

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTRE 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

**BERKANI Aïssa**

&

**SEBATA Yahia**

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés : Raffinage

**THEME**

---

*Etude de possibilité d'installation d'un échangeur de chaleur à l'unité 100 afin d'améliorer les conditions de stockage du naphta*

---

Devant le jury :

Mr.HADJARAB Djamel	MAA	UMBB	Président
Mme. HAMMADOU Souad	PROF	UMBB	Encadrante
Mme. BEDDA Kahina	PROF	UMBB	Examineur
Mme BENMABROUKA Hafsa	PROF	UMBB	Examineur

Année Universitaire : 2023/2024

---

---

## *Dédicace*

---

---

*Je dédie ce mémoire :*

*À mes chers parents, SEBATA Abdelamine et AMAIRIA Saida,  
pour leur encouragement, leur confiance et pour m'avoir permis de*

*réaliser mes études dans les meilleures conditions,*

*Ma grand-mère, pour ses prières pour ma réussite,*

*À Mon frère, Ilyas et mes sœurs, Rahma et Chaïma.*

*À toute ma famille,*

*À tous mes Amis,*

*À tous mes collègues de l'INH.*

*À ceux qui m'ont soutenu pendant toute la durée de mes études.*

*SEBATA Yahia*

---

---

## *Dédicace*

---

---

*Je dédie ce mémoire*

*À mes chers **parents** pour leur amour inestimable, leur confiance, leur soutien, leurs sacrifices et toutes les valeurs qu'ils ont su m'inculquer.*

*À mon frère **Mohammed**, ainsi qu'à mes sœurs pour leurs encouragements et leur présence malgré la distance qui nous sépare.*

*À tous mes amis qui m'ont soutenu pendant toute ma formation en particulier : Amdjed, Mustapha, Yahia, Zakaria et Ali.*

*À tous mes collègues de l'INH.*

*À tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin.*

*BERKANI Aïssa*

---

---

## *Remerciement*

---

---

*Nous tenons sans se vanter à remercier Allah, qui nous a permis d'accomplir ce modeste travail.*

*Nous adressons le grand remerciement à notre Encadrante qui nous a guidé au cours du travail, aussi pour ses conseils et ses dirigés. Madame HAMMADOU Souad.*

*Nous tenons à adresser notre vif remerciement à tout le personnel pour les aides techniques et leurs disponibilités de près ou de loin.*

*Nous désirons aussi remercier les professeurs de La faculté des Hydrocarbures et de la Chimie, pour leurs efforts avec nous.*

*Enfin nos remerciements s'adressent aux membres de jury qui nous feront l'honneur de juger notre travail.*

## Résumé :

Le rôle du complexe Topping condensat de Skikda RA-2/K dans la production nationale des dérivés pétroliers, a pour mission de transférer le condensat provenant de Haoud el Hamra, avec une capacité de traitement de 5 millions de tonnes/an.

Au niveau de l'unité 100 du Complexe Topping Condensat, le problème rencontré est l'incapacité de refroidir le naphta au niveau de refroidisseur à eau 100-E-115A/B à une température adéquate pour le stockage (inférieur à quarante degré Celsius).

Notre travail consiste à étudier la possibilité de résolution de ce problème de refroidissement de Naphta.

Nous avons fait des calculs de performance d'échangeur E 115A/B par la méthode de KERN et aussi faire simulation par HYSYS et comparer les résultats dans le cas actuel et le cas design ;

Nous avons poursuivi notre étude avec une simulation par Hysys de la solution que nous avons proposée dans le dernier chapitre, et nous avons obtenu des résultats acceptables.

**Mots clés :** Production, condensat, naphta, échangeur, refroidissement, encrassement, performance, calcul, traitement, simulation, HYSYS.

## ملخص

يتمثل دور مجمع سكيكدة (RA2/K) في الإنتاج الوطني للمشتقات البترولية في معالجة البترول الخفيف (condensat) القادم من حوض الحمراء، بسعة تبلغ 5 ملايين طن/سنة.

في الوحدة 100 (الوحدة الرئيسية في المجمع)، تكمن المشكلة في عدم القدرة على تبريد النفط (Naphta) في مبادل الحرارة - U-100-E-115A/B عند درجة حرارة مناسبة للتخزين (أقل من أربعين درجة مئوية). مهمتنا هي استكشاف إمكانية حل مشكلة تبريد هذه النفط.

لقد قمنا بحسابات لأداء المبادل E-100-115A / B بواسطة طريقة KERN ونقوم أيضًا بالمحاكاة بواسطة HYSYS ومقارنة النتائج في الحالة الواقعية (خاصة فصل الصيف) وحالة التصميم؛

لقد أتممنا عملنا بوضع محاكاة بواسطة برنامج Hysys للحل الذي اقترحناه في الفصل الأخير، وقد تحصلنا على نتائج مقبولة.

**الكلمات المفتاحية:** الإنتاج، المكثفات، الناقتا، المبادل، التبريد، التلوث، الأداء، المعلمات، الحساب، المعالجة، المحاكاة، HYSYS.

## Summary :

The role of the facility RA-2/K condensate topping in the national production of petroleum derivatives is to transfer condensate from Haoud el Hamra, with a processing capacity of 5 million tonnes/year.

At Unit 100 of the Complex Topping Condensate, the problem is the inability to cool the naphtha using the water cooler 100-E-115A/B at an appropriate temperature for storage (less than forty degrees Celsius).

Our job is to explore the possibility of solving this Naphtha cooling problem.

We have done E 115A/B exchanger performance calculations by KERN's method and also conduct simulation by HYSYS and compare the results in the current case and the design case;

We are following our study with a simulation by Hysys of the solution we proposed in the last chapter, and we have obtained positive results.

**Key words :** Production, condensate, naphtha, exchanger, cooling, fouling, performance, calculation, treatment, simulation, HYSYS.

---

---

## *Tableau de matière*

---

---

Introduction générale .....	1
I. Chapitre I : Présentation de lieu de stage.....	3
I.1 Introduction : .....	3
I.2 Présentation générale du complexe (RA2K) : .....	3
I.3 Contrat du Complexe Topping Condensat RA2K : .....	3
I.3.1 Contrat de réalisation du complexe Topping Condensat RA2K : .....	3
I.3.2 Historique : .....	4
I.3.3 Fiche Technique du Complexe RA2K : .....	5
I.3.4 Condensat traité depuis le démarrage et Capacité de stockage des différents produits à la RA2K (De 2009 jusqu'à 2016) : .....	7
I.3.5 Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K en m <sup>3</sup> : .....	8
I.4 Description du département de production : .....	8
I.4.1 Unité 100 (unité de fractionnement) : .....	9
I.4.2 Unité 200 (Traitement Kérosène) : .....	10
I.4.3 Unité 300 (Stockage et transfert des produits) : .....	10
I.4.4 Unité 400 (Système torche) : .....	10
I.4.5 Unité 500 (les utilités) : .....	10
I.5 Description détaillée de l'unité 100 : .....	12
I.5.1 Section de train d'échange de préchauffe : .....	12
I.5.2 Section de la colonne Préfractionnement (T-101) : .....	13
I.5.3 Section de la colonne de distillation atmosphérique (T-103) : .....	14
I.5.4 Section de Stabilisation de Naphta – Débutaniseur (T-201) : .....	16
I.5.5 Section de la colonne Dépropaniseur (T-301) : .....	17
I.5.6 Section de la colonne sous vide (T401) : .....	18
I.5.7 Section de Sécheur Butane (Butane Dryer) : .....	19
I.6 Position de refroidisseur à eau 100-E-115 A/B dans le processus : .....	20
I.7 Conclusion : .....	21
II. Chapitre II : Théorie sur les échangeurs de chaleur.....	22
II.1 Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur : .....	22
II.2 Critères de classement des échangeurs de chaleur et ces différents types .....	24

II.2.1	Critères de classement des échangeurs .....	24
II.2.2	Différents types d'échangeur de chaleur :.....	25
II.3	Impératifs à prendre en compte dans le choix du type et de la conception technologique des échangeurs de chaleur :.....	32
II.3.1	Conditions de fonctionnement :.....	32
II.3.2	Conditions de tenue mécanique :.....	33
II.3.3	Condition de maintenance : .....	33
II.3.4	Fiabilité au plan des performances et de la tenue mécanique :.....	33
II.3.5	Impératifs économiques :.....	34
II.3.6	Disponibilité des méthodes de calcul de prédiction des performances : .....	34
II.4	Phénomène d'encrassement : .....	34
II.4.1	Définition d'encrassement :.....	35
II.4.2	L'effet de l'encrassement dans l'industrie pétrolière :.....	35
II.4.3	Différents types d'encrassement :.....	36
II.4.4	Paramètres Influençant l'encrassement : .....	39
II.4.5	L'encrassement et l'entartrage des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement :.....	40
II.4.6	Evolution de l'encrassement des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement :.....	41
II.4.7	Effet de l'encrassement sur les performances :.....	42
II.4.8	Impact du coût de l'encrassement :.....	42
II.4.9	Prévention de l'Encrassement :.....	42
	L'Entretien :.....	42
	Prévention de l'encrassement pendant les phases de fonctionnement.....	43
II.4.10	Méthodes de nettoyage :.....	43
II.5	Conclusion :.....	45
III.	Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur (méthode de calcul des échangeurs)..	46
III.1	Introduction : .....	46
III.2	Méthodes analytiques :.....	46
III.2.1	Méthode $\Delta TLM$ :.....	46
III.2.2	Méthode de NUT (Nombre d'unités de transfert) :.....	48
III.2.3	Méthode de Kern : .....	49

III.3	Calcul économique :	53
III.3.1	Dépense :	53
III.3.2	Calcul de la durée de récupération (délai de l'amortissement) :	54
IV.	Chapitre IV : Modélisation de l'échangeur E115 par Hysys	55
IV.1	Introduction :	55
IV.2	Simulation du cas design de l'échangeur E115 :	56
IV.3	Description et rôle de l'échangeur E-115A/B :	59
IV.4	Problématique :	59
IV.4.1	Paramètres de fonctionnement :	62
IV.4.2	Historique de l'échangeur E115 :	62
IV.5	Les causes de mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E-115A/B :	63
IV.5.1	Les conséquences de ces problèmes :	64
IV.6	Coût de retubage de l'échangeur E-115A/B :	64
IV.7	La qualité de l'eau de refroidissement :	65
V.	Chapitre V : Calcul thermique de l'échangeur E115 A/B	67
V.1	Equipement Etudié (le refroidisseur à eau 100-E-115A/B) :	67
V.2	Donnés de Calcul :	68
V.3	Calcul thermique de l'échangeur E115 A/B :	69
V.4	Interprétation des résultats :	71
V.5	Conclusion :	72
VI.	Chapitre VI : La solution proposée.	73
	Conclusion générale :	75
	Bibliographique:	76
	Annexes :	77

---

---

## *Liste des abréviations*

---

---

- A : Surface totale d'échange thermique.
- $a_t$  : Section par passe coté tube.
- $a_c$  : Section par passe coté calandre.
- B : Distance entre deux chicanes.
- $C_p$  : Chaleur spécifique.
- $D_c$  : Diamètre de la calandre.
- $d_e$  : Diamètre extérieur des tubes.
- $d_i$  : Diamètre intérieur des tubes.
- E : Efficacité de l'échangeur.
- $f_t$  : Facteur de friction.
- $G_c$  : Vitesse massique coté calandre.
- $G_t$  : Vitesse massique coté tube.
- $h_{io}$  : Coefficient de transfert de chaleur coté tube.
- $h_o$  : Coefficient de transfert de chaleur coté calandre.
- L : Longueur des tubes.
- $N_{ch}$  : Nombre de chicanes.
- $N_t$  : Nombre des tubes.
- $n_t$  : Nombre de passes coté tube.
- P : Le pas.
- Q : Quantité de chaleur transférée.
- $Re$  : Nombre de Reynolds.
- $R_s$  : Résistance d'encrassement.
- t : Température du fluide froid.
- T : Température du fluide chaud.
- $T_t$  : Température de la paroi du tube.

$U_s$  : Coefficient global de transfert sale.

$U_p$  : Coefficient global de transfert propre.

$\Delta TLM$  : L'écart logarithmique moyen de la température.

$\lambda$  : Conductivité thermique.

$\mu$  : Viscosité dynamique.

$\Delta P$  : Perte de charge.

RA2K: Complexe topping condensate.

CNPC: China Petroleum Engineering and Construction Corporation.

$\Theta_t$  : Facteur de correction coté tube.

$\Theta_c$  : Facteur de correction coté calandre.

JH : Coefficient de Colburn coté tube.

J'H : coefficient de Colburn coté calandre.

Jet A1: Carburant pour aviation (Kérosène).

LGO: Light Gas-Oil.

HGO: Hight Gas-Oil.

MT: Millions de tonnes.

TOPC: Topping de Condensat.

U-100 : Unité de distillation atmosphérique (topping).

API : American Petroleum Institute.

TEMA : Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association.

ASME : American Standard for Mechanical Engineering.

---

---

## *Liste des figures*

---

---

<b>Figure I-1:</b> Situation géographique du complexe Topping Condensat RA2K.....	5
<b>Figure I-2:</b> Schéma d'implantation du complexe Topping Condensat RA2K.....	6
<b>Figure I-3:</b> Vue générale sur les principaux produits du complexe RA2K.....	7
<b>Figure I-4:</b> Traitement du condensat depuis le démarrage de RA2K en tonne de 2009 jusqu'à 2016.....	7
<b>Figure I-5:</b> Répartition de la Production par Produit du RA2K.....	8
<b>Figure I-6:</b> Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensât « U100 ».....	9
<b>Figure I-7:</b> Schéma synoptique de la section Préfractionnement.....	14
<b>Figure I-8:</b> Schéma synoptique de la section colonne atmosphérique.....	16
<b>Figure I-9:</b> Schéma synoptique de la section Débutaniseur T-201.....	17
<b>Figure I-10:</b> Schéma synoptique de la section Dépropaniseur T-301.....	18
<b>Figure I-11:</b> Schéma synoptique de la section de la colonne sous-vide.....	19
<b>Figure I-12:</b> Schéma synoptique de la section Butane Dryer.....	20
<b>Figure II-1 :</b> Les modes de transmission de chaleur.....	23
<b>Figure II-2:</b> Échangeur monotube en serpentin.....	25
<b>Figure II-3:</b> Échangeur coaxial.....	25
<b>Figure II-4:</b> Échangeur à tube séparé.....	26
<b>Figure II-5:</b> Échangeur à tube rapproché.....	26
<b>Figure II-6:</b> Divers constituants d'un échangeur TEMA.....	27
<b>Figure II-7:</b> Configuration des boîtes de distribution.....	27
<b>Figure II-8:</b> Échangeur à tête flottante.....	29
<b>Figure II-9:</b> Échangeur à plaque tubulaire fixe.....	29
<b>Figure II-10:</b> Échangeur à tube en U.....	30
<b>Figure II-11:</b> Nomenclatures des types d'échangeurs tubulaire selon TEMA.....	31
<b>Figure II-12:</b> Intérieur et extérieur d'un tube encrassé.....	35
<b>Figure II-13:</b> Corrosion sur un échangeur côté process.....	36
<b>Figure II-14:</b> Entartage d'un tube.....	37
<b>Figure II-15:</b> Encrassement biologique.....	38
<b>Figure II-16:</b> Encrassement d'un échangeur dans RA2K.....	41

<b>Figure II-17:</b> Procédée de nettoyage d'un échangeur.....	44
<b>Figure III-1:</b> Variations des températures à co-courant et à contre-courant.....	47
<b>Figure IV-1:</b> Liste de compositions de naphta (légère et lourde). ....	57
<b>Figure IV-2:</b> Les conditions du naphta (alimentation coté calandre). ....	57
<b>Figure IV-3:</b> Les conditions de l'eau de refroidissement. ....	58
<b>Figure IV-4:</b> Dimensionnement de l'échangeur. ....	58
<b>Figure IV-5:</b> Conditions des fluide coté tube et coté calandre de l'échangeur E115. ....	59
<b>Figure IV-6:</b> Positionnement de l'échangeur E115. ....	61
<b>Figure IV-7:</b> L'échangeur U100-E115 A/B.....	61
<b>Figure IV-8:</b> L'état de l'échangeur E-115 (Encrassement et Bouchage). ....	64
<b>Figure V-1:</b> Échangeurs E115A/B . ....	67
<b>Figure V-2:</b> Écoulement à contre-courant dans l'échangeur E115A/B.....	68
<b>Figure VI-1:</b> Paramètres des Naphtas et des eaux dans l'échangeur E-115 A/B.....	73
<b>Figure VI-2:</b> Paramètres des Naphtas et des eaux dans l'échangeur E-115 A/B.....	74
<b>Figure VI-3:</b> Schéma de simulation de la solution proposée avec le résultat souhaité $T_{\text{sortie}}$ Naphta=40°C. ....	74

---

---

## *Liste des tableaux*

---

---

<b>Tableau I-1:</b> Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K en m <sup>3</sup> . .....	8
<b>Tableau I-2:</b> Train d'échangeurs 100-E-101---108.....	13
<b>Tableau II-1:</b> Coefficient de K et n par rapport à le nombre de passes. ....	28
<b>Tableau IV-1:</b> Paramètres de service de l'échangeur E-115A/B (design). ....	62
<b>Tableau IV-2:</b> Paramètres de service de l'échangeur E-115A/B (actuels) (septembre 2023). ....	62
<b>Tableau IV-3:</b> Historique des problèmes rencontrés au niveau de l'échangeur E-115A/B. ....	62
<b>Tableau IV-4:</b> Analyse chimique de l'eau de refroidissement (05-08-2023).....	65
<b>Tableau V-1:</b> Les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E-115. ....	68
<b>Tableau V-2:</b> Les caractéristiques mécaniques de l'échangeur E-115 A/B. ....	68
<b>Tableau V-3:</b> Les propriétés physico-chimiques de l'eau.....	69
<b>Tableau V-4:</b> Les propriétés physico-chimiques du Naphta .....	69
<b>Tableau V-5:</b> Résultats de calcul (design).....	70
<b>Tableau V-6:</b> Résultats de calcul (actuel Sep-2023) .....	71

---

## *Introduction générale*

---

Le condensat est en effet un terme utilisé pour désigner une variété de liquides pétroliers, comprenant différents types. Généralement, le liquide de gaz naturel est défini comme tout mélange d'hydrocarbures composé de  $C_5$  et plus ( $C_5^+$ ), pouvant être considéré comme un produit liquide obtenu par condensation à partir du gaz naturel. Par conséquent, tout gaz naturel liquéfié plus lourd que le butane est qualifié de condensat.

Il est intéressant de noter que l'Algérie s'est engagée dans l'exploitation de ses ressources naturelles en condensat pour se positionner en avant des pays en voie de développement. C'est ainsi que le projet de la raffinerie RA2K de Skikda a vu le jour, dans le but de tirer profit de ces ressources et de contribuer au développement économique du pays.

Le condensat est un mélange complexe de nombreux composés, principalement des hydrocarbures, résultant de la dégradation et de la maturation de matières organiques et minérales. Lorsqu'il est extrait des puits de forage, il est inutilisable en l'état. Cependant, une fois traité, il peut être transformé en produits raffinés tels que des carburants, des produits utilisés dans l'industrie pétrochimique et pharmaceutique, ainsi que des composés chimiques de haute pureté.

La transformation du condensat en produits valorisables implique divers procédés industriels, notamment la distillation atmosphérique et sous vide, le stripping et le séchage. En outre, l'évolution des raffineries ne se limite pas à la fabrication des produits finis, mais comprend également la production d'énergie (électricité, vapeur), qui représente un élément crucial en termes de coût et de fiabilité.

Pour répondre aux spécifications requises pour les utilisations finales, les produits finis doivent être refroidis à une température adéquate pour le stockage. Les procédés de refroidissement, réalisés par échange thermique, sont essentiels à cette fin. Les échangeurs de chaleur, présents dans toutes les unités pétrochimiques, raffineries et autres installations industrielles, permettent de réduire la consommation d'énergie thermique nécessaire à la production, contribuant ainsi à diminuer les coûts des produits finis.

Dans le cadre de notre mémoire de fin d'étude, on a effectué un stage au complexe Topping Condensat RA2K (SKIKDA) 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  $< 40^\circ\text{C}$ ), mais le problème rencontré est l'incapacité de refroidir le naphta à cette température. Cela est dû à plusieurs facteurs qu'on examinera le long de cette étude, le problème principal consiste en l'encrassement des tubes d'échangeurs U100-E-115A/B faisant naissance à des dépôts solides, ces dépôts jouent le rôle d'un isolant thermique ainsi influant d'une manière considérable l'efficacité de ces refroidisseurs à eau.

Parmi les solutions adoptées aux niveaux de complexe est l'abaissement de taux de marche de l'unité faisant ainsi diminuer le débit du naphta à refroidir, cependant ça crée d'autres problèmes entre autres le manque à produire et la déstabilisation des équipements fonctionnant dans des conditions loin de celles du design. C'est dans ce contexte que s'inscrit cette étude dont l'objectif principal est d'étudier les paramètres de fonctionnement et de vérifier **les performances de l'échangeur E115 et fait une comparaison entre le cas design et le cas réel où l'échangeur est endommagé par le phénomène d'encrassement**. Pour ce faire on a effectué un calcul thermique de cet échangeur en employant la méthode de Kern. Notre mémoire s'articule au tour des chapitres suivants :

- Chapitre I : Présentation de lieu de stage ;
- Chapitre II : Théorie sur les échangeurs de chaleur ;
- Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur (méthode de calcul des échangeurs) ;
- Chapitre IV : Modélisation de l'échangeur par Hysys ;
- Chapitre V : Calcul thermique de l'échangeur E115 A/B ;
- Chapitre VI : La solution proposée.

## I. Chapitre I : Présentation de lieu de stage

---

---

### **I.1 Introduction :**

Ce chapitre se concentre sur la présentation du complexe Topping Condensat RA2K de Skikda. Dans un premier temps, nous fournirons une vue d'ensemble du complexe, en abordant les charges à traiter, les trois cas de design des unités, ainsi que les installations et les équipements principaux. Ensuite, nous explorerons l'historique de sa construction, détaillant les différentes étapes. Nous procéderons à une description quasi-technique pour clarifier l'implantation du complexe, son fonctionnement, sa capacité de traitement et de stockage. Nous examinerons les différentes unités du complexe, en mettant en lumière notre équipement d'étude (E-115A/B) et en introduisant les problématiques rencontrées avec ce refroidisseur. Enfin, nous concluons en résumant les points abordés précédemment.

### **I.2 Présentation générale du complexe (RA2K) :**

Le complexe Topping Condensat de Skikda est destiné à traiter Cinq (5) Millions tonnes pendant une période d'un an de condensat provenant du terminal de la direction régionale de transport EST. Ce complexe est conçu pour le traitement de Cinq (5) charges différentes de condensat.

Les produits finis de l'unité tel que **Butane, Naphta, Kérosène, Gasoil Léger (LGO) et Gasoil Lourd (HGO)**, sont stockés dans des bacs de stockage intermédiaire correspondant à une autonomie d'exploitation de quatre jours environ, avant de les expédiés vers **la raffinerie RA1K**. L'unité fonctionne selon trois cas de marche définis ci-après :

- Cas A : Production maximale de Naphta et maximale Gasoil léger (cas de base).
- Cas B : Production maximale de Kérosène Jet A1.
- Cas C : Production maximale de Naphta et minimale Gasoil léger.

Le complexe comprend plusieurs unités et installations de traitement à savoir :

- Unité **Topping de Condensat** (Unité-100).
- Unité de traitement de kérosène (Unité-200). (Ne fonctionne pas actuellement)
- Installations de stockage et transport de produits finis (Unité300).
- Système de torche (Unité-400).
- Utilités (Unité-500).

### **I.3 Contrat du Complexe Topping Condensat RA2K :**

#### **I.3.1 Contrat de réalisation du complexe Topping Condensat RA2K :**

Ce contrat est de type EPC a été faite *le 10 / 05 / 2005 Entre :*

*La Société Nationale pour la recherche, la production, le transport et la Commercialisation des Hydrocarbures dénommée SONATRACH SPA* au capital social de : 245 000 000 000,00 DA, dont le siège social est à Alger, d'une part ; et *La Société CHINA NATIONAL PETROLEUM CORPORATION, dénommée CNPC*, une société de droit chinois au capital social de 114 900 millions yuans, dont le siège social est Liupukang, arrondissement ouest, Beijing, Chine, d'autre part.

- Type du contrat EPC : LSTK (montant fixe, ferme et non révisable).
- Montant total du contrat et avenants : 518 060 454 \$, Taux de conversion : 1\$=75 DA.

Ce contrat est constitué de deux (2) Lots suivants :

- **Description du Lot 1 :**

- Unité de distillation du condensat.
- Unité de traitement du Kérosène.
- Installations de stockage et de transfert des produits.
- Installations de production des utilités et de traitement des eaux.
- Laboratoire de contrôle qualité des produits.
- Atelier de Maintenance.
- Installations de sécurité et de lutte anti incendie.

- **Description Du Lot 2 :**

- 05 Bacs de stockage de Naphta 300 000 m<sup>3</sup>.
- 03 Sphères de stockage de GPL 9 000 m<sup>3</sup>.
- 02 Bacs de stockage de Kérosène (rajout) 80 000 m<sup>3</sup>.
- 02 Lignes de Fuel-oil de 28'' et ligne de Naphta de 36'' : réalisation d'une installation commune à RA1K et l'expédition du naphta vers les postes de chargement du port et remplacement des pompes de Fuel-oil deRA1K.

### **I.3.2 Historique :**

Sonatrach avait projeté de réaliser l'usine de Topping condensat en partenariat et avait lancé deux appels d'offre, le premier pour la recherche d'un partenaire et le second pour la réalisation de l'usine.

