

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BOUTERNIKH Yassine

&

BEDROUNI Sid Ali

Filière : Hydrocarbures

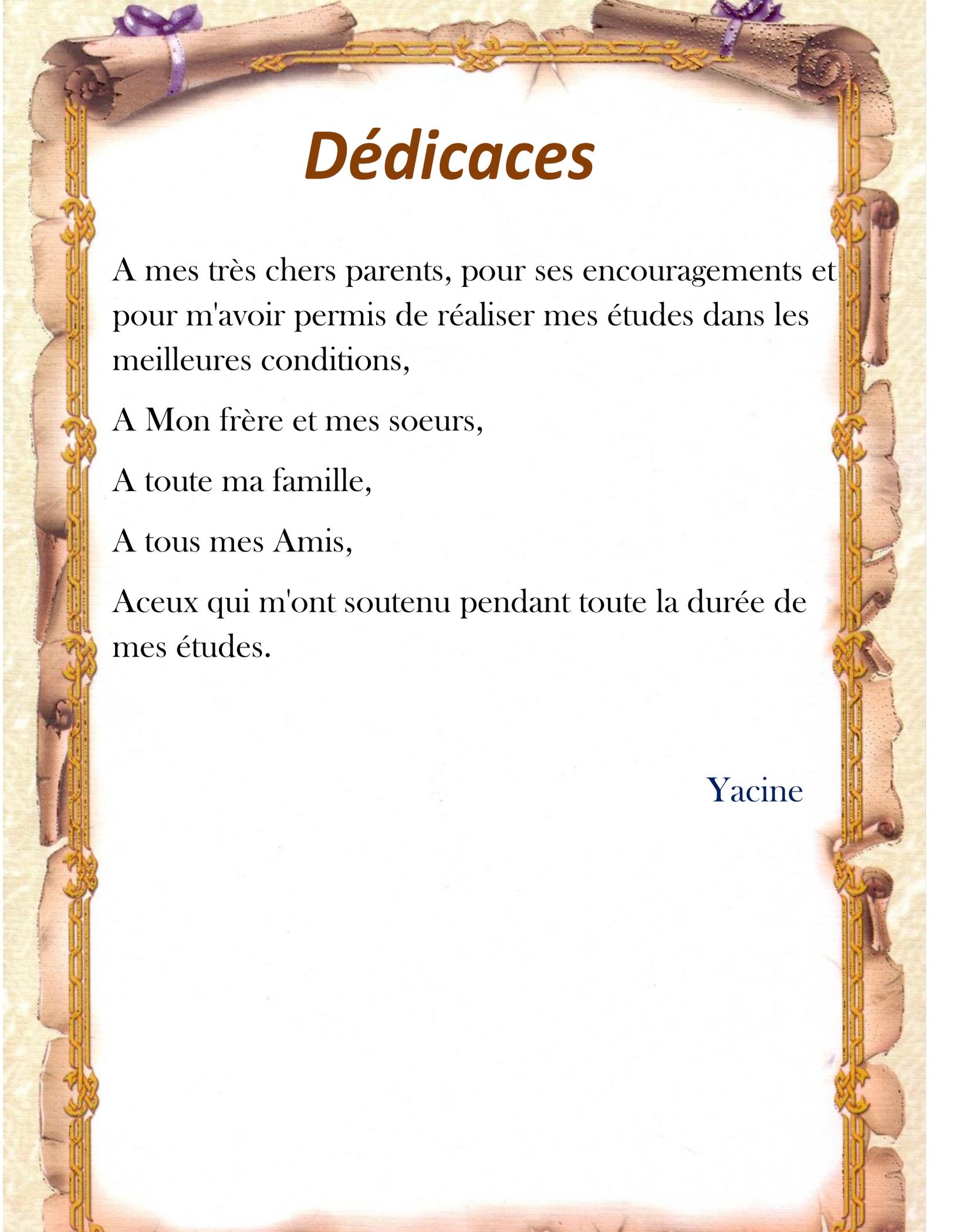
Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

*Etude de l'installation d'un échangeur de chaleur au
niveau de l'unité de topping condensat de la raffinerie de
Skikda (RA2K) en vue de l'amélioration de son taux de
marche*

Devant le jury :

Mr. BEN TAHAR	Nourredine	Prof	UMBB	Président
Mr. MIMOUN	Hadj	Prof	UMBB	Examineur
Mme. BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2021/2022



Dédicaces

A mes très chers parents, pour ses encouragements et pour m'avoir permis de réaliser mes études dans les meilleures conditions,

A Mon frère et mes soeurs,

A toute ma famille,

A tous mes Amis,

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

Yacine

Je tiens sans se vanter à remercier Allah, qui m'a permis d'accomplir ce modeste travail.

