In/Out)	C	50.00	40.00	35.00	42.00		
Specific Gravity		0.6871	0.6957	0.9929	0.9902		
Viscosity	mN-s/m2	0.3253	0.3583	0.7298	0.6392		
Molecular Weight, Vapor							
Molecular Weight, Noncondensables							
Specific Heat	kJ/kg-C	2.2243	2.1740	4.1799	4.1764		
Thermal Conductivity	W/m-C	0.1212	0.1241	0.6317	0.6354		
Latent Heat	kJ/kg						
Inlet Pressure	MPa	0.717			0.490		
Velocity	m/s	0.80			1.30		
Pressure Drop, Allow/Calc	kPa	80.000	40.526	80.000	66.200		
Fouling Resistance (min)	m2-K/W	0.000172			0.000344		
Heat Exchanged MegaWatts	2.5471	MTD (Corrected)			5.9 C		
Transfer Rate, Service	650.64 W/m2-K	Clean	1167.04 W/m2-K	Actual	685.50 W/m2-K		
CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)			
		Shell Side		Tube Side			
Design/Test Pressure	MPaG	1.316 / 1.974	1.012 / 1.518				
Design Temperature	C	125	65.00				
No Passes per Shell		1	4				
Corrosion Allowance	mm	3.2	3.2				
Connections	In mm	1 @ 400 150LB RF WN	1 @ 250 150LB RF WN				
Size & Rating	Out mm	1 @ 400 150LB RF WN	1 @ 250 150LB RF WN				
	Intermediate	@	@				
Tube No.	860	OD 25.000 mm	Thk(Avg) 2.500 mm	Length 5.200 m	Pitch 32.000 mm	Layout 45	
Tube Type	Plain			Material SA 179			
Shell	ID 1200.00 mm	Material SA 516 GR 70		Shell Cover SA 516 GR 70			
Channel or Bonnet	SA 516 GR 70			Channel Cover SA 516 GR 70			
Tubesheet-Stationary	SA 266 CL 4			Tubesheet-Floating SA 266 CL 4			
Floating Head Cover	SA 516 GR 70			Impingement Plate None			
Baffles-Cross	SA 285 C	Type SINGLE-SEG.	%Cut (Diam) 30.0	Spacing(c/c) 450.000	Inlet mm		
Baffles-Long		Seal Type					
Supports-Tube		U-Bend		Type			
Bypass Seal Arrangement		Tube-Tubesheet Joint					
Expansion Joint		Type					
Rho-V2-Inlet Nozzle	kg/m-s2	Bundle Entrance		Bundle Exit	kg/m-s2		
Gaskets-Shell Side	SPIRAL WOUND AISI 304 GRAPHITE FILLED	Tube Side	SPIRAL WOUND AISI 304 GRAPHITE FILLED				
	-Floating Head SPIRAL WOUND AISI 304 GRAPHITE FILLE	Insulation	Yes				
Code Requirements	TEMA	Class	R				
					kg		
Note: (1) Based on Newstock case A.							
(2) Reported duty and flow rates include a user-specified multiplier of 1.10.							



Item number	100-E-115
TEMA type	BES
Shell diameter	1200.00 mm
Outer tube limit	1143.08 mm
Height under inlet nozzle	45.044 mm
Height under outlet nozzle	45.044 mm
Tube diameter	25.000 mm
Tube pitch	32.000 mm
Tube layout angle	45
Number of tubes (specified)	860
Number of tubes (calculated)	916
Number of tie rods	8
Number of seal strip pairs	3
Number of partition seal rods	8
Number of passes	4
Parallel passlane width	19.050 mm
Perpendicular passlane width	19.050 mm
Baffle cut % diameter	30

TUBEPASS DETAILS

Pass	Rows	Tubes	Plugged
1	24	231	0
2	24	231	0
3	24	231	0
4	24	231	0

SYMBOL LEGEND

- Tube
- Plugged tube
- Tie rod
- Impingement rod
- ⊙ Dummy tube
- Seal rod
- ⌋ Seal strip/Skid bar