Sur les deux sociétés qui avaient soumis des offres techniques, à savoir CNPC (Chine) et Itochu (Japon), seule la compagnie chinoise s'était présente pour l'offre commerciale de l'appel d'offre « recherche d'un partenaire ».

Pour le second appel d'offre concernant la réalisation, plusieurs sociétés s'étaient manifestées. Finalement deux compagnies ont été sélectionnées à l'issue de cette phase : CNPC et SAIPEM. C'est le 10 Mai 2005 (CNPC) a décroché le contrat pour la réalisation de la raffinerie de Topping de condensat de Skikda pour un montant d'environ 390 millions de dollars.

Le projet est divisé en deux lots : une usine d'une capacité de 5 millions de tonnes par an de condensat et ; des installations pour augmenter les capacités de stockage des produits raffinés.

### I.3.3 Fiche Technique du Complexe RA2K :

#### I.3.3.1 Implantation et Situation géographique du complexe :

Le complexe RA2K s'étend sur une superficie d'environ 45 hectares est situé dans l'enceinte de la zone industrielle à l'est de la ville de Skikda en dehors de tissu urbain dans le périmètre de l'ancien aéroport.

Les principaux sites industriels localisés dans les environs sont :

- Le complexe de liquéfaction du gaz naturel (GL1K) au nord.
- Le complexe des matières plastiques (CP1K) au nord-est.
- Le complexe de POLYMED au nord-est.
- La raffinerie du pétrole (RA1K) à l'Est.
- Le Terminal de stockage du pétrole brut et de condensat (RTE) au sud.

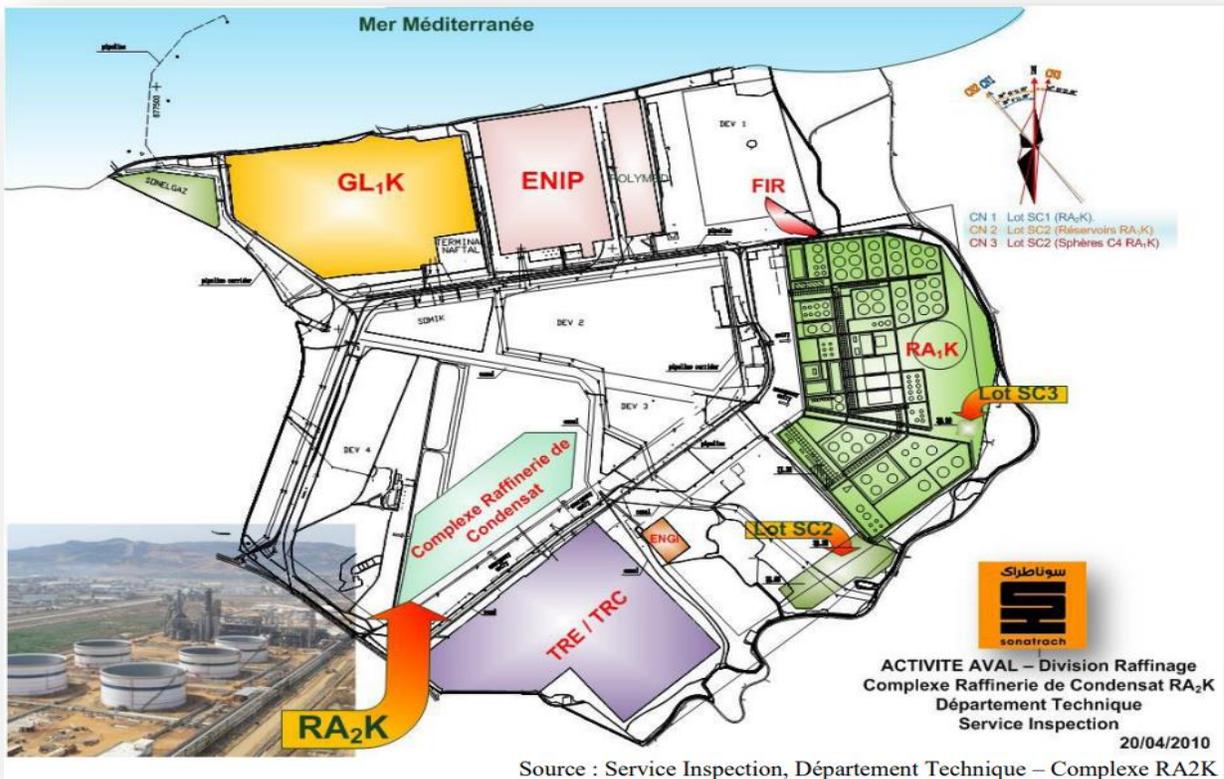


Figure I-1: Situation géographique du complexe Topping Condensat RA2K.



Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

*Figure I-2: Schéma d'implantation du complexe Topping Condensat RA2K.*

### **I.3.3.2 Schéma Synoptique :**

**La raffinerie RA2K** est un important complexe construit à Skikda, elle traite Cinq (05) millions de tonnes par an de condensat provenant du terminal **Haoud El Hamra** pour assurer une meilleure valorisation du condensat et améliorer la qualité des distillats de la raffinerie de Skikda.

Le butane qui sera produit sera écoulé dans la région Est du pays pour satisfaire la demande sans cesse croissante.

Les gasoils léger et lourd seront transférés au RA1K, soit utilisés pour améliorer la qualité du gasoil produit actuellement au niveau de RA1K.

Le naphta et le kérosène (jet A1) seront exportés à travers RA1K.

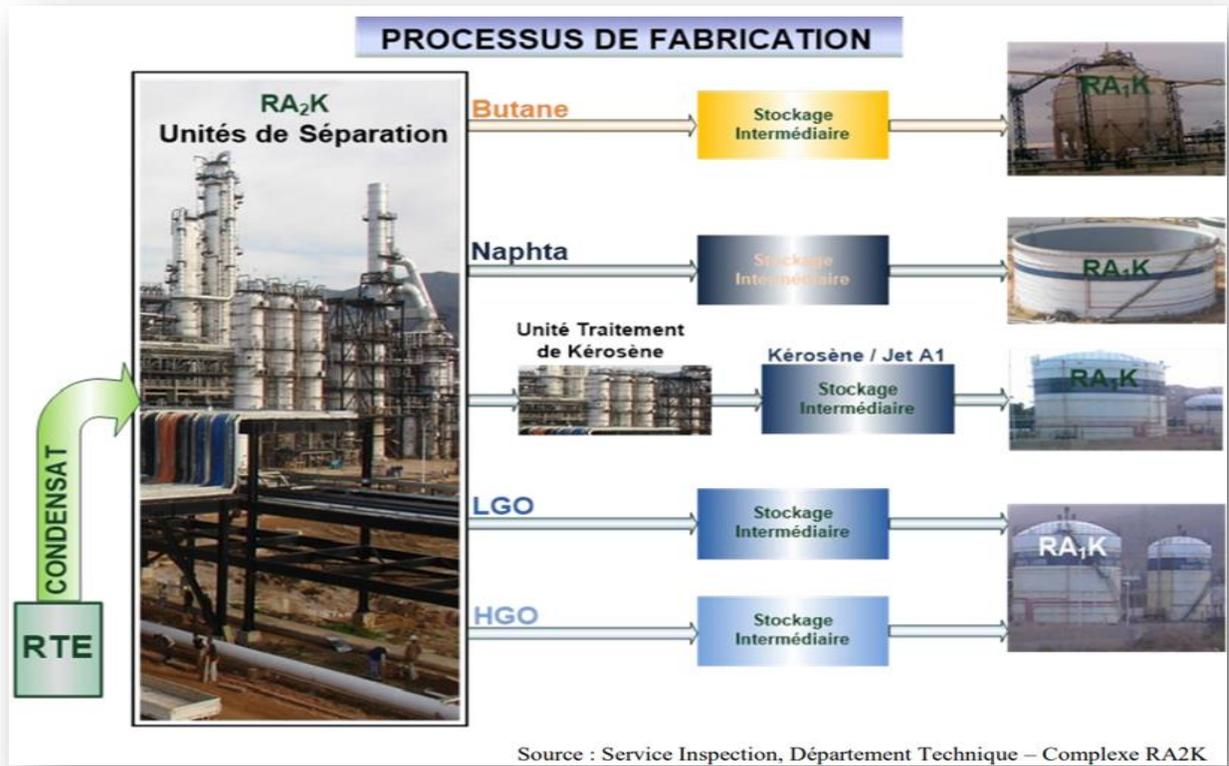


Figure I-3: Vue générale sur les principaux produits du complexe RA2K.

### I.3.4 Condensat traité depuis le démarrage et Capacité de stockage des différents produits à la RA2K (De 2009 jusqu'à 2016) :

La quantité du condensat traité au complexe RA2K depuis le démarrage du complexe est de 29448662 TM. (De 2009 jusqu'à 2016)

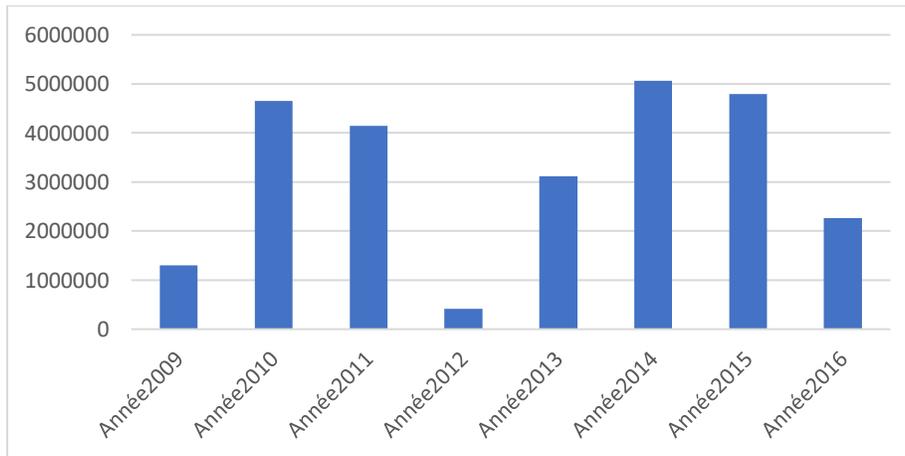
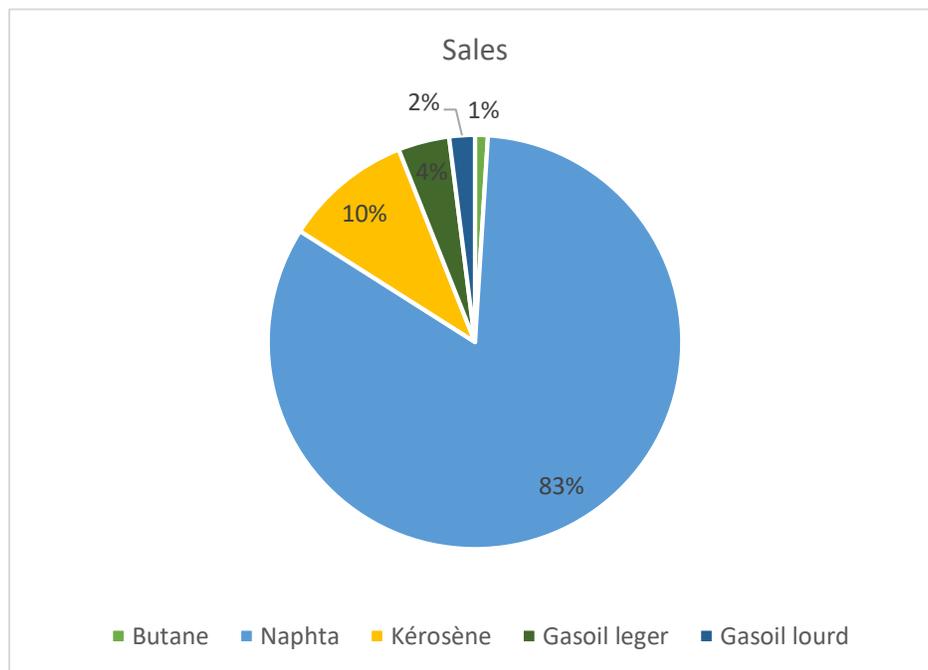


Figure I-4: Traitement du condensat depuis le démarrage de RA2K en tonne de 2009 jusqu'à 2016.

**I.3.5 Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K en m<sup>3</sup> :**

*Tableau I-1: Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K en m<sup>3</sup>.*

Produit	Nbr de Bacs	Capacité d'un bac	Capacité totale
Condensat	3	25000 m <sup>3</sup>	75000 m <sup>3</sup>
Butane	2	1400 m <sup>3</sup>	2800 m <sup>3</sup>
Naphta	2	36600 m <sup>3</sup>	73200 m <sup>3</sup>
Kérosène	2	5360 m <sup>3</sup>	10720 m <sup>3</sup>
Gasoil léger	2	2180 m <sup>3</sup>	4360 m <sup>3</sup>
Gasoil lourd	2	860 m <sup>3</sup>	1720 m <sup>3</sup>



*Figure I-5: Répartition de la Production par Produit du RA2K.*

**I.4 Description du département de production : [1]**

Avec une Capacité de traitement : 5 millions de tonnes par an de condensat et une Production du:

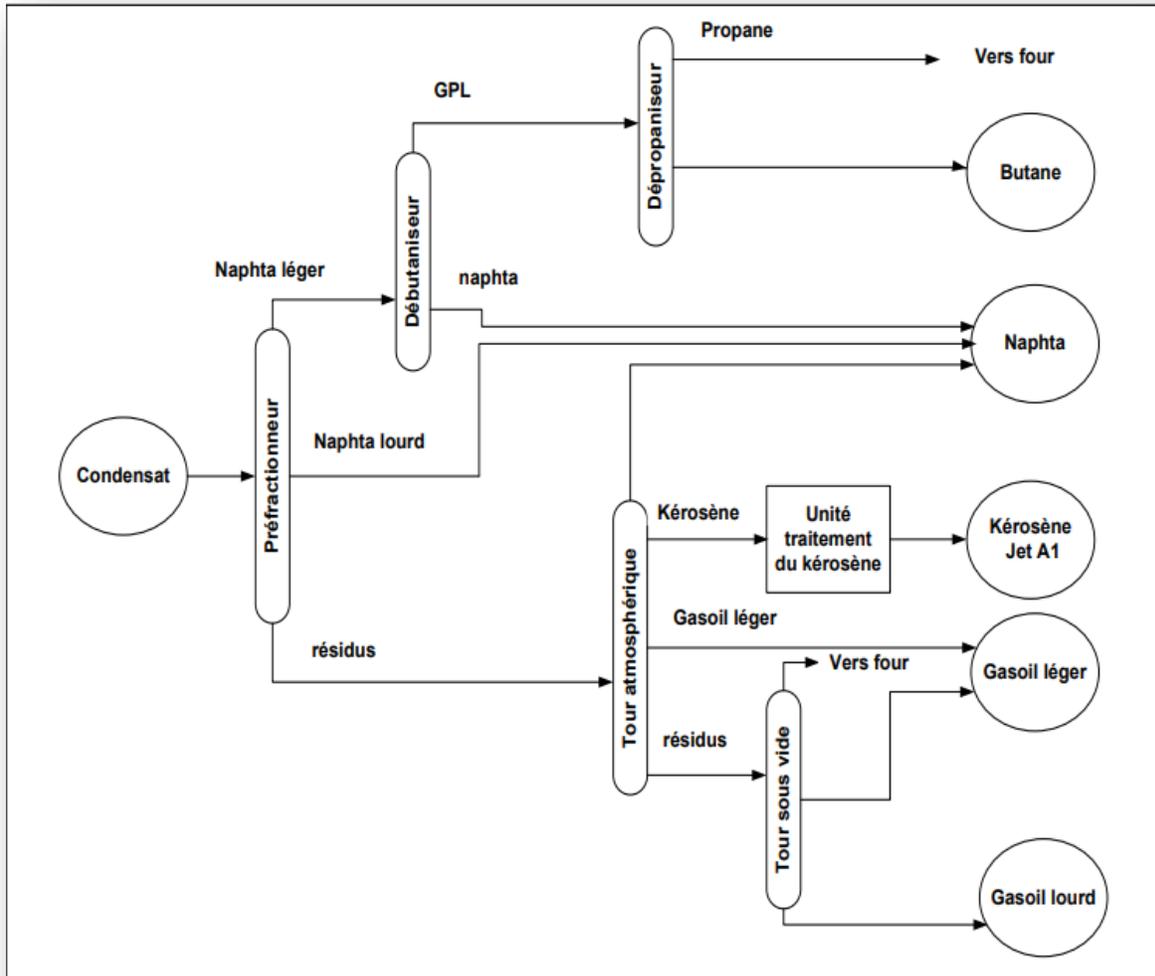
- Naphta (75 à 80% de rendement) destiné à l'exportation ;

- Butane, kérosène et gasoil : acheminés vers la raffinerie RA-1/K de Skikda pour être commercialisés sur les marchés national et international.

Les différentes unités du complexe RA2K sont constituées de :

#### I.4.1 Unité 100 (unité de fractionnement) :

L'objectif de l'unité Topping de Condensat est de distiller la charge de condensat en quatre coupes principales, Butane, Naphta, Kérosène, Gasoil Leger (LGO) et Gasoil Lourd (HGO).



Source : Service Fabrication, Département production –Complexe RA2K

Figure I-6: Schéma synoptique de l'unité Topping de Condensat « U100 ».

Dans cette unité de traitement, on rencontre des niveaux moyens de pression et de température. Une instrumentation appropriée a été installée ainsi qu'un système de contrôle distribué pour mesurer et contrôler les paramètres du procédé à savoir : pression, température, débit et niveaux des colonnes/capacités. Des systèmes d'ESD (système d'arrêt d'urgence) ont été installés pour l'arrêt en toute sécurité des équipements tels que les fours et les pompes, toutes les capacités,

colonnes, etc... ont été munis par des soupapes pour assurer la sécurité du personnel et des installations. Des systèmes de détection de feux et de gaz (F&G) ont été installés aux endroits stratégiques. L'unité de production est dotée des moyens d'extinction (des moyens de lutte contre l'incendie) tels que le réseau d'eau d'incendie, bouche d'incendie et les moniteurs d'incendie sur les emplacements périphériques et stratégiques. Des extincteurs au CO2 sont disponibles dans l'unité.

#### **I.4.2 Unité 200 (Traitement Kérosène) :**

Cette unité de traitement de kérosène est destinée au traitement du kérosène soutiré à partir de la colonne de distillation atmosphérique. Sa mise en service dépendra des caractéristiques du kérosène (l'acidité qui doit être inférieure à 0,0015mg KOH /g).

Elle ne peut être démarrée qu'après la mise en service d'unité 100 au cas où le kérosène nécessiterait des traitements.

Cette unité fonctionne comme suit :

- Traitement de Kérosène ;
- Traitement de résidus caustique ;
- Préparation et stockage de la soude caustique /Acide ainsi leur transfert.

Le but de ce traitement est pour neutraliser les acides naphthéniques, éliminer l'humidité et les impuretés du Kérosène.

#### **I.4.3 Unité 300 (Stockage et transfert des produits) :**

L'unité 300 est située au sein de l'usine Topping condensat, elle est destinée pour la réception, le stockage et l'alimentation en Condensat (U-100), ainsi que le stockage intermédiaire et le transfert de tous les produits finis. Il est convenu de ranger les produits pétroliers en quatre classes suivant leurs volatilités, chaque classe correspond des types particuliers de réservoirs qui se différencient essentiellement par leur pression de service.

#### **I.4.4 Unité 400 (Système torche) :**

Ce système a pour rôle de brûler les gaz combustibles en cas d'urgence et en fonctionnement normal. Il est à 500 m de distance de l'unité principale. Ce système se compose d'un ballon tampon 400-V-001 dont le rôle est de prévenir l'entraînement de condensats, un autre ballon 400-V-002 dont l'arrête-flamme et la tête de torche 400-FS-001 dont le brûleur.

La capacité de torche est de 528,8 t/h. Les sources de ce système sont des dégazages de :

- Réseau gaz naturel avec une ligne de 8" ;
- Des sphères de butane avec une ligne de 10" ;
- Des unités de production avec une ligne collectrice de 40".

#### **I.4.5 Unité 500 (les utilités) :**

Les principales utilités requises pour la mise en exploitation du complexe sont :

- Le gaz naturel ;

- L'azote ;
- L'eau ;
- La vapeur ;
- L'air ;
- L'électricité ;
- Unité de traitement des effluents.

a. Le gaz naturel : L'alimentation du complexe par le gaz naturel est assurée par la compagnie Sonatrach RTE/TRC ; le gaz naturel est utilisé comme combustible pour les fours et l'allumage des pilotes de la torche.

b. L'azote : L'alimentation du complexe par l'azote est assurée par l'entreprise des gaz industriels ENGI MESSER ; l'azote est nécessaire pour l'inertage des milieux de stockage et de la maintenance des installations du complexe. L'azote fourni de grade industriel avec une pureté de N2 de 99.99% min.

c. L'eau : L'alimentation du complexe par l'eau est assurée par l'entreprise ADE. L'eau est utilisée pour les besoins suivants :

- Les appoints du système d'eau de refroidissement des installations ;
- La consommation domestique du personnel ;
- L'appoint du système du réseau d'eau de lutte contre l'incendie ;
- La maintenance et l'exploitation des installations.

Les principales sections de l'unité des utilités sont :

- 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.

d. La vapeur : L'alimentation du complexe par la vapeur est assurée par le complexe RA1K ; La vapeur est utilisée pour les besoins de la maintenance des installations, la torche, moniteur de corrosion et l'unité traitement des effluents.

e. L'air : L'air comprimé (air service et air instruments) est assuré par deux (02) compresseurs d'airs, l'air instruments est préalablement séché à travers deux sècheurs (un sécheur en service et un en régénération). Un ballon de stockage tampon d'air instruments dimensionné pour assurer une autonomie de fonctionnement du complexe d'environ trente (30) minutes. L'air service ne sera pas séché.

f. L'électricité : L'alimentation du complexe par l'électricité est fournie à partir du réseau Sonelgaz. Deux (02) lignes électriques indépendantes raccordées au réseau SONELGAZ 63 KV.

g. Unité de traitement des effluents : Les eaux huileuses et les rejets chimiques et les eaux pluviales et les eaux sanitaires sont collectées et traitées dans la section traitement des eaux usée du complexe Topping de condensât avant d'être évacuées vers le réseau approprié de la zone industrielle de Skikda.

### **I.5 Description détaillée de l'unité 100 :**

L'unité de production qui assure le fractionnement de la charge et la séparation en plusieurs produits finis et semi-finis. Les principales installations sont :

- 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.

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

- Train d'échangeurs de préchauffe ;
- Section de la colonne de préfractionnement (T101) ;
- Section de la colonne de distillation atmosphérique (T103) ;
- Stabilisation de Naphta
- Débutaniseur (T201) ;
- Dépropaniseur (T301) ;
- Section de la colonne sous vide (T401) ;
- Section de Sécheur Butane (Butane Dryer).

#### **I.5.1 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).

Fonctionnement : À basse température 30°C, le condensat est pompé à partir l'un des bacs de stockage (300- TK-301/001/002/003), 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.

Le tableau suivant explique les liquides chauds et froids dans le train d'échange de l'unité 100 (E-101 jusqu'à E-108) :

Table

Tableau I-2: Train d'échangeurs 100-E-101---108.

Echangeur	Liquide chaud	Liquide froid	Positionnement
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	Gasoil léger	Condensat	T-401 Soutirage de la coupe Gasoil léger.
100 E-105	Kérosène	Condensat	T-103 Soutirage de la coupe kérosène.
100 E-106	Gasoil léger	Condensat	T-103 Soutirage de la coupe Gasoil léger.
100 E-107	Reflux Gasoil lourd	Condensat	T-103 Reflux bas.
100 E-108	Gasoil lourd	Condensat	T-401 Soutirage de la coupe Gasoil lourd.

### **I.5.2 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 :

- 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 recueille 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 issu de la tête de colonne T-103

refroidis à la batterie des aéroréfrigérants 100-A-106 A-F suivi du refroidisseur à eau dans l'échangeur 100 E115A/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.

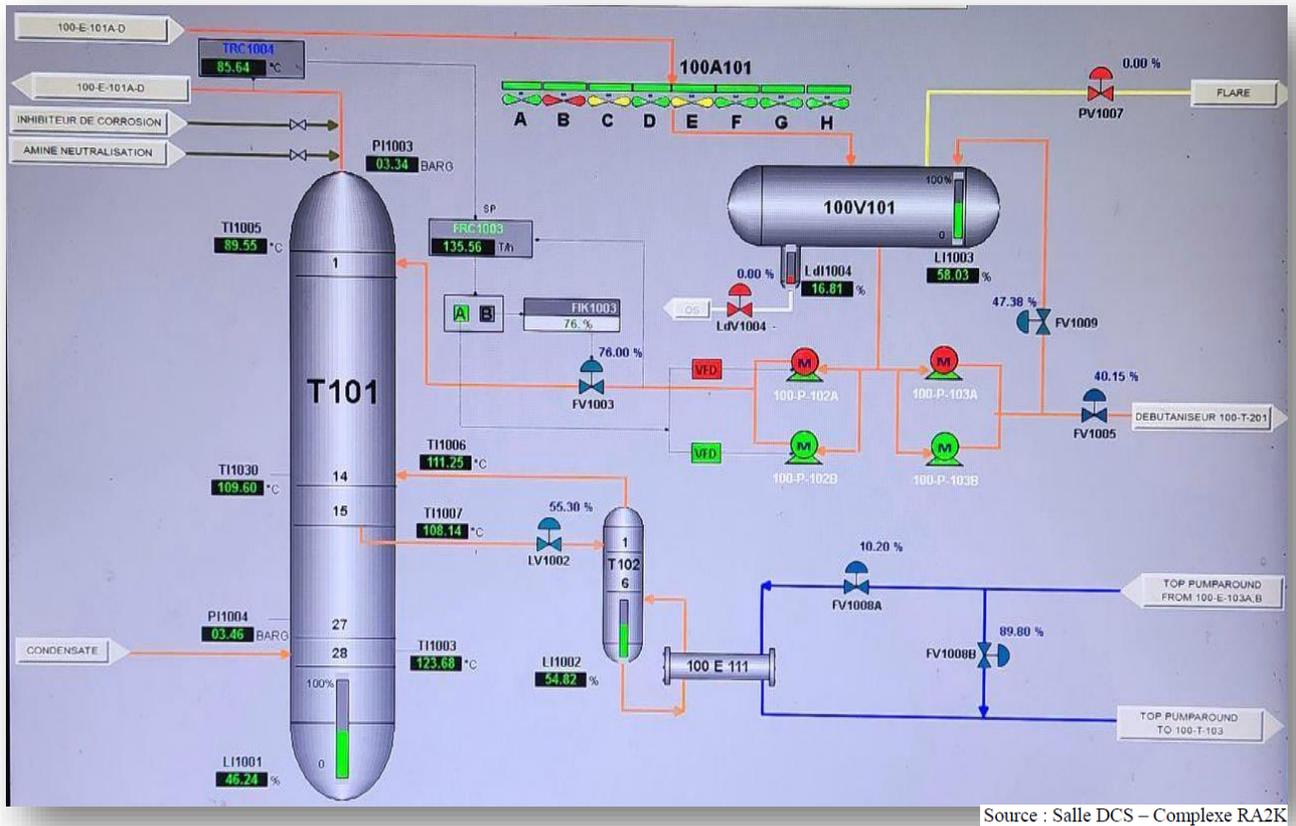


Figure I-7: Schéma synoptique de la section Préfractionnement.