Je voudrais tout d'abord adresser toute ma reconnaissance à la directrice de ce mémoire, Madame Bedda Kahina , pour sa patience, sa disponibilité et surtout ses judicieux conseils, qui ont contribué à alimenter ma réflexion.

Je désire aussi remercier les professeurs de La faculté des Hydrocarbures et de la Chimie (Ex-INH), qui m'ont fourni les outils nécessaires à la réussite de mes études universitaires.

Je tiens à adresser mes vifs remerciements à tout le personnel pour les aides techniques et leurs disponibilités de près ou de loin.

Je remercie très chaleureusement toutes les personnes ayant contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail.

Résumé

Au niveau de l'unité 100, Complexe Topping Condensat, le problème rencontré est l'incapacité de refroidir le naphta à une température de quarante degré Celsius. Notre travail consiste à étudier la possibilité de résolution du problème de refroidissement de Naphta en dimensionnant un échangeur de chaleur faisceau-calandre à l'aide de la méthode de Kern.

Summary

At unit 100, Condensate Topping, the problem we face is the incapacity to cool Naphta to temperature of forty degrees Celsius, this is primarily due to tube clogging over time. Our work consists of studying the possibility of resolving Naphta cooling problem by sizing a shell and tube heat exchanger using Kern method.

ملخص

في الوحدة 100، كانت المشكلة التي تمت مواجهتها هي عدم القدرة على تبريد النافثا إلى درجة حرارة أربعين درجة مئوية. يتمثل عملنا في دراسة إمكانية حل مشكلة تبريد النافثا عن طريق مبادل حراري جديد باستخدام طريقة كيرن.

الكلمات المفتاحية: منكثف، نافثا، تلوث، تبريد، تحجيم، مبادل

Sommaire

- Introduction générale	1
- Chapitre I : Description du Complexe RA2K.....	3
Introduction	3
I.1 Présentation générale du complexe	3
I.2 Contrat du Complexe Topping Condensat RA2K.....	4
I.3 Fiche Technique du Complexe RA2K.....	6
I.3.1 Implantation et Situation géographique du complexe.....	6
I.3.2 Schéma Synoptique	8
I.3.3 Condensat traité.....	8
I.3.4 Répartition de la Production par Produit Depuis la mise en Exploitation du RA2K.....	10
I.4 Organigramme du complexe Topping Condensat.....	10
I.5 Département Production.....	11
I.5.1 Unité 100 (unité de fractionnement).....	11
I.5.2 Unité 200 (Traitement Kérosène).....	12
I.5.3 Unité 300 (Stockage et transfert des produits).....	12
I.5.4 Unité 400 (Système torche).....	12
I.5.5 Unité 500 (les utilités).....	13
I.6 Unité d'affectation / Unité 100 (le Topping condensat).....	14
I.7 Position de refroidisseur à eau 100-E-115 A/B dans le processus.....	22
Conclusion	22
- Chapitre II: Généralités sur le condensat	
II.1 Introduction.....	24
II.2 Origine de condensat.....	24
II.3 Usage du condensat	24
II.3.1 Utilisation en raffinage	25
II.3.1.1 La distillation.....	25
II.3.1.2 Le blending.....	25
II.3.2 Utilisation en pétrochimie	25
II.3.3 Utilisation comme fuel	25

II.4 Les différents types de condensat dans le monde	26
II.5 Le condensat algérien	27
II.6 Valorisation du condensat algérien.....	28
II.7 Principaux produits issus de condensat algérien.....	31
II.7.1 Le naphta	31
II.7.2 Gasoil.....	32
II.7.3 Le kérosène	33
Conclusion.....	34
- Chapitre III : Généralités sur les échangeurs de chaleur et le phénomène d'encrassement	
-Introduction	36
III.1 Le principe de fonctionnement de l'échangeur.....	36
III.2 Le mode de circulation des fluides	38
III.3 Différents types d'échangeur de chaleur	39
III.3.1 Les échangeurs tubulaires.....	39
III.3.2 Échangeur multitubulaire.....	40
III.3.3 Echangeur à tube et calandre	40
III.3.4 Échangeurs à surface primaire	46
III.4 Paramètres de fonctionnement d'un échangeur	50
III.5 Caractérisation d'un échangeur	51
III.5.1 Critères de sélection	51
III.5.2 Exigences de sélections	52
III.5.3 Calcul thermique de l'échangeur.....	52
III.6 Phénomène d'encrassement	59
III.6.1 L'effet de l'encrassement dans l'industrie pétrolière	59
III.6.2 Les formes d'encrassement.....	59
III.6.3 Paramètres Influençant l'encrassement.....	62
III.6.4 L'encrassement et l'entartrage des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement	64
III.6.5 Evolution de l'encrassement des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement	65
III.6.6 Effet de l'encrassement sur les performances	65
III.6.7 Impact du coût de l'encrassement	66
III.6.8 Prévention de l'encrassement.....	67
Conclusion	70