### I.5.3 Section de la colonne de distillation atmosphérique (T-103) :

- 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 où elle est chauffée de 191°C à 216°C avant d'entrer à la colonne de distillation atmosphérique T-103.
- Colonne de distillation atmosphérique (T-103) La colonne de distillation atmosphérique T-103 est une colonne de fractionnement de 46 plateaux, une coupe légère issue de la tête, une coupe lourde issue du 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 de distillation atmosphérique (T-103) Les vapeurs de tête de la colonne sont passer à travers l'échangeur 100-E-102 A/D suivi par l'aéroréfrigérant 100-A-102 A/B. le liquide est recueilli par le ballon 100-V-102, une partie est renvoyée comme reflux de tête de la colonne T-103 par la pompe 100-PM-107, l'autre partie mélangée avec le naphta issue de stripper T-102 puis refroidis par l'aéroréfrigérant 100-A-106 A-H suivi un refroidisseur à eau 100-E-115A/B.
- Soutirage latérale (stripper kérosène T-104) Le stripper kérosène T-104 est muni de 8 plateaux et un rebouilleur 100-E-109. La fraction kérosène est soutirée du plateau 22 de la colonne T-103 vers le stripper kérosène T-104. Cette dernière est envoyée par la pompe 100-PM-108A/B est refroidis par les échangeurs 100-E-105 et 100-E-303 suivi par l'aéroréfrigérant 100-A-103A/B et refroidisseur à eau de kérosène 100-E-112.
- Reflux circulant supérieur (pumparound supérieur) Cette coupe est soutirée du plateau 6 par la pompe 100-PM-110 et renvoyé vers plateau 1 de la colonne de distillation atmosphérique T-103 après qu'elle cède des calories dans l'échangeur 100-E-103, qui sert au préchauffage de la charge (condensat) puis dans l'échangeur 100-E-111 rebouilleur de stripper naphta T-102.
- Reflux circulant moyen (pumparound intermédiaire) Cette coupe est soutirée du plateau 26 par la pompe 100-PM-111 et renvoyée vers plateau 23 de la colonne T-103 après le qu'elle cède des calories dans le rebouilleur 100-E-204 de stripper naphta T-201.
- Reflux circulant inferieur (pumparound inférieur) Cette coupe est soutirée du plateau 36 par la pompe 100-PM-112 et renvoyée vers plateau 33 de la colonne T-103 après qu'elle cède des calories dans l'échangeur 100-E-107 sert au préchauffage de la charge (condensat).
- Rebouilleur atmosphérique (F-103) Est un four rebouilleur qui sert à augmenter 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 355°C. L'autre partie est envoyée à l'aide de la pompe 100-PM-114A/B vers la section sous-vide.

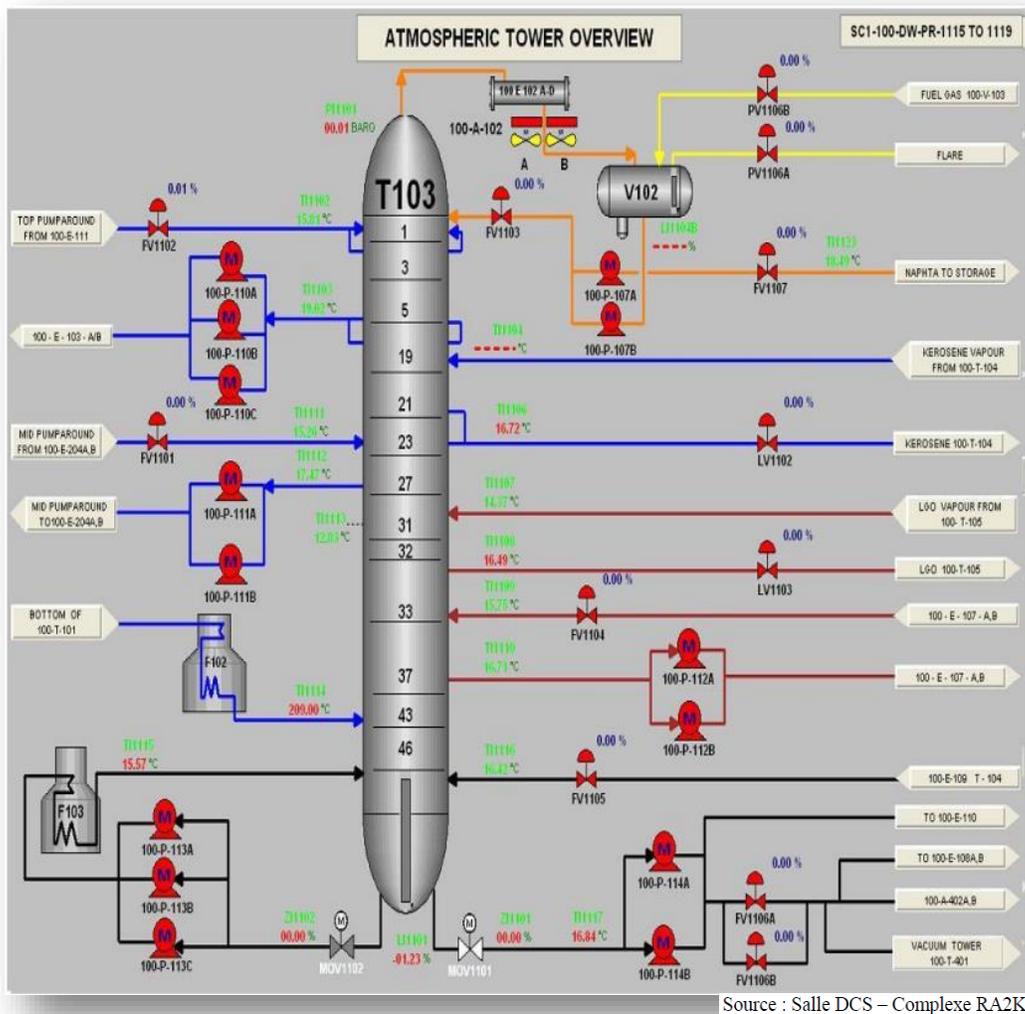


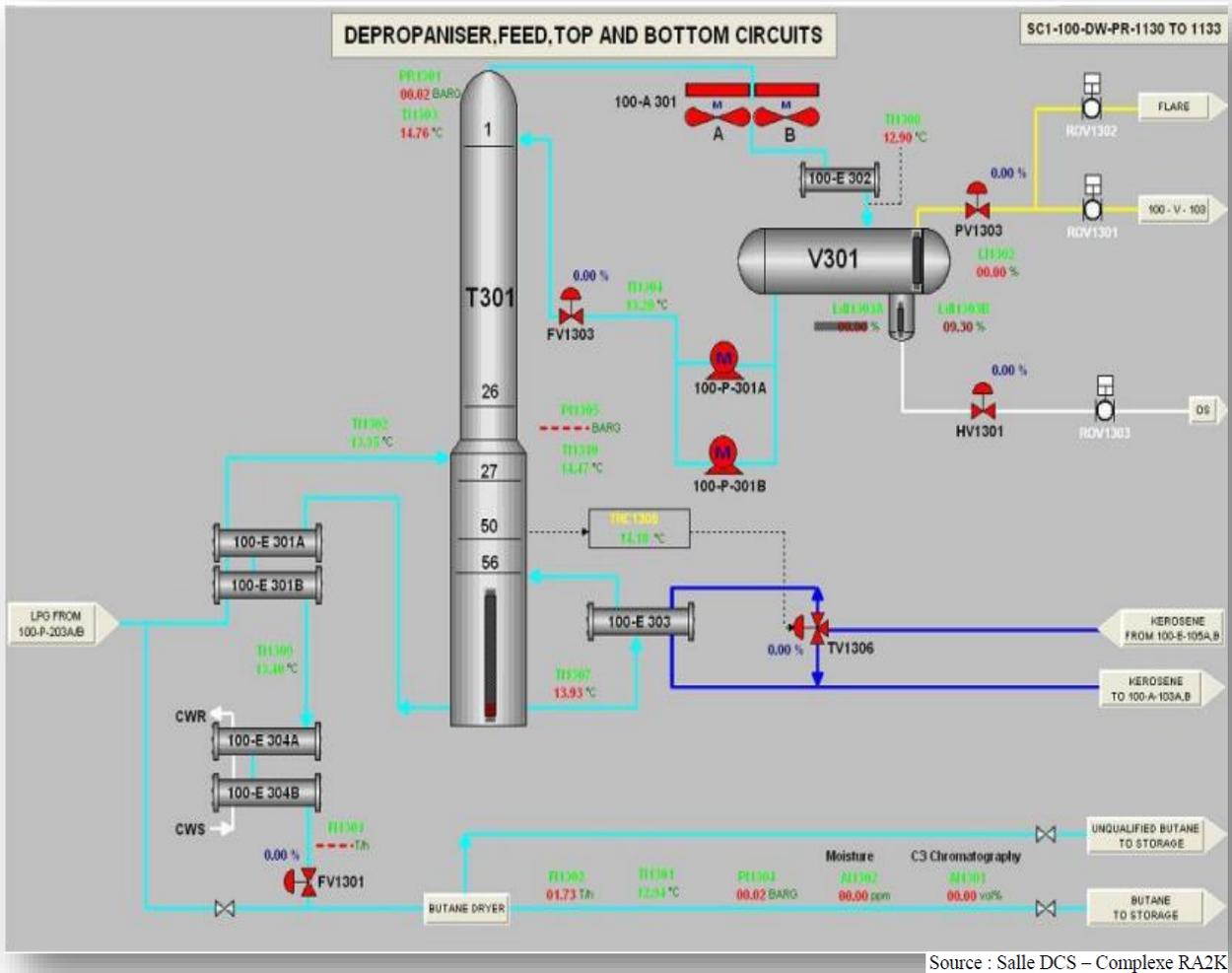
Figure I-8: Schéma synoptique de la section colonne atmosphérique.

### I.5.4 Section de Stabilisation de Naphta – Débutaniseur (T-201) :

Après préchauffage au niveau 100-E-201 à 110°C, La colonne débutaniseur T-201 est conçue pour stabiliser la coupe naphta issue de la tête de la T-101. Où Le GPL est issu en tête de la colonne et le naphta au fond.

Cette section est une colonne de 50 plateaux (T-201) et un rebouilleur 100-E-204. Une partie de naphta stabilisée du fond de cette colonne est refroidis au niveau de l'échangeur 100-E-201A/B/C où elle cède des calories pour préchauffer la charge à l'entrée de la colonne T-201, elle est refroidie au niveau de l'aéroréfrigérant 100-A-202 A/B et le refroidisseur à eau 100-E-203A/B, ensuite est mélangée avec la coupe naphta issue de refroidisseur à eau 100-E-115A/B avant être stocker. Les GPL soutirés en tête de la colonne T-201 est complètement condensés au niveau de l'aéroréfrigérant 100-A-201A/H et refroidit au niveau de l'échangeur 100-E-202 A/B, le liquide est recueilli dans le ballon 100-V-201. Une partie de liquide est renvoyé sous forme reflux de tête





Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure I-10: Schéma synoptique de la section Dépropaniseur T-301.

**I.5.6 Section de la colonne sous vide (T401) :**

Cette section a pour but d’augmenter le rendement en LGO. Le résidu de fond de la colonne T-103 alimente la colonne de distillation sous vide T-401 à travers la pompe 100-P-114A/B. Une coupe du LGO (gasoil léger) est soutirée en haut de la colonne et une coupe de HGO (gasoil lourd) de fond de la colonne.

Le LGO sous vide soutiré est envoyé à travers la pompe P-401A/B, Une partie est renvoyée à la colonne sous Vide en tant que reflux. L’autre partie est refroidit au niveau de E-104A/B (elle cède des calories pour préchauffer la charge condensat), ensuite elle est refroidis au niveau de l’aéroréfrigérant A-401A/B pour qu’il soit mélangé avec le LGO atmosphérique issu du stripper T-105 avant être stocker.

Le HGO sous vide au fond de la colonne T-401 est envoyé à travers la pompé P-402A/B, après il est refroidis au niveau de l’échangeur E-108A/B (il cède des calories pour préchauffer la charge condensat) ; ensuite il est encore refroidit au niveau de l’aéroréfrigérant A-402A/B et le

refroidisseur E-403A/B, avant être envoyé vers stockage. Les vapeurs de la T-401 sont refroidies au niveau de l'E-401 (Pré-condenseur de la Tête sous Vide) avant d'entrer au package sous Vide 100-PKG-401. Le gaz récupéré de ce package sous vide est envoyé au four comme combustible, ou à la torche (l'atmosphère).

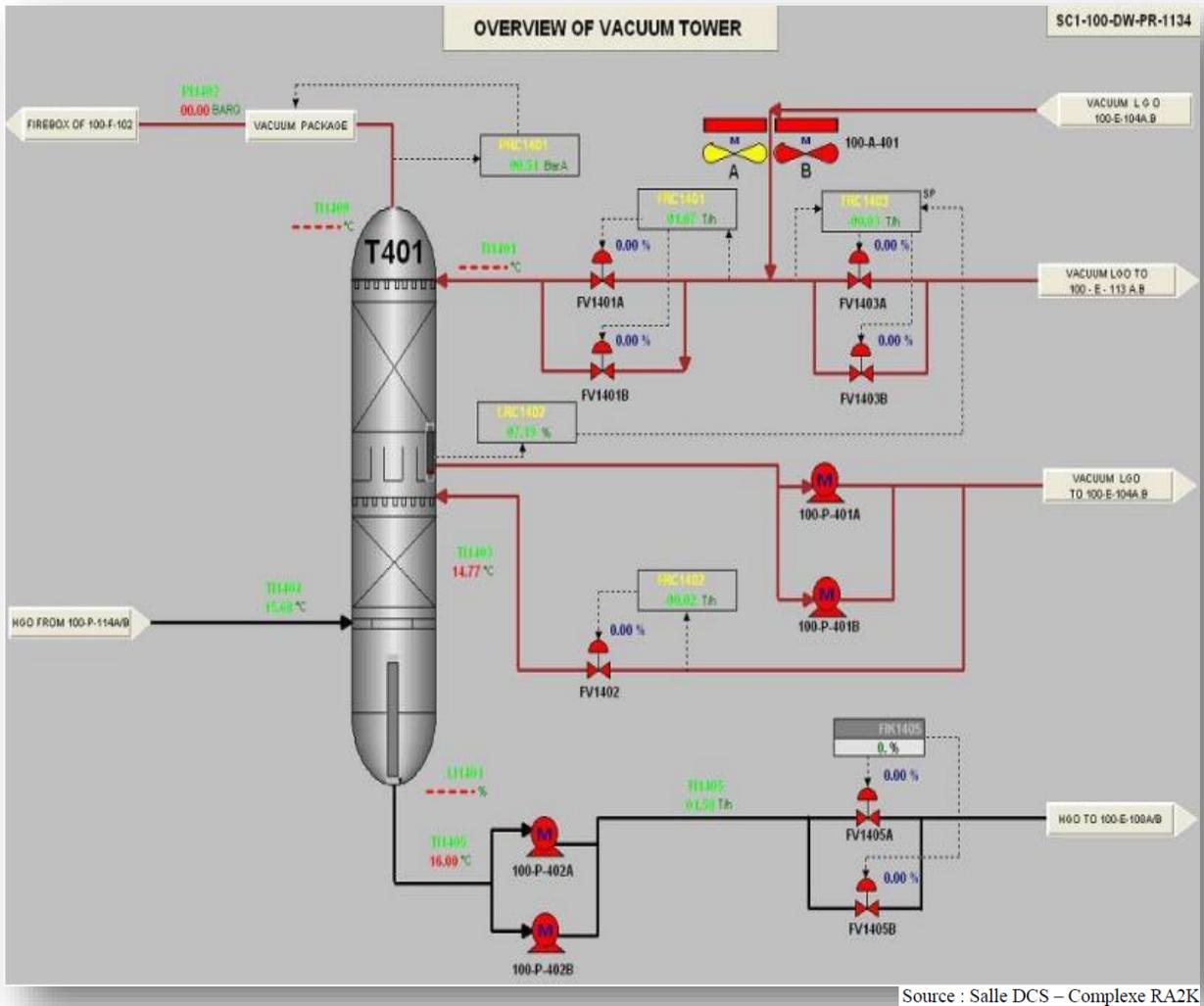


Figure I-11: Schéma synoptique de la section de la colonne sous-vide.

### I.5.7 Section de Sécheur Butane (Butane Dryer) :

Le butane issu de fond de la colonne dépropaniseur T-301 est humide, il doit subir un séchage au niveau du sécheur butane, il est donc dirigé du bas vers le haut de la tour de séchage, un lit de tamis moléculaires adsorbe l'eau contenu dans le butane. La régénération de sécheur est réalisée dans le sens inverse.

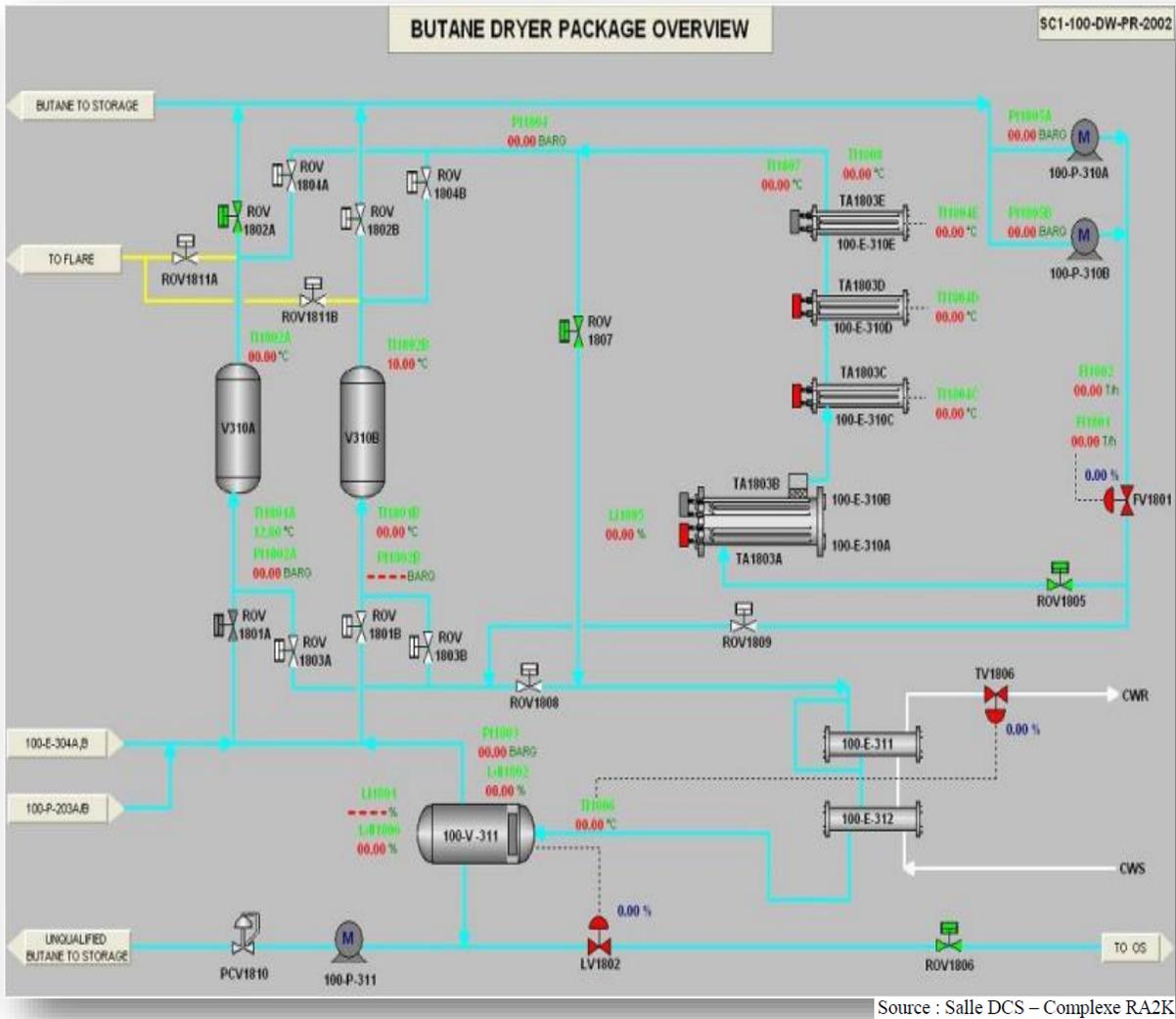


Figure I-12: Schéma synoptique de la section Butane Dryer.

### I.6 Position de refroidisseur à eau 100-E-115 A/B dans le processus :

L'échangeur 100-E-115A/B est un équipement stratégique au niveau de l'unité 100, il joue un rôle important dans le refroidissement du 1er principal produit de ce complexe (85%) qui est le Naphta. Le mauvais fonctionnement de cet échangeur engendre une augmentation de température de stockage de naphta (>40°C) qui influe directement sur le taux de marche (réduction de Taux de marche qui se traduit par un manque à produire), car le stockage de naphta à des températures élevées présente un risque majeur (l'auto-inflammation). L'échangeur 100-E-115A/B est un ensemble de 02 équipements en série le 100-E-115A et le 100-E-115B, où le rôle de ces deux sont de refroidir la coupe naphta qui sort de l'aéroréfrigérant 100-A-106 A-F.

## **I.7 Conclusion :**

Le complexe Topping du condensat de Skikda est la seule raffinerie du condensat algérien, sa capacité et sa diversité de production lui permet de valoriser d'avantage cette importante richesse.

Le premier chapitre offre une vue d'ensemble du complexe Topping Condensat de Skikda RA-2/K. Après avoir présenté le complexe de manière générale et évoqué brièvement son historique, nous avons examiné l'organisation et les spécifications techniques du complexe pour mettre en lumière ses caractéristiques techniques. Nous avons également discuté, de manière non exhaustive, des différentes unités composant le Topping Condensat. Enfin, nous avons conclu par une analyse de l'équipement concerné qui est le refroidisseur à eau 100-E-115A/B et les causes de son mauvais fonctionnement.

## ***II. Chapitre II : Théorie sur les échangeurs de chaleur***

---

---

Les procédés utilisés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis, avec ou sans changement de phase, au cours des diverses opérations auxquelles ils sont soumis. La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie ou dans certains cas un gisement d'énergie, dont il est nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible au profit de fluides de procédés ou d'utilités. De ce fait les échangeurs de chaleur constituent des appareillages importants et omniprésents dans toute unité de raffinage.

Dans ce chapitre, nous examinerons en détail le transfert de chaleur et le phénomène d'encrassement dans les échangeurs thermiques, ainsi que le fonctionnement des différents types d'échangeurs de chaleur. Nous explorerons ensuite les aspects indésirables de l'encrassement, mettant en lumière l'importance de sa détection dans les échangeurs de chaleur. Enfin, nous présenterons les méthodes de calcul thermique utilisées pour évaluer les performances de ces échangeurs.

### **II.1 Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur : [2]**

Un échangeur est un équipement permettant un transfert thermique. Un échangeur de chaleur est un dispositif qui permet de transférer la chaleur d'un fluide à un autre fluide sans qu'ils se mélangent. Il est généralement utilisé dans les systèmes de chauffage, de climatisation et de production d'énergie pour récupérer la chaleur produite par les processus et la transférer à un autre fluide qui en a besoin. Il peut donc être utilisé pour refroidir, réchauffer ou condenser un liquide.

Un échangeur thermique est généralement composé d'un faisceau tubulaire, d'une calandre, de plaques tubulaires ainsi que de boîtes de distribution. Aussi, les échangeurs thermiques sont réglementés par le TEMA (Tubular Exchanger Manufacturer's Association). Ce dernier est une association de fabricants d'échangeurs de chaleur tubulaire. Le TEMA a établi un ensemble de normes de construction des échangeurs. Ces dernières sont régulièrement mises à jour et publiées. En conséquence, la plupart des échangeurs tubulaires utilisés par les industries de transformation sont construits selon les normes TEMA.

La chaleur peut être transférée par trois modes différents : la conduction, la convection et le rayonnement.

- **La conduction :**

Ce mode de transmission de chaleur s'applique plus particulièrement aux solides, mais concerne aussi les fluides au repos. Il correspond à une propagation de la chaleur de proche en proche au sein de la matière, le passage de la chaleur se faisant par contact entre particules (atomes ou molécules) voisines. La matière se comporte véritablement comme un conducteur de la chaleur.

- **La convection :**

La transmission de chaleur par convection met en jeu le mouvement des fluides (gaz ou liquides). Ce mouvement permet l'échange de chaleur entre le fluide et une paroi et facilite la diffusion de la chaleur au sein de l'ensemble du fluide grâce à l'agitation produite.

Dans la transmission de chaleur par convection, le fluide se comporte comme un véhicule de la chaleur.

La convection est dite naturelle ou libre lorsque le mouvement du fluide est créé par les différences de masse volumique existant au sein du fluide du fait des différences de températures. Lorsque le mouvement est communiqué par une machine - agitateur, pompe, compresseur ou ventilateur - la convection est dite forcée.

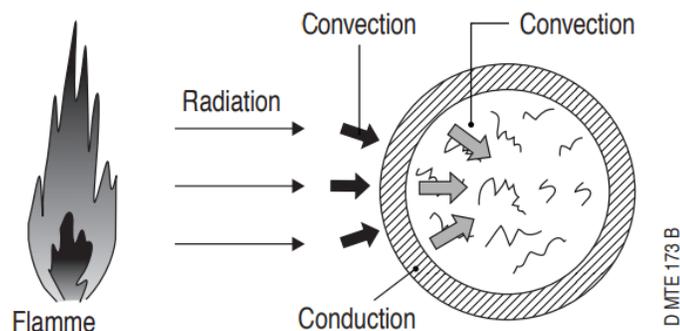
- **Le rayonnement :**

La transmission de chaleur par rayonnement correspond au transport d'énergie thermique sous forme d'ondes électromagnétiques analogues à celle de la lumière.

En effet, tout corps, même placé dans le vide, émet de l'énergie thermique sous forme d'un rayonnement qui est véhiculé sans support matériel. Cette émission est d'autant plus importante que la température du corps émetteur est élevée. Elle n'est cependant notable qu'à partir de 700 à 800°C. Dans le cas du soleil, dont la température superficielle est de l'ordre de 6000°C, l'émission thermique est particulièrement importante.

Parallèlement, tout autre corps placé sur le trajet de ce rayonnement en absorbe une partie et, de ce fait, est un récepteur de chaleur.

Dans la pratique des procédés industriels, la mise en œuvre des échanges de chaleur fait appel simultanément aux différents modes de transmission de la chaleur. C'est en particulier le cas pour les fours tubulaires comme le montrent les exemples présentés ci-après.



Source : IFP training – IAP Hassi Messaoud

*Figure II-1 : Les modes de transmission de chaleur.*

Dans le cas d'un tube situé en zone de radiation, les 3 modes de transmission sont conjugués :

- Les gaz de combustion transmettent de la chaleur à la paroi extérieure du tube par rayonnement et par convection.
- La chaleur est ensuite transmise au travers du tube par conduction.
- Et par convection de la paroi interne du tube au fluide.

## **II.2 Critères de classement des échangeurs de chaleur et ces différents types**

### **II.2.1 Critères de classement des échangeurs**

Il existe plusieurs critères de classement des différents types d'échangeurs. Énumérons les principaux.

#### **- Classement technologique :**

Les principaux types d'échangeurs rencontrés sont les suivants :

- 1- À tubes : monotubes, coaxiaux ou multitubulaires ;
- 2- À plaques : à surface primaire ou à surface secondaire ;
- 3- Autres types : contact direct, à caloducs ou à lit fluidisé.

#### **- Classement suivant le mode de transfert de chaleur :**

Les trois modes de transfert de chaleur (conduction, convection, rayonnement) sont couplés dans la plupart des applications (chambre de combustion, récupération sur les fumées, etc.) ; il y a souvent un mode de transfert prédominant. Pour tout échangeur avec transfert de chaleur à travers une paroi, la conduction intervient.

#### **- Classement suivant le procédé de transfert de chaleur :**

Suivant qu'il y a ou non stockage de chaleur, on définit un fonctionnement en récupérateur ou en régénérateur de chaleur :

- 1- Transfert sans stockage, donc en récupérateur, avec 2 ou n passages et un écoulement en général continu ;
- 2- Transfert avec stockage, donc en régénérateur, avec un seul passage et un écoulement intermittent, la matrice de stockage étant statique ou dynamique.

#### **- Classement fonctionnel :**

Le passage des fluides dans l'échangeur peut s'effectuer avec ou sans changement de phase ; suivant le cas, on dit que l'on a un écoulement monophasique ou diphasique. On rencontre alors les différents cas suivants :

- 1- Les deux fluides ont un écoulement monophasique ;
- 2- Un seul fluide a un écoulement avec changement de phase, cas des évaporateurs ou des condenseurs ;
- 3- Les deux fluides ont un écoulement avec changement de phase, cas des évapocondenseurs.

- **Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange :**

- 1- Les échangeurs métalliques en acier, cuivre, aluminium ou matériaux spéciaux : superalliages, métaux ou alliages réfractaires ;
- 2- Les échangeurs non métalliques en plastique, céramique, graphite, verre, etc.

**II.2.2 Différents types d'échangeur de chaleur : [3]**

**II.2.2.1 Les échangeurs tubulaires :**

Pour des raisons historiques et économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échanges ont les plus répandus. On peut distinguer trois catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement, toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée.

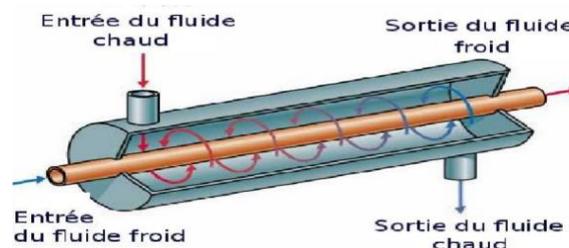
A. Échangeur monotube : Dans le quel tube est placé à l'intérieur d'un réservoir généralement la forme d'un serpentin.



Source : Cours - INSA Toulouse

*Figure II-2: Échangeur monotube en serpentin.*

B. Échangeur coaxial : Dans le quelles tubes sont le plus souvent cintrés ; en général, le fluide chaud où le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur comme montré à la figure au-dessous.



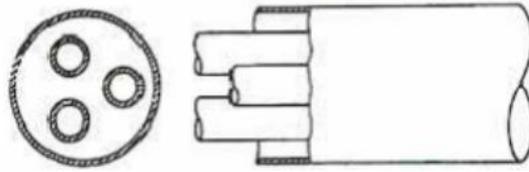
Source : Cours - INSA Toulouse

*Figure II-3: Échangeur coaxial.*

**II.2.2.2 Échangeur multitubulaire :**

A. Échangeur à tubes séparés :

À l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant (de l'ordre de 100 mm) se trouvent placés plusieurs tubes de petit diamètre (8 à 20 mm) maintenus écartés par des entretoises. L'échangeur peut être soit rectiligne, soit enroulé.

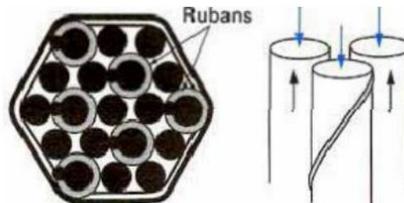


Source : Cours - INSA Toulouse

*Figure II-4: Échangeur à tube séparé.*

B. 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.



Source : Cours - INSA Toulouse

*Figure II-5: Échangeur à tube rapproché.*

**II.2.2.3 Echangeur à tube et calandre :**

Il est constitué des éléments suivants :

- **Boîte d'échangeur** : c'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide à l'extrémité des tubes
- **Calandre** : c'est l'enveloppe métallique cylindrique entourant le faisceau tubulaire ;
- **Plaques tubulaires** : ceux sont les plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités,

Les échangeurs tubulaires existant dans l'industrie sont très variés dans leur technologie bien que le principe reste toujours le même. Ainsi, tous les éléments entrant dans la constitution des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par TEMA (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association), qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement.

Cette normalisation est complétée par d'autres codes tels que ceux de : API : American Petroleum Institute et ASME : American Standard for Mechanical Engineering.

Les différences entre les types d'échangeur faisceau-calandre résident dans les variations en vue de prendre en considération les expansions thermiques entre les tubes et la calandre. L'essentiel des différences concerne :

- La forme du distributeur ;
- L'agencement de circulation dans la calandre ;

- La forme du fond de calandre ;
- La méthode utilisée pour permettre au faisceau de se dilater dans la calandre ;
- La pression de fonctionnement.

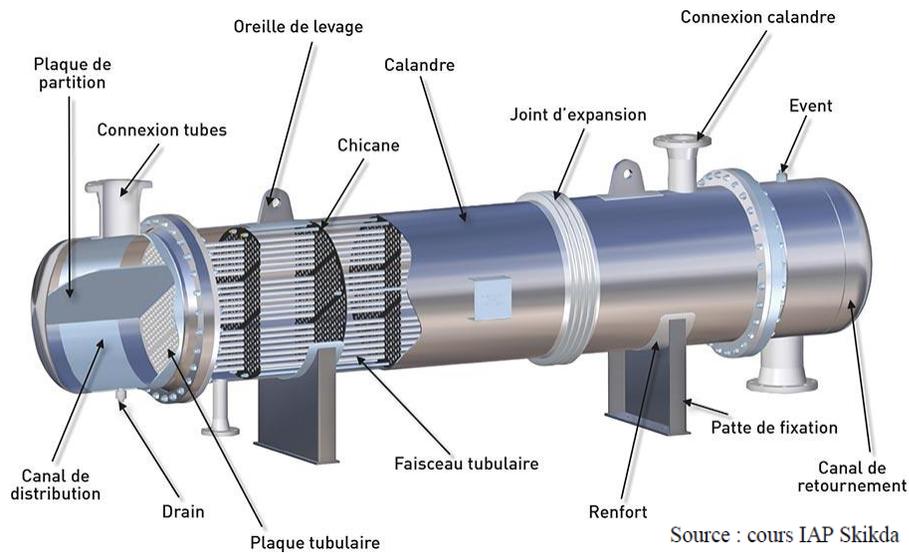
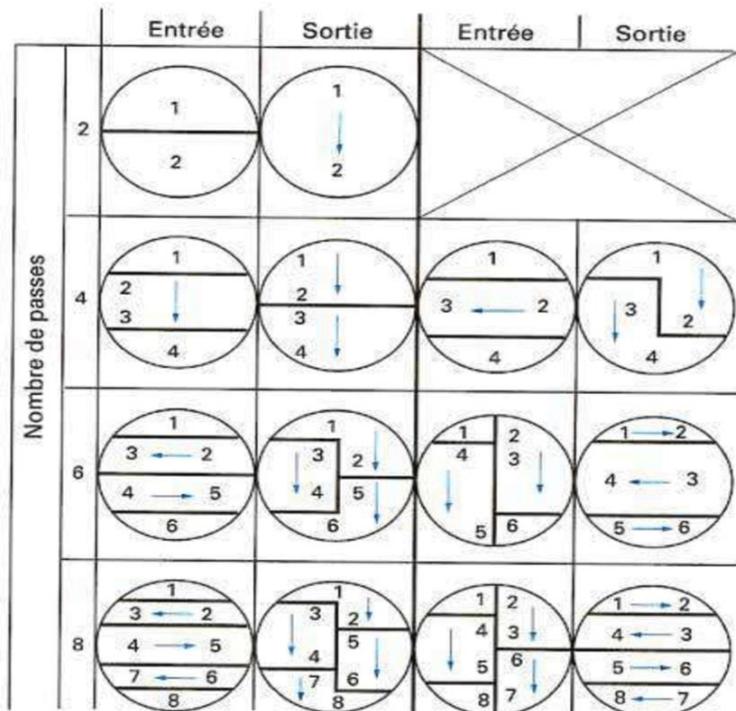


Figure II-6: Divers constituants d'un échangeur TEMA.



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure II-7: Configuration des boîtes de distribution.

Les échangeurs tubulaires sont classés suivant :

- Le type de chambres de distribution (distributeurs) ;
- Le type de calandres ;
- Le type de fond de calandres.

Les normes TEMA définissent trois classes d'échangeurs, selon la sévérité des conditions de service, en particulier l'importance de l'encrassement, l'intensité et la vitesse de corrosion.

- Classe R : pour les applications pétrolières ;
- Classe B : pour les services chimiques ;
- Classe C : dans le cas d'exigences modérées.

Un échangeur normalisé selon les standards TEMA est le résultat de l'association d'une chambre de distribution, d'une calandre et boîte de sortie ou de retour.

Une estimation du faisceau tubulaire est donnée par la formule empirique suivante :

$$N_t = K \left( \frac{D_f}{d_{ext}} \right)^n \quad (\text{Eq II.1})$$

$$D_f = d_{ext} \left( \frac{N_t}{K} \right)^{1/n} \quad (\text{Eq II.2})$$

Avec :

$N_t$  : Nombre de tubes,

$D_f$  : Diamètre du faisceau tubulaire en (mm)

$d_{ext}$  : Diamètre extérieur des tubes en (mm)

$K, n$  : Constantes expérimentales dont les valeurs sont standardisées en fonction du nombre de passes, de la configuration et pas tubulaires :

*Tableau II-1: coefficient de K et n par rapport à le nombre de passes.*

Pas tubulaire triangulaire $P_t = 1.25 d_{ext}$					
No. Passes	1	2	4	6	8
K	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Pas tubulaire carré $P_t = 1.25 d_{ext}$					
No. Passes	1	2	4	6	8
K	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Ainsi, les échangeurs à faisceau et calandre utilisés dans l'industrie pétrolière sont désignés succinctement en précisant les dimensions principales et le type, repéré par 3 lettres caractéristiques des éléments constitutifs. **Exemple : 60-240-AES.**

- Le diamètre nominal de la calandre : diamètre intérieur exprimé en inches ;
- La longueur nominale des tubes : exprimée en inches (ou une autre unité de longueur) ;
- Le type de chambre de distribution ;
- Le type de calandre ;
- Le type de chambre ou boîte de sortie ou de retour, qu'on appelle aussi fond de calandre.

A. Echangeur de chaleur à tête flottante :

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

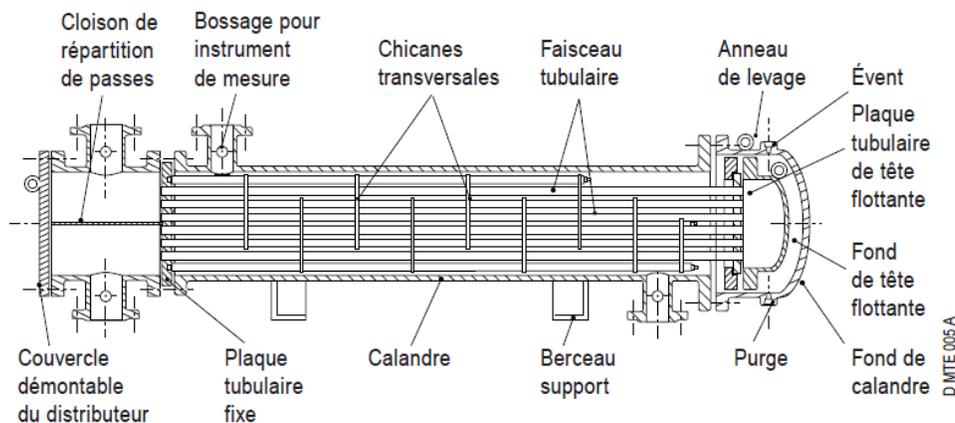


Figure II-8: Échangeur à tête flottante.

B. Echangeur à plaque tubulaires fixes :

Dans ce cas, les plaques tubulaires peuvent être directement soudées sur la calandre.

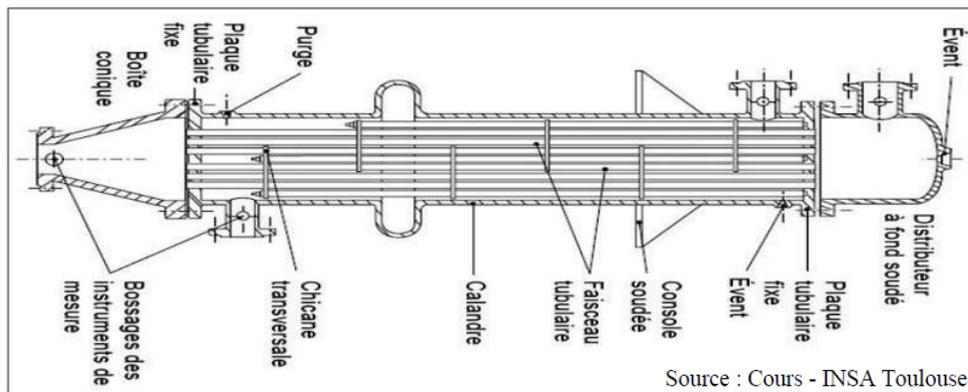


Figure II-9: Échangeur à plaque tubulaire fixe.

C. Echangeur à tubes en U :

Le faisceau est constitué de tubes coudés en forme d'épingle, il n'est donc porté que par une seule plaque tubulaire. Ce système permet la libre dilatation du faisceau. En revanche, le nettoyage des tubes est difficilement réalisable autrement que par voie chimique.

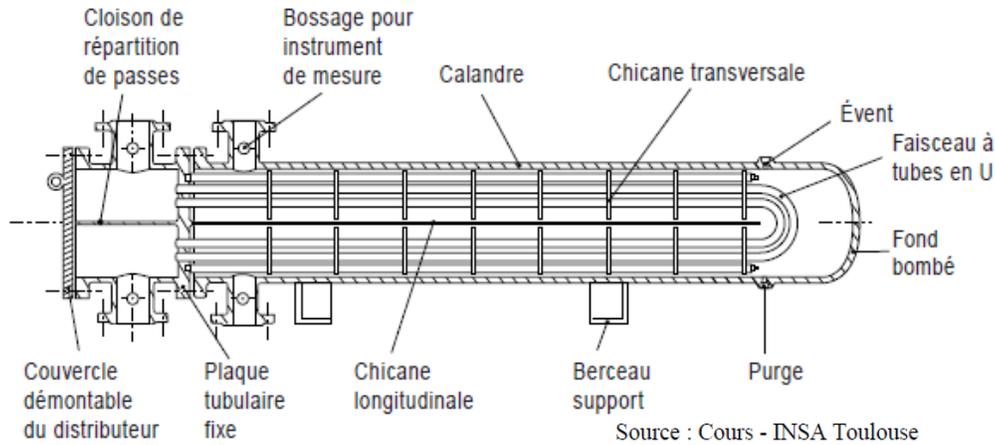


Figure II-10: Échangeur à tube en U.

II.2.2.4 **Échangeurs à surface primaire :**

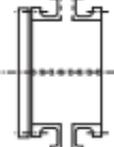
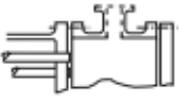
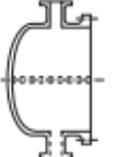
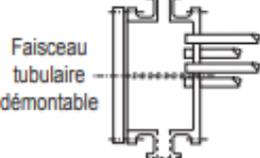
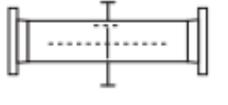
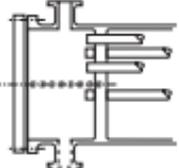
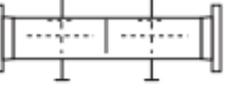
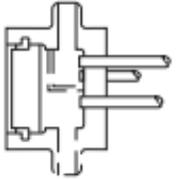
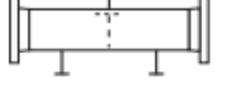
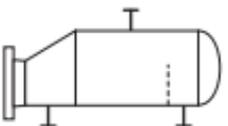
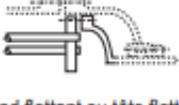
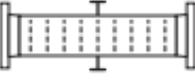
Les échangeurs à surface primaires ont constitué de plaques corrigées, nervurées ou picotées. Le dessin du profil de plaques peut être assez varié mais il a toujours un double rôle d'intensification du transfert de chaleur et de tenue à la pression par multiplication des points de contact.

A. Échangeurs à plaques et joints :

La surface d'échange est alors composée de plaques métalliques, équipées de joints, serrées les unes contre les autres à l'aide de tirants entre deux flasques, l'un fixe, l'autre mobile.

B. Échangeurs à plaques soudées ou brasées :

Ils sont utilisés en récupération de chaleur, dans les domaines de la chimie, de la pétrochimie, de l'agro-alimentaire, etc. Parmi leur différent type.

Type de chambre de distribution		Type de calandre		Type de fond de calandre	
<b>A</b>	 Chambre avec couvercle démontable	<b>E</b>	 Calandre à une passe	<b>L</b>	 Plaque tubulaire fixe type "A"
<b>B</b>	 Chambre "Bonnet"	<b>F</b>	 Calandre à deux passes avec cloison longitudinale	<b>M</b>	 Plaque tubulaire fixe type "B"
<b>C</b>	 Faisceau tubulaire démontable Chambre intégrée à une plaque tubulaire avec couvercle démontable	<b>G</b>	 Écoulement séparé	<b>N</b>	 Plaque tubulaire fixe type "N"
<b>N</b>	 Chambre intégrée à une plaque tubulaire avec couvercle démontable	<b>H</b>	 Double écoulement séparé	<b>P</b>	 Fond flottant ou tête flottante avec garniture externe
<b>D</b>	 Chambre à fermeture spéciale pour haute pression	<b>J</b>	 Écoulement divisé	<b>S</b>	 Fond flottant ou tête flottante avec contre bride démontable
		<b>K</b>	 Rebouilleur "Kettle"	<b>T</b>	 Fond flottant ou tête flottante à passage direct
		<b>X</b>	 Courants croisés	<b>U</b>	 Faisceau à tubes en U
				<b>W</b>	 Fond flottant ou tête flottante avec garniture externe à détecteur de fuite

Source : Cours - INSA Toulouse

Figure II-11: Nomenclatures des types d'échangeurs tubulaire selon TEMA.

## **II.3 Impératifs à prendre en compte dans le choix du type et de la conception technologique des échangeurs de chaleur : [4]**

Pour une application thermique spécifique, le choix du type d'échangeur de chaleur et de sa conception dépend de nombreux facteurs plus ou moins interdépendants.

Les éléments de choix sont basés essentiellement sur les considérations suivantes :

### **II.3.1 Conditions de fonctionnement :**

#### **II.3.1.1 Données procédées de base :**

Les données de processus sont cruciales pour le dimensionnement thermique, hydraulique et mécanique, guidant la conception des types d'échangeurs et les choix de matériaux. Ces données sont enregistrées sur des fiches techniques de processus, qui servent de guide complet pour les équipements thermiques nécessaires. Les données de processus comprennent la température et les pressions de fonctionnement, les calculs, les pertes de charge, les propriétés des fluides, les propriétés thermodynamiques et diagramme température-débit de chaleur échangée. Il comprend également des changements d'état potentiels et des conditions d'exploitation spécifiques. Par exemple, si un fluide est chargé de particules en suspension, il est essentiel de choisir un échangeur démontrable et conçu pour faciliter l'entraînement des particules, si un fluide est transporté avec des pertes de vapeur importantes, le choix du type d'échangeur doit être technologiquement approprié, offrant de grandes sections de passage et éliminant l'utilisation d'échangeurs compacts avec des canules minces.

#### **II.3.1.2 Impératifs de nettoyage :**

Selon l'importance et la nature de l'encrassement, un nettoyage chimique ou mécanique peut être imposé, si un nettoyage mécanique rigoureux est impératif, l'échangeur doit être démontable pour permettre l'accès aux différentes parties sur lesquelles l'encrassement se dépose.

Par ailleurs, les vitesses de circulation des fluides ont une influence sur l'importance des dépôts ; à titre d'exemple, une vitesse de circulation minimum de 1,5 m/s est généralement recommandée pour de l'eau de réfrigération en circulation dans un faisceau tubulaire.

#### **II.3.1.3 Niveau thermique des parois :**

Le comportement des fluides aux températures de parois doit être analysé en prévention de risques éventuels : figeage, cristallisation, dégradation, accroissement de l'encrassement, corrosion potentielle, etc.

#### **II.3.1.4 Temps de rétention des fluides dans l'échangeur :**

Un échangeur offrant des temps de séjour courts relatifs aux fluides véhiculés est favorable à une mise en régime rapide ; par contre, des temps de séjour importants conduisent à des échangeurs à grande inertie thermique. Les temps de séjour ont également des effets sur les temps de réponse des régulations des variables opératoires.

**II.3.1.5 Conditions d'opération pendant les phases transitoires de fonctionnement :**

Il peut s'agir de démarrage, arrêt, dépressurisation, bipasse d'un circuit recyclage, etc. C'est une considération très importante pour la conception de l'échangeur puisque, sur le plan mécanique, des phases transitoires de régime opératoire ou cyclique peuvent induire des contraintes mécaniques importantes entre les divers constituants de l'échangeur en cas de gradient thermique élevé.

Des défauts d'étanchéité, des déformations permanentes, voire des ruptures des équipements peuvent en résulter ; aussi toutes les conditions de marche exceptionnelles doivent être bien définies.

**II.3.2 Conditions de tenue mécanique :**

**II.3.2.1 Résistance aux pressions et aux températures de fonctionnement :**

Toutes les phases possibles d'exploitation doivent bien être prises en compte. Les codes, standards, réglementations à appliquer doivent être clairement spécifiés, dans la mesure où ils sont applicables (problème des échangeurs spéciaux). Bien évidemment, les conditions de tenue mécanique influencent directement le choix du type et de la conception de l'échangeur.

Par exemple, un échangeur tubulaire à tête flottante s'impose en cas de dilatation différentielle importante entre faisceau et calandre ; par ailleurs, un échangeur démontable à plaques à joints ne peut s'envisager pour un service haute pression ; haute température.

**II.3.2.2 Résistance à la corrosion :**

Ce facteur intervient directement sur la nature des matériaux à installer donc sur le choix de la conception technologique et les coûts.

**II.3.2.3 Résistance à l'érosion :**

L'érosion est souvent couplée à la corrosion. L'érosion se manifeste quand la vitesse linéaire du fluide dans un circuit est trop élevée et génère de fortes turbulences. Des valeurs limites de vitesse de circulation ou d'énergie cinétique correspondante sont définies dans des guides spécialisés pour limiter les risques.

**II.3.3 Condition de maintenance :**

Les facilités de maintenance (nettoyage et réparation) sont liées au poids et à l'encombrement des échangeurs, ainsi qu'à leur accessibilité ; ce sont des facteurs quelquefois prédominants. Ceci est particulièrement vrai pour les échangeurs montés sur des plates-formes offshore ; dans ce cas, les échangeurs compacts à plaques présentent beaucoup d'intérêt dans la mesure où les conditions opératoires permettent leur emploi.

**II.3.4 Fiabilité au plan des performances et de la tenue mécanique :**

La bonne opérabilité de l'échangeur retenu est une considération capitale intervenant dans le choix, car de mauvaises performances sont inadmissibles en regard du service contractuellement défini. Des défaillances mécaniques entraînant des arrêts d'unité peuvent avoir des conséquences

très lourdes dans l'exploitation d'une installation ; elles peuvent être gravissimes pour la sécurité du personnel.

Il est souvent constaté que des manques de fiabilité d'un échangeur ont des conséquences pécuniaires désastreuses pour l'exploitation de l'ensemble de l'unité de fabrication ; les jours d'arrêt d'unité entraînent parfois des coûts induits phénoménaux, sans aucune mesure avec le coût d'investissement de l'échangeur concerné.

### **II.3.5 Impératifs économiques :**

Compte tenu de la multiplicité des conceptions d'échangeurs (échangeurs tubulaires, échangeurs à plaques divers,) et des paramètres affectant les coûts, il n'est pas aisé d'estimer les coûts de différentes solutions techniquement envisageables sans recourir à des méthodes d'estimation élaborées ou à des consultations.

Toutefois, le prix d'un échangeur est lié directement à sa conception, à son poids, à sa surface d'échange et à la nature des matériaux constitutifs.

Toute comparaison économique doit tenir compte aussi :

- Des frais de transport et d'installation de l'échangeur (tuyauteries, génie civil, etc.) ;
- Des coûts énergétiques (investissements et frais opératoires) : puissance de pompage ou de compression liée à la perte de charge autorisée sur les divers fluides, puissance de ventilation et consommation électrique des ventilateurs d'aéroréfrigérants, utilités (eau de réfrigération,), etc.

Il est recommandé d'effectuer une étude économique classique comparant les fonctions  $(I + nE)$  spécifique à chaque solution envisagée ( $I$  : coût d'investissement,  $E$  : coût énergétique,  $n$  : durée de remboursement du capital investi).

### **II.3.6 Disponibilité des méthodes de calcul de prédiction des performances :**

Certains exploitants et certaines sociétés d'ingénierie exigent de pouvoir disposer de méthodes sûres de calcul de prédiction des performances de tout échangeur envisagé. Cette position interdit l'utilisation d'équipements pour lesquels les méthodes de dimensionnement sont jalousement protégées par les constructeurs ou ne sont pas suffisamment confirmées en cas d'innovation. Vus sous cet angle les échangeurs tubulaires à faisceau et calandre ont bénéficié longtemps de l'avantage de pouvoir être dimensionnés avec une certaine maîtrise accessible ; depuis quelques années des avancées technologiques importantes concernant les échangeurs non tubulaires et une meilleure connaissance de leur comportement permettent une extension de leur utilisation.

## **II.4 Phénomène d'encrassement : [5]**

Les principaux problèmes rencontrés par les utilisateurs d'échangeurs de chaleur sont liés à l'encrassement, à la corrosion, aux vibrations et à la tenue mécanique. Malheureusement, l'encrassement et la corrosion demeurent les phénomènes les moins compris dans l'industrie. Ils se manifestent par un surdimensionnement des appareils lors de la conception, une consommation

d'énergie accrue, le remplacement d'appareils corrodés et des coûts liés à l'arrêt des installations pour le démontage et le nettoyage.

#### **II.4.1 Définition d'encrassement :**

L'encrassement, dans sa forme la plus générale, se réfère à l'accumulation indésirable d'éléments solides sur une surface. Ce phénomène affecte diverses opérations industrielles. Dans le contexte des échangeurs de chaleur, la présence d'un fort gradient thermique près de la surface peut perturber les mécanismes d'encrassement isotherme. Par exemple, cela peut se produire lors de l'utilisation de membranes ou de filtres.



*Source : cour H. Mimoun équipement thermique*

*Figure II-12: Intérieur et extérieur d'un tube encrassé.*

#### **II.4.2 L'effet de l'encrassement dans l'industrie pétrolière :**

- Diminution des performances thermiques : les dépôts localisés sur la surface d'échange génèrent une résistance thermique supplémentaire, alors en a Réduction de l'efficacité thermique ;
- Diminution du flux de chaleur ; Augmente la différence entre la température chaud et froid ;
- Augmentation des pertes de charge : augmentation de la résistance à l'écoulement avec l'augmentation de la rugosité de la surface ;
- Peut provoquer le blocage du flux ;
- Augmente la dépense d'énergie ;
- Perte de production ;
- Coût de l'opération de nettoyage ;
- Environnement local favorable à la corrosion.

### **II.4.3 Différents types d'encrassement :**

Classer selon la vitesse de dépôt, selon les conditions d'utilisation de l'échangeur ou selon le mécanisme dominant, il y a six types différents d'encrassement :

#### **II.4.3.1 Encrassement particulaire :**

L'encrassement se produit lorsque des particules transportées par les fluides industriels s'accumulent sur les surfaces d'échange. Voici quelques exemples de ces particules :

- Eau des chaudières : Elle peut contenir des produits de corrosion, ce qui contribue à l'encrassement des surfaces.
- Fumées industrielles et Les résidus solides issus de la combustion peuvent également s'accumuler sur les surfaces d'échange.

#### **II.4.3.2 Encrassement par corrosion :**

L'encrassement par corrosion (comme mentionné dans la section 2) résulte d'une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de transfert de chaleur et le fluide en écoulement. Les produits de cette réaction se forment et restent sur la surface de l'échangeur, créant ainsi l'encrassement. On parle ici d'un mécanisme de corrosion in situ. Lorsque l'encrassement est causé par des produits de corrosion générés en dehors de la surface (ex situ), il prend la forme d'encrassement particulaire.



*Figure II-13: Corrosion sur un échangeur côté process.*

#### **II.4.3.3 Encrassement par entartrage :**

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

1. Sels à solubilité inverse : Lorsque des sels dissous, tels que le carbonate de calcium, ont une solubilité inverse, le liquide devient sursaturé près de la surface d'échange plus chaude. La cristallisation se produit alors sur la surface, formant un dépôt dur et adhérent.
2. Cristallisation au sein du liquide plus chaud : Dans le cas contraire, lorsque la cristallisation se produit au sein même d'un liquide plus chaud que la surface, le dépôt est plus mou et friable.
3. Encrassement par les sels à solubilité normale : Bien que plus rare, l'encrassement peut également se produire avec des sels à solubilité normale. Un exemple est celui des saumures géothermales riches en silice.



*Figure II-14: Entartage d'un tube.*

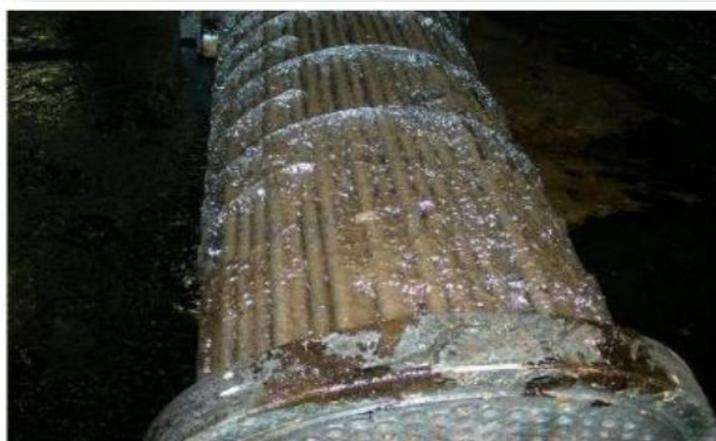
#### **II.4.3.4 Encrassement biologique :**

L'encrassement biologique dans les échangeurs de chaleur est causé par le développement de micro-organismes tels que les bactéries, les algues ou les champignons. Ces organismes créent un film au contact des surfaces d'échange, et à une échelle macroscopique, cela peut même se caractériser par le développement de coquillages.

Pour prévenir l'encrassement biologique, deux approches sont couramment utilisées :

1. Destruction des micro-organismes : Il est possible de détruire les micro-organismes en utilisant des biocides. Le chlore est l'un des biocides les plus couramment utilisés, car il est toxique pour la plupart des micro-organismes et agit rapidement.
2. Empêcher le développement des micro-organismes : Il est essentiel de maintenir la concentration du produit biocide pendant le temps de réaction. Le choix du traitement final est généralement un compromis entre les problèmes de toxicité, de pollution, de coût et de maintenance.

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



Source : cours IAP Boumerdès

*Figure II-15: Encrassement biologique.*

### **II.4.3.5 Encrassement par réaction chimique :**

L'encrassement par réaction chimique se produit lorsque des réactions chimiques ont lieu près d'une surface d'échange, et les solides produits par ces réactions se déposent sur cette surface. Ce type d'encrassement est souvent associé à des processus de polymérisation, conduisant à la formation d'un dépôt.

Les domaines industriels concernés par cet encrassement sont principalement l'industrie pétrochimique (notamment lors du craquage thermique des hydrocarbures lourds), l'industrie agroalimentaire (comme la pasteurisation du lait) et les circuits de chauffage utilisant des fluides organiques.

### **II.4.3.6 Encrassement par solidification :**

L'encrassement par solidification se produit dans les échangeurs de chaleur lorsque les conditions favorisent la transformation d'un liquide pur en solide. Voici deux scénarios possibles :

1. Solidification de l'eau : Lorsqu'un liquide pur (comme de l'eau) entre en contact avec une surface d'échange sous-refroidie, il peut se solidifier en formant une couche de glace à l'intérieur des conduites forcées. Ce phénomène est similaire à la formation de givre.
2. Dépôt de composants à haut point de fusion : Un constituant d'un liquide (par exemple, des hydrocarbures paraffiniques) peut se déposer sur une surface de transfert de chaleur froide. Ces dépôts peuvent avoir un point de fusion élevé et entraîner des problèmes d'encrassement.

De plus, il est possible que la vapeur se dépose directement sous forme solide sans passer par l'état liquide, ce qui conduit à la formation de givre.

Modes combinés :

La plupart des dépôts réels sont le résultat de la combinaison d'au moins deux des types précédemment décrits.

Dans les échangeurs refroidis à l'eau par exemple, les dépôts peuvent provenir de l'entartrage, d'encrassement particulaire, de la corrosion et de l'encrassement biologique.

**II.4.4 Paramètres Influençant l'encrassement :**

L'encrassement est contrôlé par plusieurs paramètres opératoires liés au fluide d'alimentation ou à la surface d'échange. On peut citer :

**Propriétés des fluides :**

Un facteur important à connaître ici est la tendance des fluides à l'encrassement

**Température de surface :**

- Par exemple : plus la température augmente, plus il y'a encrassement
- Une diminution de température, s'accompagne d'un ralentissement du processus d'encrassement avec des dépôts facilement détachables température max recommandée pour une eau de refroidissement : 60 °C.

**Paramètres hydrodynamiques :**

- Vitesse d'écoulement et frottement pariétal affectent l'encrassement ;
- Un écoulement uniforme et constant favorise moins l'encrassement ;
- Un frottement pariétal important favorise le réentraînement des dépôts.

**Nature du matériau des tubes :**

- L'acier au carbone est sujet à la corrosion ;
- Le cuivre possède des effets biocides dans l'eau ;
- Le Nickel et le Titane résistent à la corrosion mais sans effet biocide ;
- Le verre, le graphite et le Téflon résistent à l'encrassement et sont faciles à nettoyer.

**Pureté des fluides :**

- Des traces de Vanadium et de Molybdène se combinant avec l'oxygène peuvent conduire à une réaction chimique de polymérisation ;
- Du sable contenu dans l'eau de refroidissement peut avoir un effet récurant sur les dépôts.

**État de surface :**

- La rugosité de la surface peut être une source de "sites de nucléation" qui favorisent la fixation des premiers dépôts ;
- Un état de surface soigné à la tendance de retarder l'encrassement et de faciliter le nettoyage ;
- Une surface de tube réputée lisse peut devenir au cours du temps, rugueuse suite à l'entartrage, la formation de dépôts corrosifs ou l'érosion.

**Particules en suspension :**

- Des particules en suspension dans un fluide, favorisent l'encrassement par sédimentation (encrassement particulaire) ;
- Ce type d'encrassement étant dépendant de la vitesse, on l'atténue en éliminant les zones de stagnation ;

- Pour l'eau, une vitesse élevée ( $> 1\text{m/s}$ ) permet d'éviter l'encrassement particulaire

Une filtration en amont, s'avère souvent économique dans ce cas-là.

**Écoulement côté tubes :**

- En général, le fluide le plus encrassant circule côté tubes, pour faciliter le nettoyage des surfaces d'échange ;

- De plus, les régions stagnantes et les faibles vitesses sont ainsi évitées.

**Écoulement côté calandre :**

- Généralement, les vitesses sont plus faibles ici et moins uniformes que dans le faisceau de tubes;

- Par conséquent, une attention particulière doit être accordée à la conception des chicanes (rapport espacement et passage de fluide).

**Type d'échangeurs :**

- En général, on a tendance à penser qu'un échangeur à tubes ailetés avec un écoulement à bas nombre de Reynolds, est plus exposé à l'encrassement que celui à tubes nus ;

- Cependant, des échangeurs utilisant des gaz modérément propres ont montré peu d'encrassement;

- Quoiqu'il en soit, retenons qu'un échangeur à plaques se distingue par l'absence de « zones mortes », une surface lisse et un écoulement turbulent, se traduisant par un faible encrassement (ce qui représente 10 à 25 % de ce qui est observé dans les échangeurs à calandre).

**Géométrie de l'échangeur et son orientation**

- La géométrie influe sur la nature de l'écoulement ;

- L'orientation influe sur l'opération de nettoyage.

**II.4.5 L'encrassement et l'entartrage des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement :**

Dans divers complexes pétrochimiques, la présence d'eaux minéralisées ou polluées biologiquement (qu'elles soient d'origine naturelle ou apportées de l'extérieur) entraîne des problèmes tels que l'entartrage et la corrosion au niveau des échangeurs.

Étant donné que les circuits de refroidissement ont pour mission de refroidir des produits ou des unités de procédés par l'intermédiaire d'échangeurs de chaleur, il est essentiel de considérer le rendement d'échange comme un point critique pour l'efficacité globale des unités de production. Par conséquent, tout phénomène ou processus susceptible de réduire ce rendement doit être maîtrisé, notamment l'entartrage et les proliférations organiques.

De plus, toute action de l'eau susceptible de dégrader les matériaux constitutifs des installations, essentiellement les échangeurs de chaleur, doit également être maîtrisée. C'est notamment le cas de la corrosion chimique ou bactérienne. Pour évaluer le degré d'encrassement des échangeurs de chaleur, on mesure le coefficient global de transfert de chaleur. L'évolution de ce paramètre au fil du temps reflète fidèlement l'état physique des surfaces d'échange, tant du côté de l'eau que du côté du fluide refroidi. Ainsi, il est possible d'attribuer un salissement non seulement au circuit d'eau, mais également au circuit "procès". Malheureusement, les exploitants ne tiennent pas toujours compte de cette dualité, surtout lorsqu'ils doivent agir rapidement lors d'un arrêt et qu'il n'est pas toujours aisé d'inspecter les deux "faces" des surfaces d'échange.



Source : Service Etude, Département Technique – Complexe RA2K

Figure II-16: Encrassement d'un échangeur dans RA2K.

#### **II.4.6 Evolution de l'encrassement des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement :**

Les échangeurs de chaleur alimentés par l'eau de refroidissement nécessitent un nettoyage périodique afin de maintenir des coefficients globaux d'échange optimaux. Quelle que soit la qualité du traitement de l'eau et les précautions prises lors de sa mise en œuvre, le nettoyage doit être effectué régulièrement, avec des intervalles aussi longs que possible entre deux nettoyages successifs.

Le but du conditionnement de l'eau de refroidissement, pour prévenir l'entartrage (et la corrosion), est de minimiser les nettoyages chimiques ou mécaniques des appareils. Voici plusieurs raisons à cela :

1. Arrêt de la production : Lorsqu'un appareil est arrêté pour nettoyage, il ne produit pas. Cela peut entraîner des perturbations dans la production globale de l'unité.
2. Diminution du rendement d'échange : Lorsqu'un appareil est "sale", son rendement d'échange diminue. Cela peut affecter la performance globale de l'unité.
3. Coûts et risques : Le nettoyage est une opération coûteuse, et s'il est mal réalisé, il peut endommager les surfaces métalliques et les équipements.

#### **II.4.7 Effet de l'encrassement sur les performances :**

- Diminution des performances thermiques les dépôts localisés sur la surface d'échange génèrent une résistance thermique supplémentaire ;
- Augmentation des pertes de charge ;
- Augmentation de la résistance à l'écoulement avec l'augmentation de la rugosité de la surface ;
- Environnement local favorable à la corrosion ;
- Risque de contamination du fluide de process ;
- Évaluation de la résistance d'encrassement provoque le Surdimensionnement de la surface D'échange.

#### **II.4.8 Impact du coût de l'encrassement :**

##### **Dépenses supplémentaires :**

- Investissement induit par le surdimensionnement des échangeurs ;
- Perte d'énergie suite à la chute de performances des échangeurs ;
- Coût de l'opération de nettoyage ;
- Perte de production.

##### **Surdimensionnement :**

Il est courant de prévoir un excès de surface d'échange compris entre 20 et 40% lors du dimensionnement d'un échangeur afin de tenir compte de l'encrassement.

##### **Perte d'énergie :**

L'encrassement se traduit par une baisse des échanges thermiques et une augmentation des pertes de charge. Il importe de prévoir une puissance de pompage supplémentaire afin d'y remédier.

##### **Opération de nettoyage :**

L'encrassement impose des coûts supplémentaires dû aux opérations de nettoyage, au personnel qualifié, et récemment l'obligation de payer le rejet des polluants.

##### **Perte de production :**

Des nettoyages périodiques supposent des arrêts de l'installation, c'est-à-dire l'indisponibilité de l'outil de production.

Certaines unités stratégiques qui ne peuvent pas arrêter leur production doivent posséder des équipements en "stand-by", conduisant à un coût supplémentaire.

Aux USA, le coût annuel des dépenses dues à l'encrassement des échangeurs est estimé à 4.2 et 10 billions de \$

107 \$/an environ : raffinerie aux USA qui traite 105 barils de pétrole brut par jour ;

1010 F/an : industrie française.

L'emploi de produits chimiques anti foulant a permis de réduire le coût annuel de l'encrassement de près de 50% (le coût de l'anti foulant est pris en compte).

Rentabilité et compétitivité d'une unité industrielle conditionnées par la réduction du coût de l'encrassement.

#### **II.4.9 Prévention de l'Encrassement :**

##### **L'Entretien :**

L'entretien englobe toutes les réparations, les travaux de révisions, le nettoyage, le montage et le démontage des appareils. Il existe deux types d'entretiens :

Entretien périodique et entretien préventif.

Les indices de l'encrassement des échangeurs sont :

- L'augmentation des pertes de charge des fluides circulant à travers l'appareil, ceci est due aux dépôts de saletés ;
- Diminution de l'efficacité des échangeurs de chaleur qui se manifeste par des changements de pression ou des écarts de températures des fluides dus aux encrassements et des dépôts sur les parois.

**Prévention de l'encrassement pendant les phases de fonctionnement :**

Les procédés mécaniques ou chimiques de prévention de l'encrassement pendant la phase de fonctionnement de l'échangeur peuvent améliorer de façon significative les performances de l'appareil, mais également permettent d'augmenter le temps de service entre deux arrêts de maintenance.

**II.4.10 Méthodes de nettoyage :**

La fréquence de nettoyage d'un échangeur dépend des conditions de service et surtout de la nature des produits qui circulent. Plus les produits sont sales, plus le nettoyage est fréquent. On établit un programme de nettoyage spécialement étudié pour chaque équipement. La méthode de nettoyage dépend du degré des dépôts sur les parois des tubes. En général, on distingue deux méthodes de nettoyage :

**Méthode physico-chimique :**

Le rinçage des dépôts sur les échangeurs peut se faire à chaud ou à froid en utilisant des réactifs chimiques. Voici quelques exemples :

- L'incrustation se forme sur les parois des condenseurs et réfrigérants. Pour l'éliminer, on peut utiliser un rinçage à chaud avec de l'acide chlorhydrique (HCl) associé à un inhibiteur de corrosion et un grattage.
- Si des dépôts de sels ou de résine se forment dans les échangeurs, on peut les éliminer par un rinçage, soit avec un solvant, soit avec de l'eau chaude.

Cette méthode s'effectue sans démontage de l'appareil. Elle est rapide mais le résultat n'est pas toujours assuré.

**Méthode mécanique**

Le nettoyage mécanique des tubes peut être réalisé de deux manières : à l'intérieur des tubes et à l'extérieur des tubes.

A l'intérieur des tubes peut s'effectuer après un démontage partiel (Enlèvement du capot, de la tête flottante et de la boîte de distribution), alors que le nettoyage de l'extérieur des tubes demande l'enlèvement de tout le faisceau.

Le nettoyage mécanique est onéreux mais dans certain cas c'est le seul moyen d'enlever les dépôts (Dépôts solides bien adhésifs et chimiquement inerte). C'est une étape essentielle pour maintenir l'efficacité des échangeurs et assurer leur bon fonctionnement.

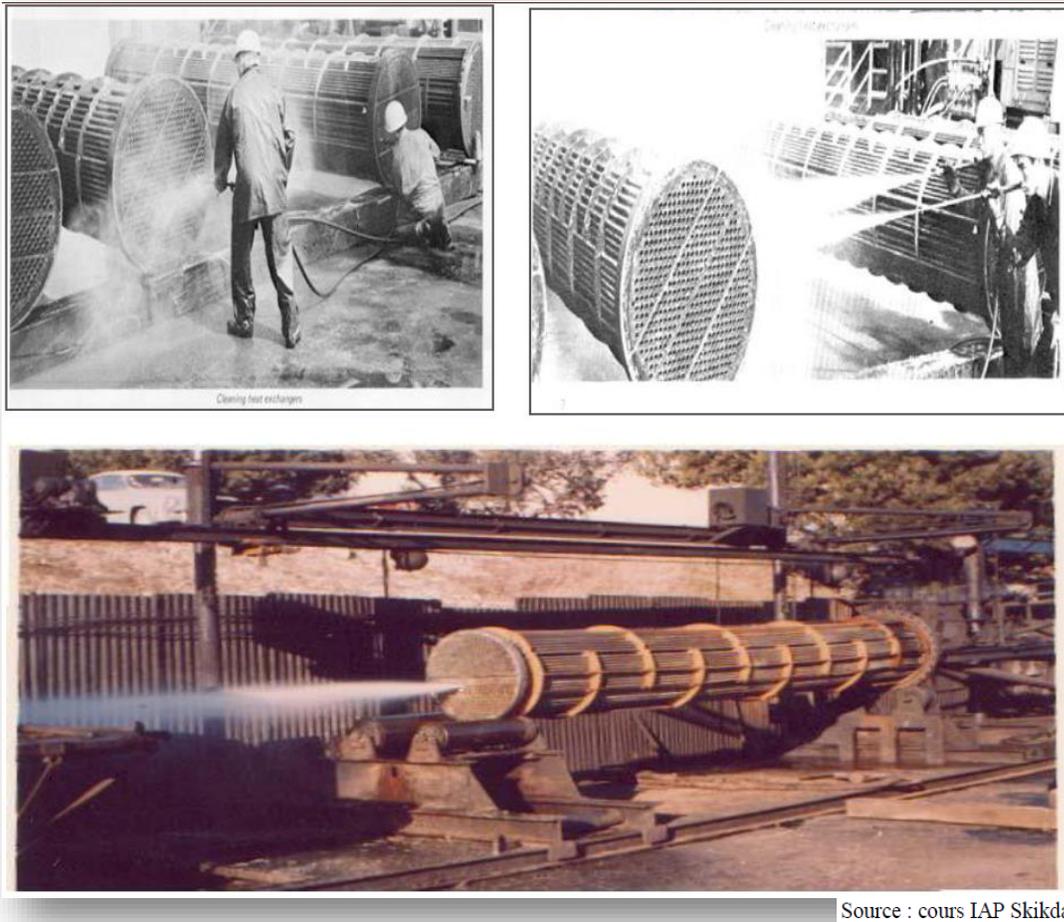
Exemple :

A l'intérieur des tubes :

- Utilisation de grattoirs (brosses internes) ou de forets spéciaux à commande mécanique ou manuelle.
- Injection d'eau sous pression (70-80 bars) à l'aide d'un flexible spécial de diamètre inférieur à celui des tubes.

A l'extérieur des tubes :

- Utilisation de brosses métalliques (non carrées).
- Utilisation d'une machine qui refoule de l'eau sous pression (pouvant atteindre 2000 psis) grâce à un moteur diesel et une pompe à piston.
- Le flexible de la machine est déplacé autour des tubes dans toutes les directions pour réaliser le nettoyage externe.



*Figure II-17: Procédée de nettoyage d'un échangeur.*

**Choix du procédé de nettoyage :**

Il importe auparavant de considérer certains facteurs :

- Degré d'encrassement ;
- La Nature du dépôt (l'analyser au besoin) ;
- Compatibilité du matériau de l'Echangeur avec le produit chimique utilisé ;
- Règles environnementales en vigueur (rejet des polluants) ;
- Accessibilité des surfaces à nettoyer ;
- Coût de l'opération.

**Procédé Mécanique online :**

Cette technique de nettoyage peut parfois s'avérer incontournable si l'on doit éviter de perturber le fonctionnement normal d'une installation.

**• Procédés mécaniques :**

Les techniques utilisées pour les liquides sont bien adaptées lorsque les dépôts sont tendres et friables, avec une résistance de réentraînement faible.

**Procédé Mécanique offline :**

Si l'accès est possible (HEX à plaques, spiral, faisceau de tubes démontable) et les dépôts tendres et friables un nettoyage manuel s'avère suffisant (coût de MO élevé). Lance ou pistolet spécial qui envoie de l'eau sous pression ou emploi de l'azote liquide

**Procédés chimiques de traitement de l'eau :**

Il existe un nombre important d'informations concernant l'efficacité des divers traitements chimiques de l'eau, que l'on peut utiliser pour réduire l'encrassement. Pour éviter ou minimiser les dépôts entrants, différents traitements chimiques permettent de lutter avec efficacité : la décarbonatation à la chaux, sur résines ou à l'acide, l'adoucissement la germination ou ensemencement, les inhibiteurs d'entartrage.

**II.5 Conclusion :**

Les échangeurs de chaleur jouent un rôle très important dans les installations de raffinage et pétrochimiques, Le choix d'un échangeur dépend de plusieurs paramètres : nature des fluides, températures et pressions de service, contraintes d'encombrement, considérations économiques, etc. Tout en se référant aux normes et standards en vigueur.

Ils sont fabriqués sur commande en tenant compte de ces paramètres, mais pendant leurs fonctionnements, et particulièrement les refroidisseurs à eau, ils rencontrent plusieurs problèmes tels que l'encrassement et la corrosion, qui restent des axes de recherche dans le domaine industriel à cause du coût de l'entretien et de la défaillance élevée.

Pour minimiser les temps d'arrêt, améliorer la fiabilité et maintenir la production, il est essentiel de mettre en place des programmes d'exploitation et de maintenance, ainsi que d'envisager des traitements de l'eau de refroidissement

### **III. Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur (méthode de calcul des échangeurs)**

---

#### **III.1 Introduction :**

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui est un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires. La dualité transfert de chaleur-perte de charge domine tout le problème.

#### **III.2 Méthodes analytiques :**

Il existe deux méthodes de calcul :

- Méthode de la différence de température logarithmique moyenne, appelée méthode DTLM.
- Méthode du nombre d'unités de transfert, dite méthode NUT.
- Méthode Kern (Que nous avons utilisé dans cette étude)

#### **III.2.1 Méthode $\Delta$ TLM : [6]**

C'est la Différence de Température Moyenne Logarithmique qui représente la moyenne logarithmique de la fonction T entre l'entrée et la sortie de l'échangeur [°C].

Pour appliquer cette méthode, il est nécessaire de disposer des débits, températures d'entrée et de sortie des fluides chauds et froids. L'objectif est de déterminer :

- La surface d'échange requise.
- La géométrie adaptée 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 décrite par l'équation suivante :

$$dQ = U(T_1 - T_2)dA$$

Avec :

**U** : coefficient d'échange global ;

**T<sub>1</sub>** et **T<sub>2</sub>** : Températures des fluides ;

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

$$A = \int \frac{dQ}{U(T_1 - T_2)dA}$$

### Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur (méthode de calcul des échangeurs)

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.

En général, le calcul de la surface d'échange repose sur les hypothèses suivantes :

- Une température moyenne caractéristique est définie.
- Le coefficient d'échange global  $U$  est supposé déterminé à cette température caractéristique d'échange.

La surface s'obtient par la relation :

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta TLM}$$

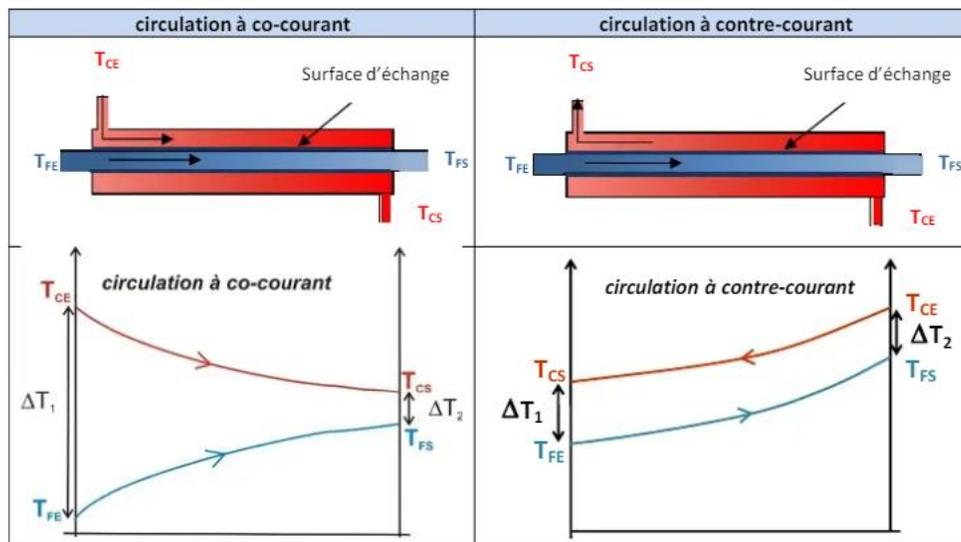
Puissance échangée :

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

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

Il y a deux types d'échangeurs tubulaires essentiels :

- L'échangeur à co-courant
- L'échangeur à contre-courant



Source : cours IAP Skikda

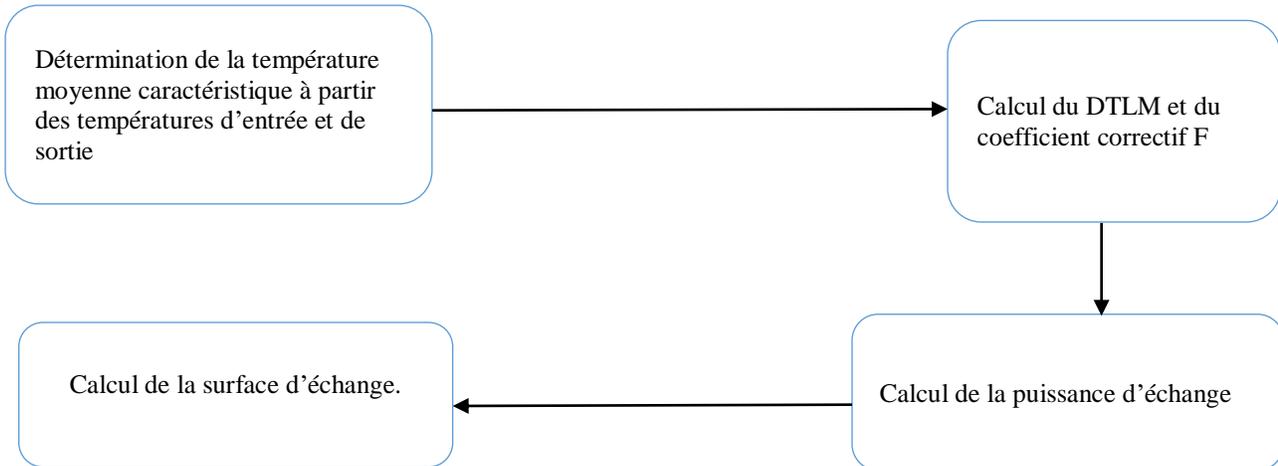
Figure III-1: Variations des températures à co-courant et à contre-courant.

#### Remarques :

Si seulement les températures d'entrées sont connues, la méthode DTLM requiert une procédure itérative. Dans ce cas il est préférable d'utiliser la méthode d'efficacité - NUT.

### Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur(méthode de calcul des échangeurs)

Dans un fonctionnement à contre-courant il est possible d'obtenir  $T_{f,s} > T_{c,s}$ . Il est par contre impossible d'obtenir  $T_{f,s} > T_{c,e}$  ou  $T_{c,e} < T_{f,s}$ .



#### III.2.2 Méthode de NUT (Nombre d'unités de transfert) : [7]

Dans certaines applications d'échangeurs thermiques, il est nécessaire de calculer les températures de sortie en connaissant les températures d'entrée ainsi que la surface d'échange. Ce processus est itératif, car il n'est pas possible de trouver directement une température moyenne caractéristique des fluides.

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

$$NUT = \frac{U \times A}{Q_{min}}$$

Relation entre NUT et l'efficacité E :

$$E = \frac{Q}{Q_{max}}$$

Echangeur Co-courant :

$$E = \frac{1 - e^{-NUT(1+R)}}{1 + R}$$

Echangeur Contre-courant :

$$E = \frac{Exp.[-NUT.(1-R)] - 1}{R \times Exp[-NUT.(1-R)] - 1}$$

Avec :

$$R = \frac{Q_{min}}{Q_{max}}$$

### III.2.3 Méthode de Kern :

La méthode pour dimensionner les échangeurs de chaleur tubulaires. Pour nos calculs, nous supposons que le coefficient global d'échange thermique reste constant, et que les propriétés thermodynamiques des fluides sont évaluées à des températures moyennes que nous déterminerons

a) **Bilan thermique :**

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

b) **Calcul de la DTLM :**

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

Avec :

$$\Delta T_1 = \Delta T_{max} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{min} = T_2 - t_1$$

c) **Détermination de facteur de correction F :**

On détermine, d'abord, E et R à partir ces relations :

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

E : Efficacité de transfert de l'échangeur

R : Rendement thermique de l'échangeur

D'après l'**annexe 1** : déterminer le facteur F en fonction de (E et R)

d) **Le type de l'échangeur**

✓ Estimation du coefficient de transfert sale  $U's$

On choisit en première approche un coefficient global d'échange  $U's$ , à partir de l'**Annexe 4**,

✓ Estimation de la surface d'échange  $A'$

$$A' = \frac{Q}{U'_s \times F \times \Delta T_{LM}}$$

✓ Choix du type d'échangeur, des matériaux à utiliser, de la longueur l, du diamètre des tubes  $d_e$ ,  $d_i$  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  $N't = A'/a.n_c$

### Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur (méthode de calcul des échangeurs)

Surface d'échange d'un tube :  $a = \pi d_e l$

- ✓ Calcul du nombre de passes côté tubes
- ✓ Choix de l'appareil ou des appareils en série donnant  $N_t$  le plus voisin possible de  $N'_t$ , avec un nombre de passes côté tubes  $n_t = 2, 4, 6$  ou  $8$  par calandre.

#### e) Choix des fluides à l'intérieur du faisceau et dans la calandre :

Facteurs utilisés pour choisir les fluides de côté tube et côté calandre :

Pression et Température : Le fluide du côté tube est généralement celui sous la plus haute pression, tandis que le fluide du côté calandre est souvent celui à température élevée pour optimiser le transfert de chaleur.

Encrassement : Si l'un des fluides est plus encrassant, il est préférable de le faire circuler du côté des tubes, car ces derniers sont plus faciles à nettoyer que la calandre.

Écart de Température : Pour des écarts de température importants entre les deux fluides, il est recommandé de placer le fluide à température élevée du côté des tubes pour limiter les pertes thermiques.

Capacité Calorifique : Le fluide avec la plus faible capacité calorifique globale est souvent placé du côté de la calandre pour optimiser le transfert de chaleur.

Débits et Flux : Allouer les fluides avec le débit le plus bas du côté calandre peut être une stratégie pour prédire avec plus de certitude le transfert de chaleur côté tube.

#### f) Calcul du coefficient d'échange global de l'appareil $U_s$ :

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

#### g) Calcul des températures caloriques :

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

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 :  $F_c = 0,5$

#### h) Calcul du coefficient de transfert propre $U_p$ :

Toutes les propriétés ( $C, \lambda, d, \mu$ ) et ( $C', \lambda', d', \mu'$ ) calculées à  $t_c$  ou  $T_c$  sauf  $\mu_t$  calculée à  $T_t$  température de la paroi du tube.

#### ➤ Coefficient de transfert côté tubes ( $h_{i0}$ ) :

Pour calculer le nombre de Reynolds :

- Section de passage par passe  $a_t$  :

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

- Vitesse massique :

$$G_t = \rho \times V_t = \frac{m}{a_t}$$

- Nombre de Reynolds :

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

- Facteur de correction de la viscosité :

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14}$$

- Facteur de Colburn (d'après l'annexe 2) :

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

- Coefficient de transfert de chaleur :

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

$$\frac{h_{io}}{\Phi_t} = \frac{h_i}{\Phi_t} \times \frac{d_i}{d_e} = \frac{d_i}{d_e} \times j_H \times \left(\frac{\lambda}{d_i}\right) \times \left(\frac{C \times \mu}{\lambda}\right)^{1/3}$$

- **Coefficient de transfert côté calandre ( $h_o$ ) :**

- Section de passage par calandre  $a_c$

Pas normal carré ou triangulaire

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

Pas carré inversé

$$a_c = \sqrt{2} \times \frac{D_c}{P} \times (P - d_e) \times B$$

- Diamètre équivalent :

$$D_e = \frac{4 \times \text{section de passage}}{\text{epérimètre mouillé}}$$

Pas carré :

$$D_e = 4 \times \frac{P^2}{\pi \times d_e} - d_o$$

Pas triangulaire :

$$D_e = 3.464 \times \frac{P^2}{\pi \times d_e} - d_o$$

- Vitesse massique :

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

### Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur (méthode de calcul des échangeurs)

- Nombre de Reynolds :

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

- Facteur de correction de la viscosité :

$$\Phi_c = \left( \frac{\mu'}{\mu'_t} \right)^{0.14}$$

- Facteur de Colburn (d'après l'annexe 3) :

$$j_H = \frac{h_o \times D_e}{\lambda'} \times \left( \frac{C' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{-1/3} \times \Phi_c^{-1}$$

- Coefficient de transfert de chaleur :

$$\frac{h_o}{\Phi_c} = j_H \times \left( \frac{\lambda'}{D_e} \right) \times \left( \frac{C' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

- **Température du tube (T t) :**

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

- Détermination de  $\mu_t$  à  $T_t$
- Calcul de  $\Phi_t$  et  $\Phi_c$

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

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

Donc :

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

- i) **Calcul de la résistance d'encrassement  $R_s$  :**

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

Il faut comparer  $R_s$  calculée à  $R_s$  admissible.

- j) **Calcul des pertes de charges :**

- ❖ **Côté tubes :**

- Coefficient de friction  $f_t$  : Lecture sur figure  $f_t = f(Re)$  (Annexe 2)
- Longueur parcourue par le fluide :  $L = l \times n_t$

### Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur (méthode de calcul des échangeurs)

- Perte de charge

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1.271 \times 10^{15} \times \rho} \times \left[ \frac{f_t \times 1}{d_i \times \phi_t} + 2 \right]$$

Il faut comparer  $\Delta P_t$  calculée à  $\Delta P_t$  admissible.

#### ❖ Côté calandre :

- Coefficient de friction  $f_{cT}$  : Lecture sur figure  $f_c = f(\text{Re})$  (**Annexe 3**)
- Longueur parcourue par le fluide :  $L = D_c \times (N_{ch} + 1)$  ; ( $N_{ch}$ : nombre de chicanes)
- Perte de charge :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_c \times G_c^2 \times (N_{ch} + 1) \times D_c}{1.271 \times 10^{15} \times \rho' \times D_e \times \phi_c}$$

Il faut comparer  $\Delta P_c$  calculée à  $\Delta P_c$  admissible.

#### h) Calcul de l'efficacité $\epsilon$ :

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

$Q_{\text{max}}$  : est la quantité de chaleur théorique échangée entre eux  $Q_{\text{max}} = C_{\text{min}} \times (T_{\text{ce}} - t_{\text{fe}})$

On a :

$C_{\text{min}}$  min de  $[ M_c \times C_{\text{pc}}, m_f \times C_{\text{pf}} ]$

$$m_f \times C_{\text{pf}} > M_c \times C_{\text{pc}} \rightarrow Q_{\text{max}} = M_c \times C_{\text{pc}} \times (T_{\text{ce}} - t_{\text{fe}})$$

$$m_f \times C_{\text{pf}} < M_c \times C_{\text{pc}} \rightarrow Q_{\text{max}} = m_f \times C_{\text{pf}} \times (T_{\text{ce}} - t_{\text{fe}})$$

### III.3 Calcul économique :

#### III.3.1 Dépense :

Il est, tout d'abord, nécessaire d'estimer le coût de l'échangeur de chaleur.

**Estimation du coût de l'échangeur de chaleur :**

#### ❖ **Méthode du calcul :**

Le coût par mètre carré de surface d'échange, représenté par  $c$ , varie en fonction de la surface totale de l'échangeur de chaleur. Ce coût prend en considération les dépenses liées à la matière première et à la main-d'œuvre. Il est inversement proportionnel à la surface totale de l'échangeur de chaleur. De plus, ce coût est influencé par les caractéristiques du faisceau de tube choisi, telles que le diamètre, l'épaisseur de paroi (BWG), la longueur, la disposition des tubes, les matériaux utilisés, le type d'échangeur et la pression de calcul.

$$C = c S F_0 F_1 F_2 F_3 F_4$$

Tels que :

### *Chapitre III : Modélisation des échangeurs de chaleur(méthode de calcul des échangeurs)*

C : coût de l'échangeur.

c : coût unitaire par m<sup>2</sup> de surface de l'échangeur.

b est constante ( $0.6 \leq b \leq 0.8$ ).

S : surface d'échangeur en m<sup>2</sup>.

$F_i$  : sont des coefficients qui dépendent de :

- Traitement chimique de la surface.
- Nature du matériau constitutif de l'échangeur.
- Dimensions de l'échangeur.
- Pression de fonctionnement

#### **Coûts d'investissement :**

C'est la somme des dépenses envisagées pour la réalisation de l'installation, il dépend de plusieurs facteurs, notamment sa surface d'échange, sa puissance et le type de fluide échangé.

#### **III.3.2 Calcul de la durée de récupération (délai de l'amortissement) :**

Le délai d'amortissement représente la durée requise pour récupérer les dépenses initiales engagées dans un investissement.

Il est déterminé par le rapport entre le coût total d'investissement et le revenu quotidien généré par cet investissement. Plus précisément, le délai d'amortissement (noté DR) est calculé selon la formule suivante :

$$DR = \frac{\text{dépenses DR}}{\text{Prix du baril} \times \text{revenu journalier de l'investissement}}$$

## IV. Chapitre IV : Modélisation de l'échangeur E115 par Hysys

---

---

### IV.1 Introduction :

Aspen HYSYS est un outil de modélisation de processus de simulation en régime permanent, la conception performance, le suivi, l'optimisation et la planification des activités pour les produits chimique, les produits chimiques de spécialité, la pétrochimie et les industries et la métallurgie.

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PDF Process Flow Diagrams).

Pour effectuer une simulation dans le logiciel Hysys il faut suivi les étapes suivantes qui permet de créer un modèle :

- **Choix les composés chimiques :**

Identifiez tous les composés chimiques impliqués dans le processus que vous souhaitez simuler. Assurez-vous que ces composés sont disponibles dans la base de données d'HYSYS ou que vous pouvez les ajouter manuellement.

- **Sélection du modèle thermodynamique :**

Choisissez le modèle thermodynamique le plus approprié pour représenter les propriétés physiques et chimiques de votre système.

Le choix du modèle dépend de la nature des composés, des conditions de pression et de température, etc.

HYSYS propose plusieurs modèles thermodynamiques prédéfinis que vous pouvez sélectionner.

- **Accès à l'environnement de simulation :**

Une fois la nouvelle feuille de simulation créée, vous accédez à l'environnement de simulation d'HYSYS.

Cet environnement vous permet de configurer tous les paramètres de votre simulation.

- **Définition des paramètres de simulation :**

Définissez les conditions initiales, les paramètres de fonctionnement, les données d'entrée, etc.

Ces paramètres serviront de base pour la modélisation de votre processus.

- **Modélisation des opérations unitaires :**

Ajoutez les différentes opérations unitaires (réacteurs, échangeurs, colonnes, etc.) nécessaires à la représentation de votre processus.

Configurez les propriétés et les paramètres de chaque opération unitaire.

- **Connexion des opérations unitaires :**

Reliez les différentes opérations unitaires entre elles pour former le schéma de procédé complet. Assurez-vous que les flux de matière et d'énergie circulent correctement entre les unités.

- **Définition des paramètres de fonctionnement :**

Spécifiez les valeurs des paramètres de fonctionnement tels que les débits, les pressions, les températures, etc. Ces paramètres permettront d'obtenir des résultats de simulation réalistes.

- **Exécution de la simulation :**

Lancez l'exécution de la simulation pour obtenir les résultats attendus.

HYSYS effectuera les calculs nécessaires pour simuler le comportement du processus.

- **Analyse et interprétation des résultats :**

Examinez attentivement les résultats de la simulation.

Identifiez les points d'amélioration et optimisez le processus en ajustant les paramètres de fonctionnement.

En suivant rigoureusement ces étapes, nous serons en mesure de créer des cas de simulation efficaces dans HYSYS pour analyser et améliorer les performances de notre processus industriel qui est « un échangeur de chaleur ».

## **IV.2 Simulation du cas design de l'échangeur E115 :**

Les étapes suivantes décrivent comment nous avons simulé l'échangeur E115 :

- Avant tout, nous avons choisi la liste des composants et les conditions (Température ; pression et mass flow) pour nos fluides qui sont le Naphta (moyenne et lourde) et l'eau froide ;

Dans notre cas, nous avons besoin de la liste des composants de Naphta qui se trouve du côté calandre de l'échangeur de chaleur.

Nous avons trouvé une ancienne simulation de la colonne de distillation du complexe RA2K et nous avons copié la liste des composants à partir de celle-ci.

## Chapitre IV : Modélisation de l'échangeur E115 par Hysys.

Material Stream: NAPHTA TO E115

Worksheet Attachments Dynamics

**Worksheet**

	Mole Fractions	Liquid Phase
n-Butane	0.0051	0.0051
cis2-Butene	0.0000	0.0000
tr2-Butene	0.0018	0.0018
i-Pentane	0.0000	0.0000
1-Pentene	0.0000	0.0000
2M-1-butene	0.0681	0.0681
n-Pentane	0.0000	0.0000
3M-1-butene	0.0000	0.0000
2M-2-butene	0.0000	0.0000
2M-13-C4=	0.0000	0.0000
tr2-Pentene	0.0000	0.0000
cis2-Pentene	0.0000	0.0000
Cyclopentane	0.0000	0.0000
Cyclopentene	0.0000	0.0000
22-Mpropane	0.0000	0.0000
33M-1-butene	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000
36-40C*	0.0000	0.0000
40-50C*	0.0543	0.0543
50-60C*	0.0734	0.0734
60-70C*	0.0865	0.0865
70-80C*	0.0961	0.0961
80-90C*	0.1097	0.1097
90-100C*	0.1001	0.1001
100-110C*	0.0737	0.0737
110-120C*	0.0651	0.0651
120-130C*	0.0656	0.0656
130-140C*	0.0536	0.0536
140-150C*	0.0410	0.0410
150-160C*	0.0365	0.0365
160-170C*	0.0314	0.0314
170-180C*	0.0216	0.0216
180-190C*	0.0112	0.0112
<b>Total</b>	<b>1.00000</b>	

Buttons: Edit... View Properties... Basis...

OK

*Figure IV-1: Liste de compositions de naphta (légère et lourde).*

Material Stream: NAPHTA TO E115

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	NAPHTA TO E115	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	50.00	50.00
Composition	Pressure [kPa]	717.0	717.0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	4097	4097
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	4.170e+005	4.170e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	582.1	582.1
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.098e+005	-2.098e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	169.1	169.1
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8.596e+008	-8.596e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	580.0	580.0
Emissions	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

*Figure IV-2: Les conditions du naphta (alimentation coté calandre).*

## Chapitre IV : Modélisation de l'échangeur E115 par Hysys.

Material Stream: eau de refroidi

Worksheet	Attachments	Dynamics
<b>Worksheet</b>	Stream Name: <b>eau de refroidi</b> Aqueous Phase	
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000 1.0000
Properties	Temperature [C]	<b>35.00</b> 35.00
Composition	Pressure [kPa]	<b>490.0</b> 490.0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1.740e+004 1.740e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	<b>3.135e+005</b> 3.135e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	314.2 314.2
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.846e+005 -2.846e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	56.26 56.26
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-4.954e+009 -4.954e+009
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	309.0 309.0
▶ Emissions	Fluid Package	<b>Basis-1</b>
	Utility Type	

*Figure IV-3: Les conditions de l'eau de refroidissement.*

- Dans la palette de modèles, nous choisissons l'échangeur de chaleur et ajustons son dimensionnement et dans le tab < worksheet > nous choisirons les conditions des fluides.

Heat Exchanger: E-115AB

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
<b>Rating</b>					
Sizing Data					
<input checked="" type="radio"/> Overall <input type="radio"/> Shell <input type="radio"/> Tube <input type="checkbox"/> Accept any input data					
Configuration					
Number of Shell Passes: <b>1</b> Number of Shells in Series: <b>2</b> Number of Shells in Parallel: <b>1</b> Tube Passes per Shell: <b>4</b> Exchanger Orientation: <i>Horizontal</i> First Tube Pass Flow Direction: <i>Counter</i> Elevation (Base): <i>0.0000</i>					
TEMA Type: <b>B</b> <i>E</i> <i>S</i>					
Calculated Information					
Shell HT Coeff [kJ/h-m2-C]: <b>2950</b> Tube HT Coeff [kJ/h-m2-C]: <b>3.320e+004</b> Overall U [kJ/h-m2-C]: 2539 Overall UA [kJ/C-h]: 1.460e+006 Shell DP [kPa]: <b>40.53</b> Tube DP [kPa]: <b>66.20</b> Heat Trans. Area per Shell [m2]: 287.5 Tube Volume per Shell [m3]: 1.150 Shell Volume per Shell [m3]: 4.084					
Steady State Rating Calculation Parameters					
UA Relative Tolerance: <b>1.000e-002</b> Shell DP Relative Tolerance: <i>1.000e-002</i> Tube DP Relative Tolerance: <i>1.000e-002</i>					

*Figure IV-4: Dimensionnement de l'échangeur.*

Heat Exchanger: E 115 A/B						
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube	
<b>Worksheet</b>		Name	eau de refroidi	eau vers tr de refr	NAPHTA TO E115	naphta to TK
Conditions		Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties		Temperature [C]	35.00	41.74	50.00	39.68
Composition		Pressure [kPa]	490.0	423.8	717.0	676.5
PF Specs		Molar Flow [kgmole/h]	1.740e+004	1.740e+004	4097	4097
		Mass Flow [kg/h]	3.135e+005	3.135e+005	4.170e+005	4.170e+005
		Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	314.2	314.2	582.1	582.1
		Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.846e+005	-2.841e+005	-2.098e+005	-2.120e+005
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	56.26	57.94	169.1	162.2
		Heat Flow [kJ/h]	-4.954e+009	-4.945e+009	-8.596e+008	-8.687e+008

Figure IV-5: Conditions des fluide coté tube et coté calandre de l'échangeur E115.

**Remarque :**

Tous les paramètres des fluides et le dimensionnement de l'échangeur de chaleur sont tirés de l'Annexe de l'échangeur de chaleur fournie par le département de la production dans RA2K.

**IV.3 Description et rôle de l'échangeur E-115A/B : [1]**

Le rôle de l'échangeur E-115A/B est le refroidissement de la coupe naphta sortant de la batterie des aéroréfrigérants 100-A-106 A-F à 50°C (design). Cette coupe du naphta est un mélange du naphta de stripper T-102 à travers la pompe 100-PM-104 et mélangé avec le naphta issu de tête de la colonne de distillation atmosphérique T-103, ce mélange représente 70% de la quantité du naphta vers stockage. Le naphta refroidis à 40°C (design au niveau de cet échangeur est mélangé avec le naphta (30%) issu de fond de colonne de debutaniseur T-201 et envoyés vers stockage. C'est un échangeur à faisceau-calandre de type BES. Il est constitué essentiellement d'un faisceau de 860 tubes (04 passe), sa boîte de distribution démontable de forme bonnet (type B), circuit du fluide à l'intérieur de la calandre à une (01) passe (type E) avec une tête flottante (Type S) avec une contre bride démontable. Le nettoyage du refroidisseur est facilement réalisable parce que son faisceau tubulaire est démontable. L'ensemble d'échangeurs E115 A/B est équipé des quatre côtés de By-pass pour permettre d'éventuelles interventions sans arrêt de l'unité.

**IV.4 Problématique :**

Au fil du temps, les conditions de fonctionnement du refroidisseur 100-E-115A/B ont subi des changements significatifs, entraînant une baisse d'efficacité notable. Parmi ces changements, on note une diminution du débit et de la pression dans le réseau d'eau de refroidissement, une dégradation de sa qualité et une augmentation de sa température d'entrée.

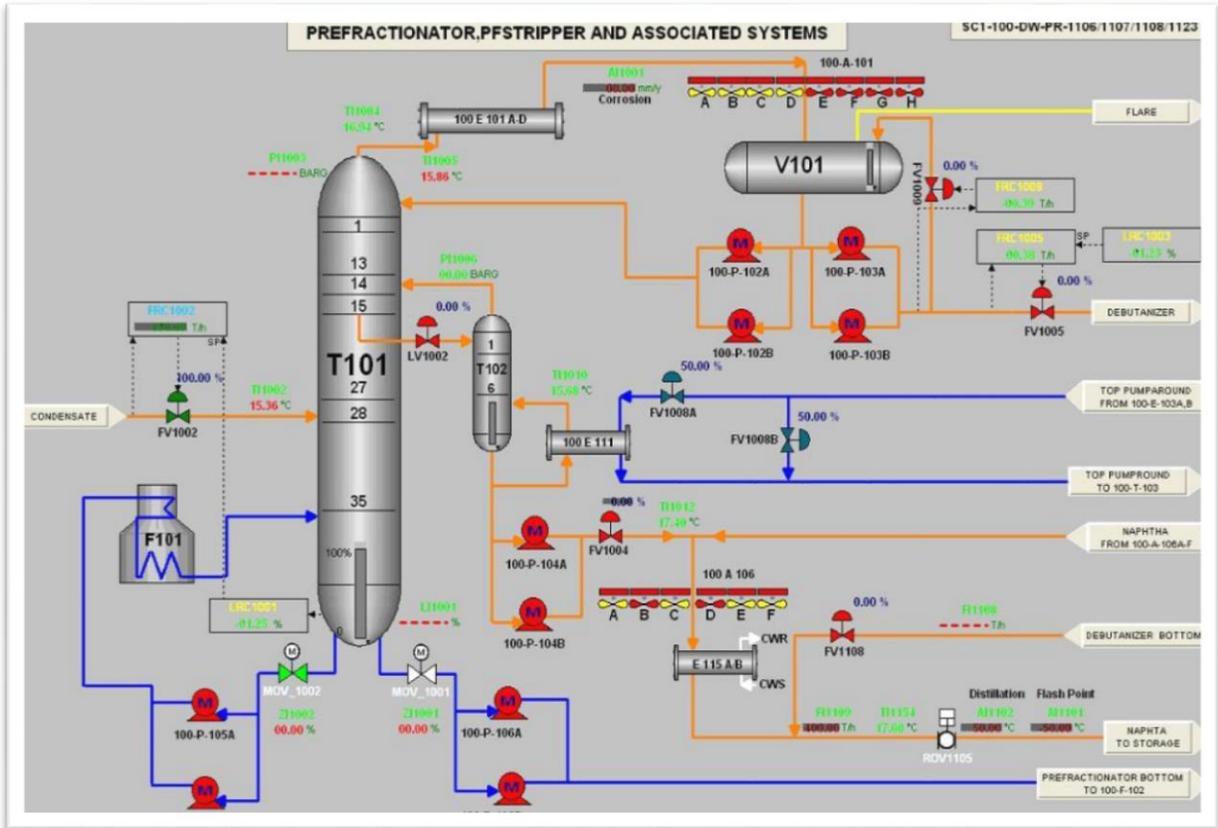
#### *Chapitre IV : Modélisation de l'échangeur E115 par Hysys.*

Ces problèmes ont un impact considérable sur le transfert de chaleur dans le refroidisseur, en particulier pendant la période estivale où les températures ambiantes élevées rendent difficile le refroidissement du naphta vers le stockage à une température inférieure à 40°C, ce qui est nécessaire pour des raisons de sécurité lors du stockage.

L'objet de notre étude, le refroidisseur à eau de naphta 100-E-115A/B, connaît une diminution significative de sa surface d'échange due à divers facteurs :

- Débit et pression d'eau de refroidissement insuffisants ;
- Température à l'entrée de l'échangeur élevée (l'eau de refroidissement) ;
- Faible Coefficient de transfert ;
- La mauvaise qualité de l'eau de refroidissement ;
- Encrassement des tubes dû à la présence des dépôts sur la paroi intérieure ;
- Détérioration de la surface externe des tubes d'échangeur (corrosion) ;
- Les fuites sur les tubes et les boîtes de distribution de l'échangeur 100-E-115A/B.

Le refroidisseur à eau de Naphta (**E-115**) a fonctionné correctement pendant la première année de la mise en service de l'unité (en 2009), mais depuis l'année 2012 il a été enregistré une augmentation de la température de Naphta à la sortie de cet échangeur (atteindre parfois 49 °C) surtout particulièrement pendant l'été. Suite à la défaillance des différents paramètres de fonctionnement, un mauvais transfert de chaleur a été enregistré.



Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure IV-6: positionnement de l'échangeur E115.



Source: Service Inspection, Département RA2K

Figure IV-7: L'échangeur U100-E115 A/B.

**IV.4.1 Paramètres de fonctionnement :**

*Tableau IV-1: Paramètres de service de l'échangeur E-115A/B (design).*

	Coté tube	Coté calandre
Température entrée (°C)	35	50
Température sortie (°C)	42	40
Débit massique (Kg/h)	313 542	417 069
Pression d'entrée (Kg/cm <sup>2</sup> )	4.9	7.17

*Tableau IV-2: Paramètres de service de l'échangeur E-115A/B (actuels) (septembre 2023).*

	Coté tube	Coté calandre
Température entrée (°C)	37	47
Température sortie (°C)	40	43
Débit massique (Kg/h)	210 072	350000
Pression d'entrée (Kg/cm <sup>2</sup> )	3.0724	7.1513

**IV.4.2 Historique de l'échangeur E115 : [8]**

*Tableau IV-3: Historique des problèmes rencontrés au niveau de l'échangeur E-115A/B.*

Dates	Problème	Interventions d'entretien
02/03/2022	By-pass des deux côtés tube et calandre suite à une fuite d'eau de refroidissement sur la ligne destinée pour le lavage à contre-courant Inspection de la fuite	Élimination de la fuite par la mise d'un collier métallique.
22/04/2022	/	Extraction des faisceaux (débouchage et nettoyage) et enfilage
21/11/2022	/	Extraction du faisceau 100-E115A (Plusieurs tubes fuyards dès le premier test) et remontage du faisceau retubé(100-E115A).  Elimination de la fuite sur le coude 6''(ligne de lavage à contre-courant) par soudage d'une plaque.

06/12/2022	/	Insertion de refroidisseur à eau (Grattage et peinture linges entrée-sortie en cours).
Janvier 2023	Le refroidisseur à eau by-passée (Présente une fuite interne)	Le débouchage et nettoyage des tubes (Faisceaux) en cours, Echange standard des vannes entrée/sortie eau de refroidissement (10''), ainsi la vanne de lavage à contre-courant (6'').
17/02/2023	Après plusieurs tentatives, <u>un test à 09 bars</u> (concluant avec 107 totale tubes pignochées)	Prévoir le retubage des faisceaux ; - Nettoyage mécanique de la calandre, le couvercle de la tête flottante et la boîte de distribution ;
19/06/2023	/	Test hydrostatique à 11bars concluant (déplatinage et insertion du refroidisseur à eau

#### **IV.5 Les causes de mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E-115A/B :**

Le mauvais de transfert de chaleur du refroidisseur E-115 dû aux causes suivantes :

- Présence des dépôts sur la paroi intérieure des tubes d'échangeur qui a réduit le diamètre interne des tubes (faible passage de l'eau).
- Dégradation de la surface externe des tubes d'échangeur suite à la corrosion.
- Les fuites, l'entartrage et l'encrassement sur tubes et les boites de distribution d'échangeur.

Les différents constats enregistrés au niveau des tubes de l'échangeur E-115A/B lors d'ouverture de cet équipement ont révélé que la paroi interne est colmatée par des dépôts de tartre, la cause principale de ces tartres est la mauvaise qualité de l'eau de refroidissement.

Un autre phénomène a été relevé : la présence de corrosion sur la surface externe des tubes de l'échangeur, Ces différents constats ont pour conséquences :

- Un rendement thermique faible de l'appareil ;
- La grande différence de pression entre les deux fluides naphta-Eau favorisent la déformation des tubes de l'échangeur vers l'intérieur ; Le mauvais refroidissement provoque une dilatation des tubes engendrée par l'élévation de la température extérieure des tubes (température naphta vers stockage).



Source: Service Inspection, Département Technique-RA2K

Figure IV-8: L'état de l'échangeur E-115 (Encrassement et Bouchage).

#### **IV.5.1 Les conséquences de ces problèmes :**

Ce problème de refroidissement est à la fois un problème de stockage, sécurité et de production. Il se traduit par de nombreux problèmes et un impact sur le fonctionnement de l'unité 100 :

- 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.

On a aussi noté un impact écologique causé par le drainage de naphta (cas préparation d'entretien).

#### **IV.6 Coût de retubage de l'échangeur E-115A/B :**

D'après les analyses de la tour de refroidissement a montré la présence des hydrocarbures dans l'eau de refroidissement (qui présente un risque), ce qui indique qu'il y a une contamination dans le circuit de refroidissement.

Le contrôle des refroidisseurs à eau a prouvé qu'il y a des tubes feuillards (troués) pour cela on les met hors service pour que l'échangeur reste en fonctionnement. Lorsque le nombre des tubes en feuillards a dépassé le 15% de nombre total des tubes et selon **la norme TEMA**, le retubage de l'échangeur doit être effectué.

Dans notre cas de l'échangeur **E-115A/B**, le pourcentage est atteint plus de 17%, c'est pour cela une opération de retubage a été réalisée au niveau du complexe SOMIK.

Ce retubage total de l'échangeur **E-115A/B** coûtait une somme de 6 862 800.00 DA.

#### **IV.7 La qualité de l'eau de refroidissement : [9]**

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 notamment l'injection des produits chimiques tels que les inhibiteurs de corrosion, l'acide sulfurique, le dispersant et le biocide.

La corrosion au niveau de l'échangeur E-115 est dû à la présence des sels corrosifs, tel que chlorure dissous, cela est dû au fait que le complexe est dépendant en termes d'utilités, l'eau de refroidissement n'est pas toujours assurée par l'ADE (Algérienne des eaux), on utilise souvent l'eau de dessalement qui est la cause principale de corrosion des tubes.

L'action destructive de l'eau sur un matériau est la dégradation mécanique, physique, chimique, électrochimique où biologique. L'analyse chimique de l'eau de refroidissement effectuée au RA2K a donné une composition chimique présentée dans le tableau, ci- dessous.

*Tableau IV-4: Analyse chimique de l'eau de refroidissement (05-08-2023).*

Paramètre	Valeur		Specs	Observation
	Entrée de tour de refroidissement	Sortie de tour de refroidissement		
PH	7.65	7.78	6.8---9	Bon
Température (°C)	26	24	< 35	Bonne
Conductivité (µs/cm)	1103	1065	--	--
TDS (mg/l)	537	538	< 750	Bon
TA (mg/l)	< 0.5	< 0.5	--	--
TAC (mg/l)	232	236	--	--
TH (mg/l)	272	272	50---500	Bon
Calcium Ca <sup>2+</sup> (mg/l)	170	168	--	--
Magnésium Mg <sup>2+</sup> (mg/l)	102	104	< 50	Elevée
Chlorures Cl <sup>-</sup> (mg/l)	238	252	< 150	Elevée

Cette analyse montre qu'il y a une concentration des chlorures et Magnésium élevées qui a provoqué une corrosion et un entartrage sur différents équipements tels que **notre refroidisseur à eau E-115A/B**, tous ses éléments donnent une mauvaise qualité de l'eau de refroidissement.

L'aptitude d'une eau à dissoudre les sels liés proportionnelle à leur dureté, cette qualité de l'eau de refroidissement permet le dépôt de sels insoluble.

Les sels insolubles présentent deux inconvénients principaux :

- Risque d'encrassement par dépôt dans les échangeurs.

- La production de gaz chlorhydrique HCl par réaction d'hydrolyse des sels à haute température.

### **Conclusion**

La qualité de l'eau de refroidissement est la cause principale de la dégradation des tubes de **l'échangeur E-115A/B** (Encrassement), mais il ne faut pas oublier qu'il y a d'autres paramètres qui influent directement sur le rendement de l'échangeur tels que : le débit de l'eau de refroidissement qui doit être suffisant pour un bon transfert de chaleur ; et la pression (la vitesse d'écoulement) qui agit directement sur le régime hydrodynamique (qui doit être turbulent pour un bon transfert de chaleur) ; ainsi que la température d'entrée de l'eau de refroidissement qui doit être au moins inférieure à celle de point initiale de distillation de la coupe naphta (le fluide chaud) pour assurer un bon refroidissement.

La préoccupation principale consiste à mettre **l'échangeur E-115 A/B** en service dans les meilleures conditions opératoires (paramètres de marche cités au-dessus), qui va minimiser le nombre d'entretiens de l'équipement et réduire les pertes en production et le traitement de l'eau de refroidissement est indispensable pour augmenter longévité de l'échangeur.

---

## V. Chapitre V : Calcul thermique de l'échangeur E115 A/B

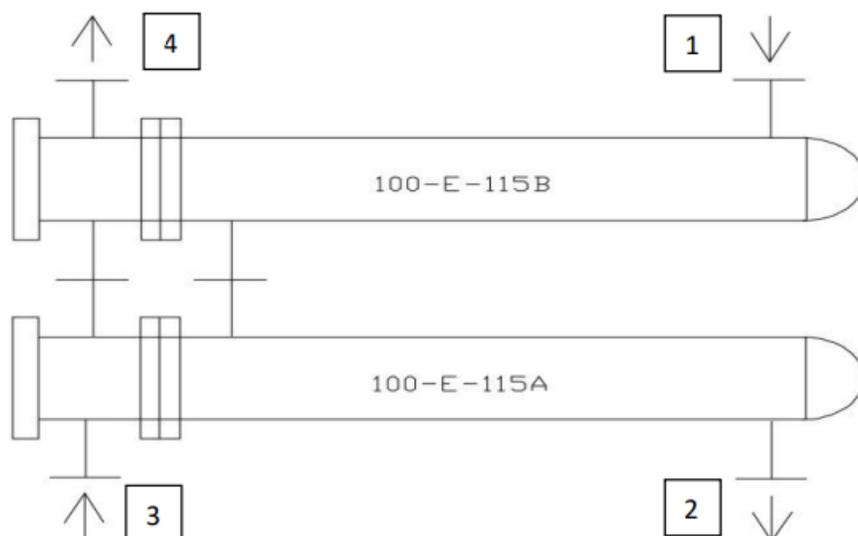
---

Le coefficient global d'échange  $U$  est utilisé pour évaluer la qualité d'un échange thermique pour un produit spécifique. Le calcul de ce coefficient et de la surface d'échange est effectué pour suivre l'encrassement de l'appareil, en se basant sur les relevés des températures entrées et sorties des deux fluides et des deux débits. Le calcul du coefficient d'échange est effectué régulièrement sur les échangeurs à forte charge thermique et qui sont connus pour leur capacité à s'encrasser rapidement. D'après une valeur spécifique de ce coefficient d'échange  $U$  ou une valeur de la surface d'échange  $A$ , il peut être rentable de nettoyer l'échangeur en marche. Ainsi, le contrôle de l'échangeur est réalisé en suivant ses performances.

Dans ce chapitre, nous aborderons d'une manière détaillée le problème rencontré au niveau de l'échangeur 100-E-115A/B à l'aide de la méthode de Kern ainsi que notre approche en vue de le résoudre.

### V.1 Equipement Etudié (le refroidisseur à eau 100-E-115A/B) : [10]

D'après la fiche technique I de refroidisseur 100-E-115A/B (**Annexe 5**), Il s'agit d'un échangeur des deux équipements 100-E115A et 100-E-115B, de type BES installés en série comme le montre la Figure :



Source : service inspection – départ technique – RA2K

Figure V-1: Echangeurs E115A/B.

Les températures d'entrée et de sortie de l'échangeur :

50 °C : Température d'entrée Naphta.

40 °C : Température Sortie Naphta.

35 °C : Température d'entrée Eau.

42 °C : Température sortie Eau.

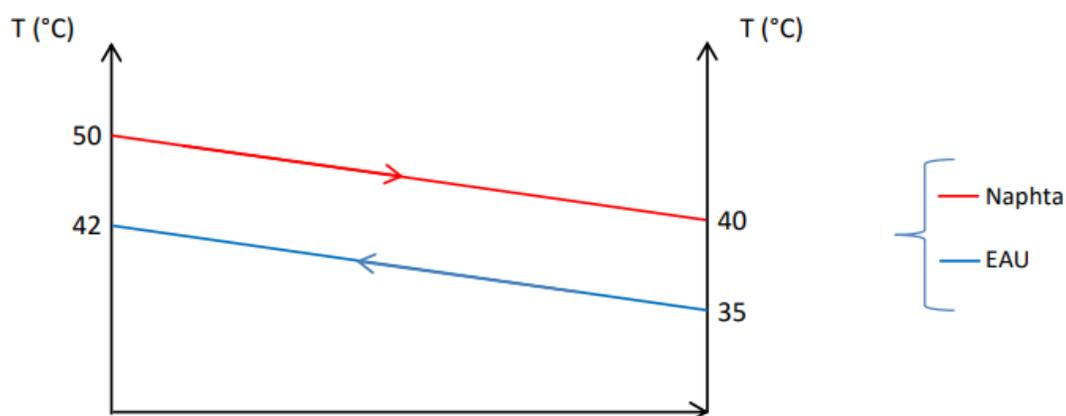


Figure V-2: Écoulement à contre-courant dans l'échangeur E115A/B.

## V.2 Donnés de Calcul :

D'après la fiche technique II de refroidisseur à eau 100-E-115A/B (Annexe 5), nous avons les paramètres suivants :

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

Fluide	Fluide chaud (cote calendre)	Fluide froid (cote tube)
Fluide circulant	Naphta	Eau de refroidissement
Débit massique design (Kg/h)	417 069	313 542
Débit massique actuel (Kg/h)	350000	210 072
Température d'entrée design °C	50	35
Température d'entrée actuelle °C	47	37
Température de sortie design °C	40	42
Température de sortie actuelle °C	43	40

Tableau V-2: Les caractéristiques mécaniques de l'échangeur E-115 A/B.

Caractéristique mécanique	Paramètre
Type : B.E. S	Echangeur faisceau calendre a tête flottent
Superficie totale	702.46

Nombre d'appareil	2 en série
Nombre du tubes	$N_t=860$
Longueur de faisceau	$L_t=5.2$ m
Longueur de calandre	$L_c=4.95$ m
Nombre de passe faisceau	$n_t=4$
Nombre de passe calandre	$n_c=1$
Diamètre extérieur des tubes	$D_o=2.5$ cm
Diamètre intérieur des tubes	$D_i=2$ cm
Epaisseur paroi	$e=0.25$ cm
Diamètre extérieur calandre	$D_c=1.2$ m
Disposition des tubes	Pas carré inversé
Le pas	$P=3.2$ cm
Espacement entre chicanes	$B=45$ cm

*Tableau V-3: Les propriétés physico-chimiques de l'eau*

$t(^{\circ}\text{C})$	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (Kg/m.h)	$C_p$ (Kcal/Kg. $^{\circ}\text{C}$ )	$\lambda$ (Kcal/h.m. $^{\circ}\text{C}$ )
$t_1= 35$	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

*Tableau V-4: Les propriétés physico-chimiques du Naphta*

$t(^{\circ}\text{C})$	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (Kg/m.h)	$C_p$ (Kcal/Kg. $^{\circ}\text{C}$ )	$\lambda$ (Kcal/h.m. $^{\circ}\text{C}$ )
$T_1= 50$	0.6871	0.3253	2.2243	0.1212
$T_2= 40$	0.6957	0.3583	2.1740	0.1241
$T_m= 45$	0.6915	0.3412	2.1992	0.1226

### **V.3 Calcul thermique de l'échangeur E115 A/B :**

Nous avons effectué le calcul thermique de l'échangeur 100-E-115A/B par la méthode de Kern à l'aide de logiciel Excel.

Tous les résultats dans les tableaux suivants :

**Chapitre V : Calcul thermique de l'échangeur E115 A/B.**

**Tableau V-5: Résultats de calcul (design)**

Echangeur	Cote tube « fluide froid »	Cote calandre « fluide chaud »
Q (Kj/h)	9170068.811	9171764.379
$\Delta T$ (°C)	$\Delta T_{\max}=8$	$\Delta T_{\min}=5$
DTLM (°C)		6.383
R		1.43
E		0.47
F		0.92
DTLM corrigé (°C)		5.872
$U'_s$ (Kcal/h.m <sup>2</sup> . °C)		650
A(m <sup>2</sup> )		574.85
at (m <sup>2</sup> )		0.4082
$N'_t$		704
$U_s$ (Kcal/h.m <sup>2</sup> . °C)		532.19
$T_c$ (°C)		45
$t_c$ (°C)		45.5
A(m <sup>2</sup> )	0.0338	0.118
G (Kg/h.m <sup>2</sup> ) vitesse massique	9288757.221	3530742.857
Re	75643.81	78122.76
$J_h$	220	170
$f_t$	0.012	0.11
$h_{io}/\varnothing_t$ (Kj/h.m <sup>2</sup> . °C)		33115.302
$h_i/\varnothing_t$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		41394.127
$h_o/\varnothing_c$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		5046.743
$\varnothing$	$\varnothing_t=1$	$\varnothing_c=0.99$
$T_t$ (°C)		45.43
$h_{io}$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		33200.455
$h_o$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		5008.599
$U_p$ (Kcal/h. m <sup>2</sup> . °C)		1041.16
$R_s$ (m <sup>2</sup> .h. °C/Kcal)		0.000919
$\Delta P$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	5.602	1.666
$\varepsilon$ (%)		67

**Tableau V-6: Résultats de calcul (actuel Sep-2023)**

Echangeur	Cote tube « fluide froid »	Cote calandre « fluide chaud »
Q (Kj/h)	3078880.000	2633105.470
$\Delta T$ (°C)	$\Delta T_{\max}=7$	$\Delta T_{\min}=3$
DTLM (°C)		4.721
R		1.33
E		0.30
F		0.98
DTLM corrige (°C)		4.626
$U'_s$ (Kcal/h.m <sup>2</sup> . °C)		650
A(m <sup>2</sup> )		244.94
at (m <sup>2</sup> )		0.4082
$N'_t$		300
$U_s$ (Kcal/h.m <sup>2</sup> . °C)		263.53
$T_c$ (°C)		45
$t_c$ (°C)		41.5
A(m <sup>2</sup> )	0.0290	0.118
G (Kg/h.m <sup>2</sup> ) vitesse massique	7232639.008	2962962.963
Re	58899.63	65559.81
$J_h$	172.5	150
$f_t$	0.0145	0.12
$h_{io}/\varnothing_t$ (Kj/h.m <sup>2</sup> . °C)		25965.407
$h_i/\varnothing_t$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		32456.759
$h_o/\varnothing_c$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		4453.076
$\varnothing$	$\varnothing_t=1$	$\varnothing_c=0.99$
$T_t$ (°C)		42.01
$h_{io}$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		26022.939
$h_o$ (Kj/h. m <sup>2</sup> . °C)		4418.733
$U_p$ (Kcal/h. m <sup>2</sup> . °C)		903.67
$R_s$ (m <sup>2</sup> .h. °C/Kcal)		0.002688
$\Delta P$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	3.827	1.280
$\varepsilon$ (%)		30

#### **V.4 Interprétation des résultats :**

Nous avons remarqué que :

- Dans le cas design la surface calculée (574.85 m<sup>2</sup>) aussi les pertes de charges sont proches de celles mentionnées dans la fiche technique de **l'échangeur E-115A/B** ainsi que les

perdes de charge qu'on a calculée sont inférieures aux pertes de charge admissibles. Par contre l'efficacité calculée est seulement de 67%.

- Cas réel (Septembre 2023) : un faible débit de l'eau de refroidissement (approximé de 210000 Kg/h) par rapport au design (313542 Kg/h), une température d'entrée eau élevée (37°C), une faible surface d'échange de 244.94 m<sup>2</sup> avec une efficacité de 30%.

## **V.5 Conclusion :**

Les calculs thermiques nous ont permis d'évaluer la surface et le coefficient de transfert global d'échange thermique, les pertes de charge ainsi que l'efficacité. Les résultats obtenus étaient négatifs tels que la faible surface d'échange et faible rendement... ; L'impact de l'encrassement est évident sur les performances du l'échangeur de chaleur, comme le montrent les résultats des calculs, qui nous incite à rechercher des solutions afin d'assurer la continuité du fonctionnement du l'échangeur tout en évitant de l'endommager.

## VI. Chapitre VI : La solution proposée.

Après avoir discuté avec de nombreux ingénieurs et ouvriers du complexe RA2K et après avoir étudié des solutions appropriées qui pourraient résoudre les problèmes de l'échangeur E115, nous avons conclu qu'il est nécessaire d'installer un nouvel échangeur de chaleur avec les mêmes mesures et dimensions que l'ancien échangeur et de travailler avec lui en parallèle, ce qui nous permet d'utiliser l'un d'eux et de réparer l'autre en cas d'urgence, sans avoir recours à l'arrêt de l'unité. **On s'appelle cet échangeur E115 C/D.**

Le choix de l'installation en parallèle est justifié par le fait qu'on n'aura besoin de disposer l'échangeur nouveau que dans le cas où le problème de refroidissement émerge, il s'agit de la période d'été.

Nous mettrons en place des vannes automatiques pour assurer le fonctionnement de l'échangeur si l'autre échangeur ne fonctionne pas de manière adéquate ou en maintenance et l'arrêter si le premier échangeur fonctionne de manière bonne. Tout ça pour diminuer la température du naphta vers le stockage jusqu'à 40 degrés et aussi pour éviter la diminution du taux de marche et l'arrêter de l'unité pour le mauvais fonctionnement de l'échangeur.

Dans ce chapitre tous les résultats sont effectués par HYSYS.

Worksheet	Name	EAU VERS E115 A	EAU (A/B) VERS T	NAPHTA VERS E1	NAPHTA (A/B) VE
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	37.00	42.31	47.00	38.83
Composition	Pressure [kPa]	701.3	171.3	301.3	281.3
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	4445	4445	1000	1000
	Mass Flow [kg/h]	8.007e+004	8.007e+004	1.050e+005	1.050e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	80.23	80.23	145.6	145.6
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.845e+005	-2.841e+005	-2.186e+005	-2.204e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	56.76	58.09	175.6	169.9
	Heat Flow [kJ/h]	-1.264e+009	-1.263e+009	-2.186e+008	-2.204e+008

Figure VI-1: Paramètres des Naphtas et des eaux dans l'échangeur E-115 A/B.

Heat Exchanger: E115 C/D

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube	
Worksheet		Name	EAU VERS E115 C;	EAU (C/D) VERS T	NAPHTA VERS E1'	NAPHTA (C/D) VE
Conditions		Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Properties		Temperature [C]	37.00	43.62	47.00	39.89
Composition		Pressure [kPa]	701.3	171.3	301.3	281.3
PF Specs		Molar Flow [kgmole/h]	7216	7216	2334	2334
		Mass Flow [kg/h]	1.300e+005	1.300e+005	2.450e+005	2.450e+005
		Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	130.3	130.3	339.7	339.7
		Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.845e+005	-2.840e+005	-2.186e+005	-2.201e+005
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	56.76	58.41	175.6	170.7
		Heat Flow [kJ/h]	-2.053e+009	-2.049e+009	-5.101e+008	-5.137e+008

Figure VI-2: Paramètres des Naphtas et des eaux dans l'échangeur E-115 C/D.

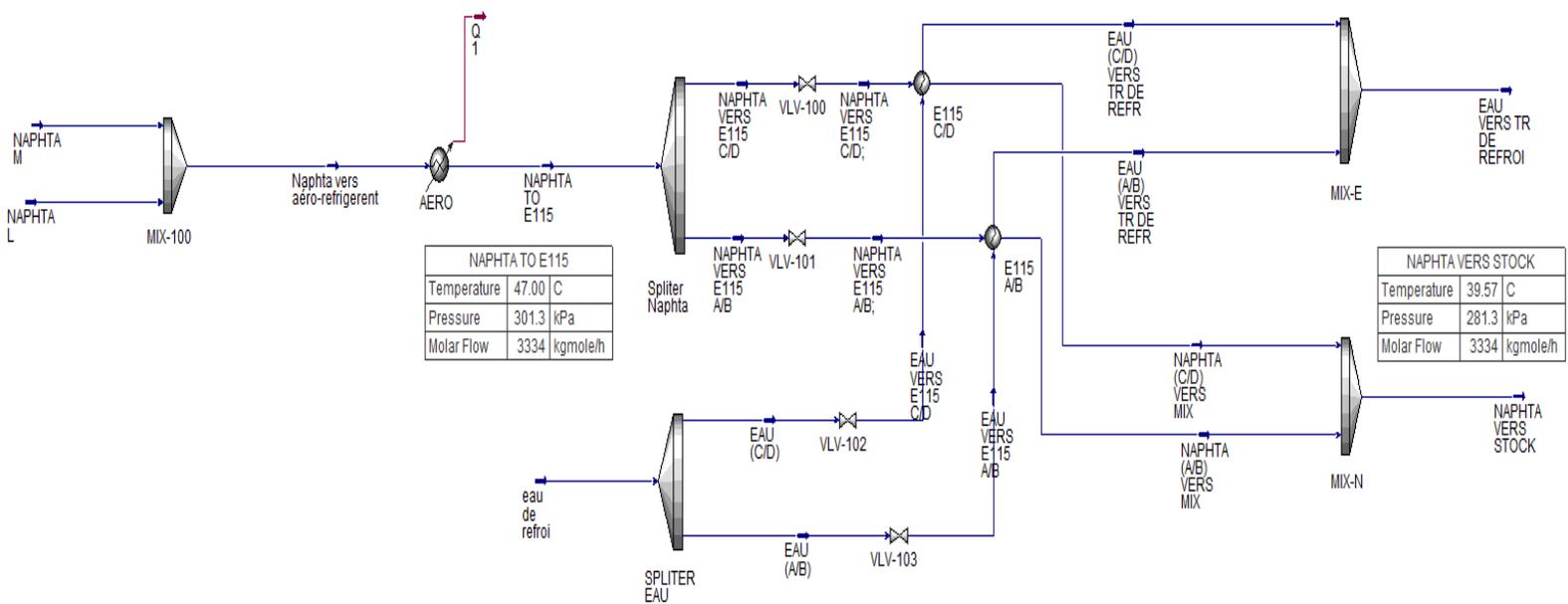


Figure VI-3: Schéma de simulation de la solution proposée avec le résultat souhaité  $T_{\text{sortie Naphta}}=40^{\circ}\text{C}$ .

---

---

## *Conclusion générale :*

---

---

L'échangeur de chaleur E115 et tous les échangeurs de chaleur en général sont sujets à une chute des performances. Si ce problème persiste, il est plus probable que l'échangeur cesse de fonctionner, et la mauvaise qualité de l'eau de refroidissement entraînera à nouveau l'encrassement dans l'échangeur. Donc, compte tenu de l'importance de cet équipement, il est important de prendre en compte cette préoccupation qui pourrait s'aggraver à Car il est évident que ce type de problème arrive fréquemment dans les échangeurs thermiques.

L'objectif de cette étude est d'avoir la possibilité d'intégrer un nouvel échangeur de chaleur en répartissant les charges d'entrées (du naphta et d'eau de refroidissement) entre l'ancien et le nouvel échangeur. Notre proposition permet d'utiliser l'unité dans tous les cas (sans avoir à arrêter l'unité). La température de sortie du naphta a diminué de 43 °C à environ 39 °C.

Cette situation a été résolue en installant ce nouvel échangeur qui présente les mêmes caractéristiques et dimensions que l'ancien échangeur.

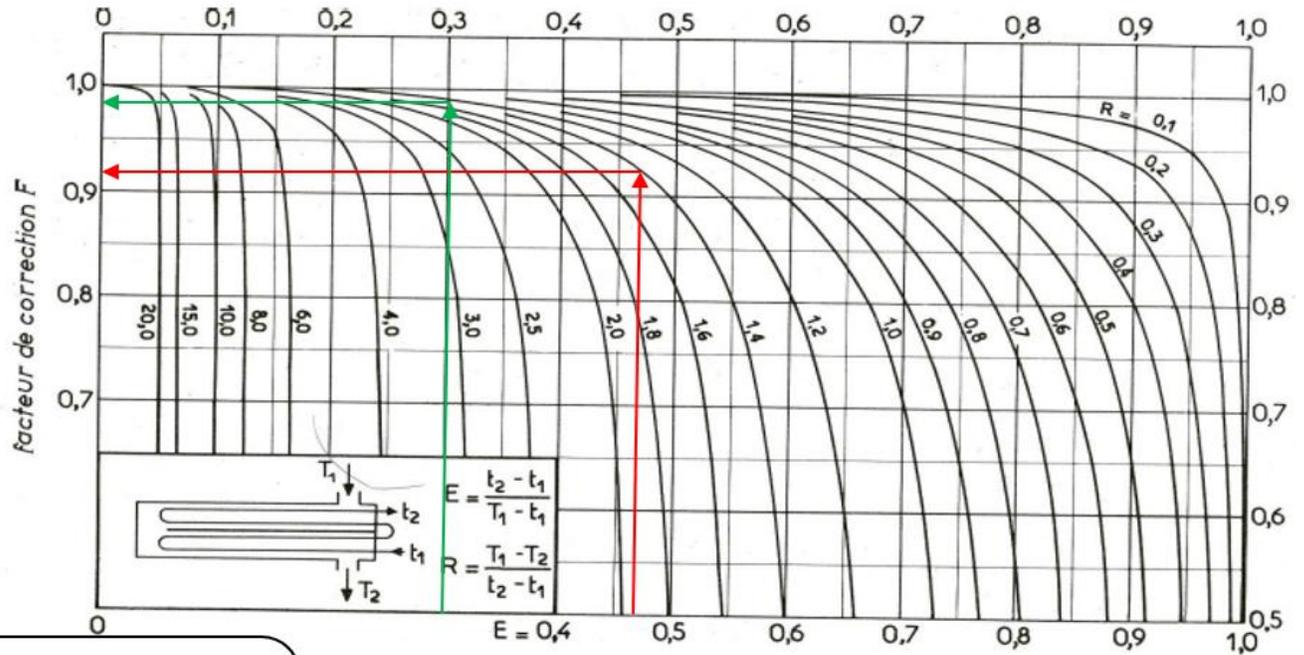
Cependant, il est également important de considérer la qualité de l'eau de refroidissement et de travailler à son amélioration pour diminuer les risques d'encrassement. Cela peut se faire soit en obtenant une eau de qualité supérieure, soit en traitant l'eau utilisée pour le refroidissement.

## *Bibliographique*

- [1] Manuels Opérateurs Unités 100/200/300/500, 2006 CNPC. Complexe RA2K, Sonatrach.
- [2] IFP training : Equipements thermiques, IAP Hassi Messaoud.
- [3] André Bontemps, Alain Garrigue. Description des échangeurs. Techniques de l'ingénieur. Traité Génie Énergétique. B2341.
- [4] Pierre Wuithier, 1972. Le Pétrole : Raffinage et Génie Chimique, Tome IV. Collection Sciences et Techniques du Pétrole. Editions Technip Paris.
- [5] Christophe Marvilet, Echangeurs de chaleurs, Problèmes de fonctionnement. Techniques de l'ingénieur. Traité Génie Énergétique. B344.
- [6] Pascal Tobaly, « Echangeurs de Chaleur », 2002.
- [7] A. Bontemps, A. Gareigue, et al. « Dimensionnement Thermique », technique de l'ingénieur [B 2342].
- [8] Rapport d'inspections de refroidisseur E-115A/B, service inspection, département technique, complexe Topping condensat RA2K.
- [9] Fiches d'analyse de l'eau de refroidissement, Service Laboratoire, département technique, complexe Topping condensat RA2K.
- [10] Fiche Technique Echangeurs 115A/B, 2006. CNPC, Document SC1-100-DS-EQ-2014.

# Annexes

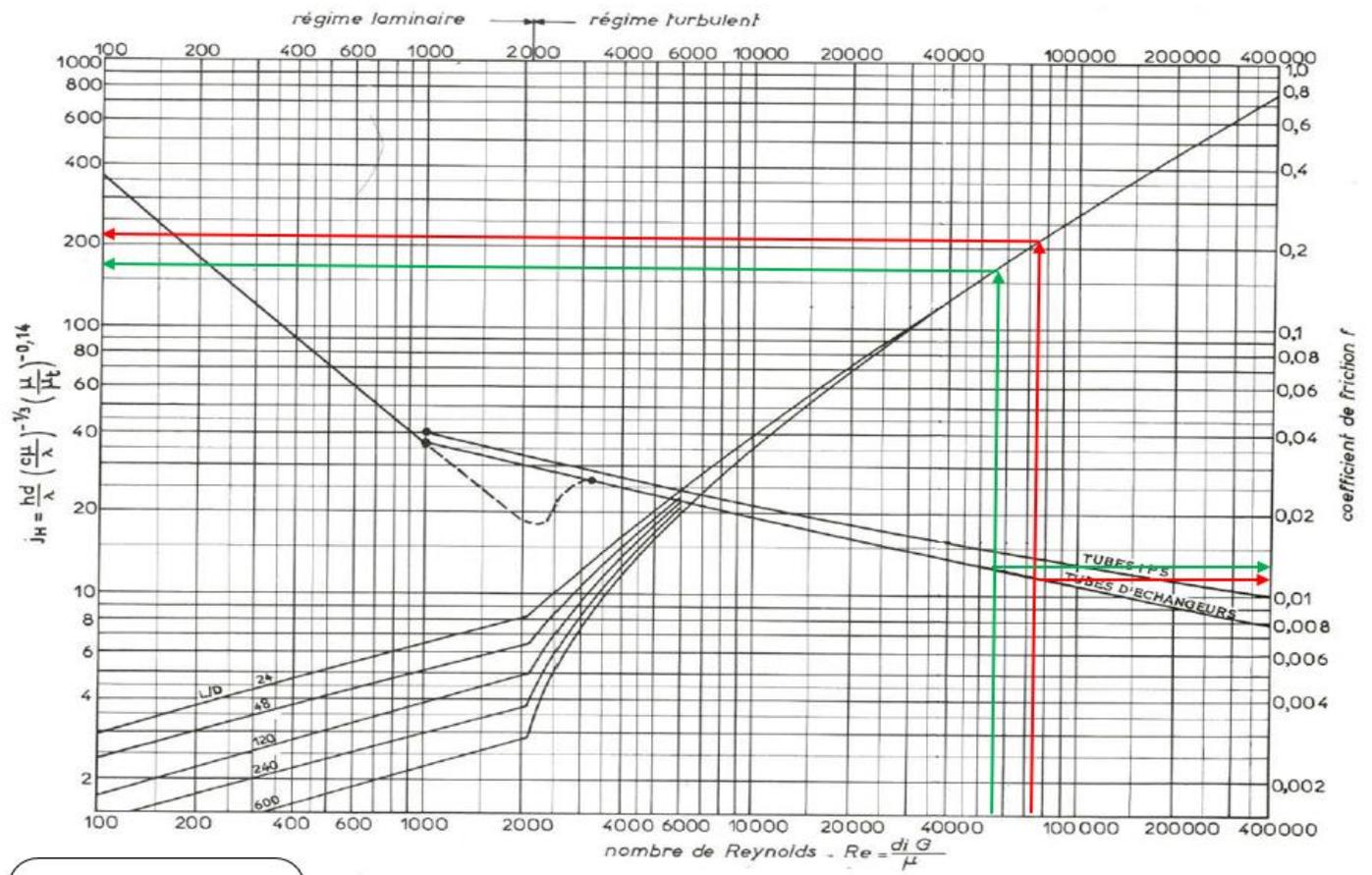
## Annexe 1 : Détermination du facteur de correction.



→ : Cas design  
→ : Cas sept 2023

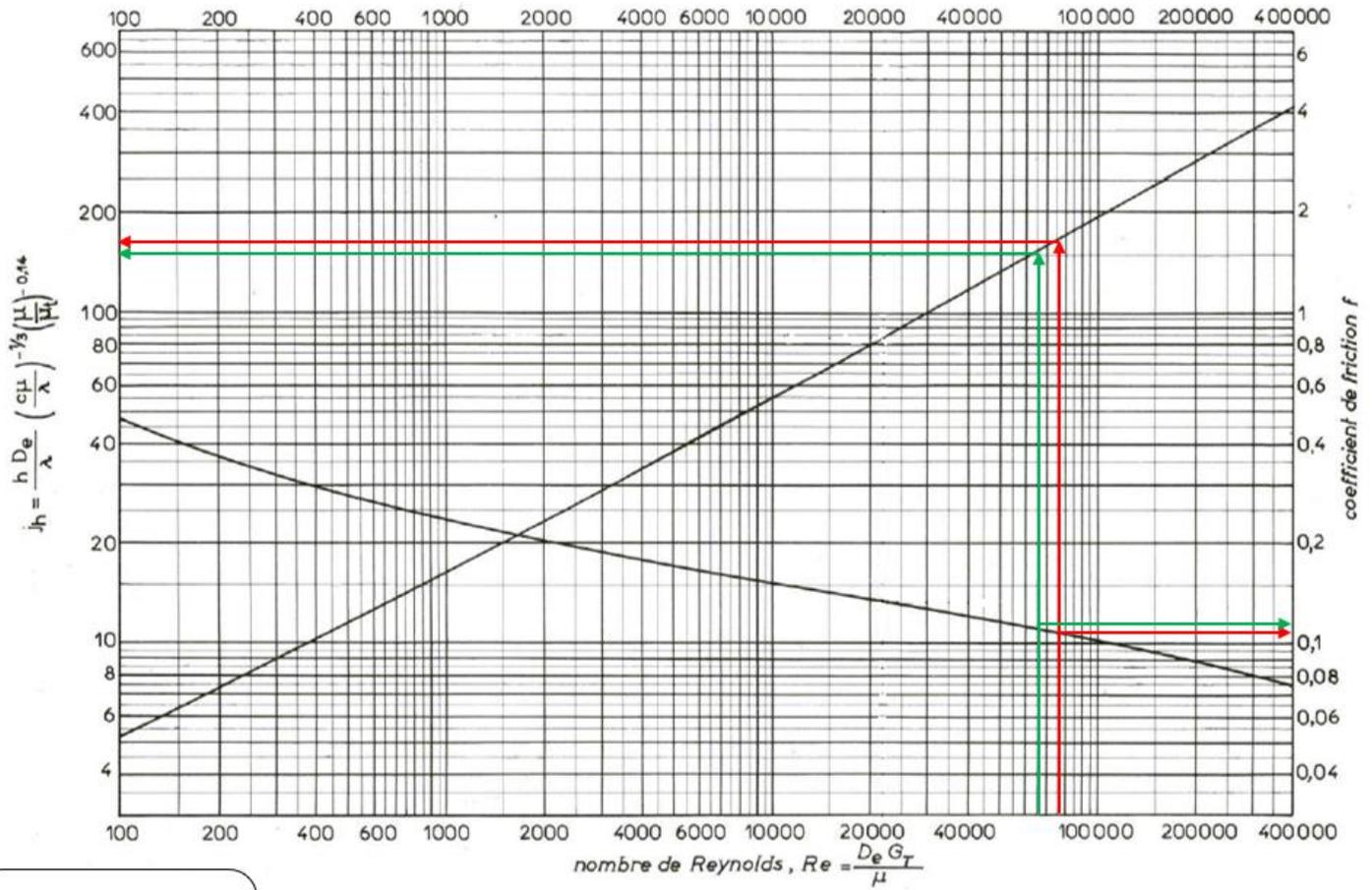
b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

## Annexe 2 : Facteur de Colburn côté tube.



- : Cas design
- : Cas sept 2023

### Annexe 3 : Facteur de Colburn côté calandre.



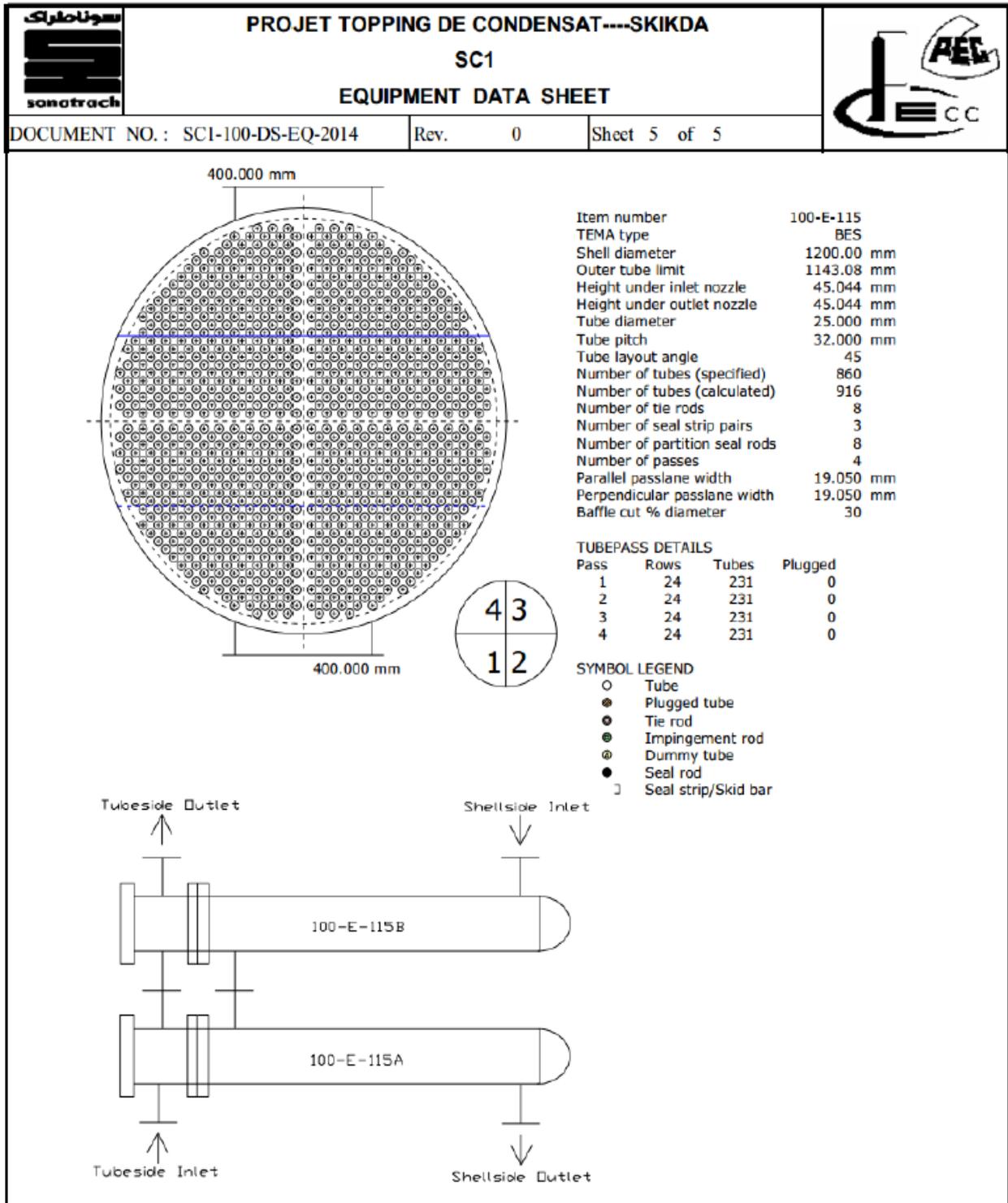
- : Cas design
- : Cas sept 2023

## Annexe 4 : Détermination du Coefficient de transfert sale (U')

COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE U<sub>s</sub><sup>(1)</sup>

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

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



		<b>PROJET TOPPING DE CONDENSAT----SKIKDA</b> <b>SC1</b> <b>EQUIPMENT DATA SHEET</b>				
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		
<b>PERFORMANCE OF ONE UNIT</b>						
Fluid Allocation		Shell Side			Tube Side	
Fluid Name		Naphtha			Water	
Fluid Quantity, Total		kg/hr 417069			313542	
Vapor (In/Out)						
Liquid		417069			313542	
Steam						
Water					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
<b>CONSTRUCTION OF ONE SHELL</b>				<b>Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)</b>		
		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		
		@		@		
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.						

Rev.0

Rev.0