- Chapitre IV: Problématique et Approche de Résolution

Introduction.....	72
IV.1 Equipement Etudié.....	72
IV.2 Problématique	73
IV.3 Analyse des causes de mauvais transfert de chaleur du refroidisseur E115.....	74
IV.4 Débit insuffisant de l'eau de refroidissement	74
IV.5 Présence des dépôts sur la paroi intérieure des tubes d'échangeur	75
IV.6 Bouchage des tubes d'échangeur	75
IV.7 Fuites et corrosion des tubes et des boites	75
IV.8 Les conséquences de ces problèmes	76
IV.9 Tentatives de résolution du problème	76
IV.10 Solution proposée dans notre étude.....	77
Conclusion :	78

- Chapitre V : Partie Calcul

V.1 Introduction	82
V.2 Les propriétés thermo-physiques des deux fluides.....	82
V.3 Calcul Thermique de l'échangeur 100-E-115A/B.....	83
V.3.1 Calcul de Design :.....	83
V.3.2 Calcul d'apprêt le Taux de marche 100% (04/01/2022)	88
V.3.3 Calcul d'apprêt le Taux de marche 76% (15/03/2022)	91
V.4 Calcul Thermique de l'échangeur 100-E-115C (Session d'été 05-Aout-2021).....	95
V.5 Interprétation des résultats.....	105
Conclusion.....	107

Liste des abréviations

Symbole	Signification
A	Surface totale d'échange thermique
a_t	Section par passe coté tube
B	Distance entre deux chicanes
C_p	Chaleur spécifique
D_c	Diamètre de la calandre
d_o	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_i	Coefficient de transfert de chaleur coté tube
h_o	Coefficient de transfert de chaleur coté calandre
L	Langueur des tubes
N_c	Nombre de chicanes
N_t	Nombre des tubes
n_t	Nombre de passes coté tube
Nu	Nombre de Nusselt
P	Le pas
Q	Quantité de chaleur transférée
Re	Nombre de Reanolds
Rs	Resistance d'encrassement
t	Température du fluide froid
T	Température du fluide chaud
t_t	Température de la paroi du tube
U_s	Coéfficient global de transfert sale
U_p	Coefficient global de transfert propre
ΔTLM	L'écart logarithmique moyen de la température

λ	Conductivité thermique
μ	Viscosité dynamique
ΔP	Perte de charge
RA2K	Complexe topping condensat
CNPC	China Petroleum Engineering and Construction Corporation
\emptyset_t	Facteur de correction coté tube
\emptyset_c	Facteur de correction coté calandre
P_r	Nombre de Prandtl
j'_h	Coefficient de colburn
HEH	Haoud El Hamra.
Jet A1	Carburant pour aviation (Kérosène).
LGO	Light Gas-Oil
HGO	Hight Gas-Oil.
MT	Millions de tonnes.
TOPC	Topping de Condensat.
U100	Unité de distillation atmosphérique (topping).
API	American Petroleum Institute

Tableau	Page
Tableau I.1. Consommation des Utilités 'Exercice 2021'	11
Tableau I.2. Train d'échangeurs 100-E-101~ 108	13
Tableau III.1 Désignations TEMA pour les échangeurs	43
Tableau IV.1. Valeurs des températures des deux fluides	74
Tableau IV.2. Les caractéristiques mécaniques de l'échangeur E115	74
Tableau IV.3. Débits d'eau de refroidissement	75
Tableau V.1. Les propriétés thermo-physiques de Naphta	82
Tableau V.2. Les propriétés thermo-physiques de l'eau de refroidissement	82
Tableau V.3: Résultats de calcul (design)	100
Tableau V.4: Résultats de calcul (actuel-04/01/2022)	102
Tableau V.5: Résultats de calcul (actuel-15/03/2022)	104
Tableau V.5: Résultats de calcul E115C (actuel-04/08/2021)	105
Tableau V.6. Caractéristiques de l'échangeur E115 C	107

Liste des figures

Figure	Page
Figure I.1. Situation géographique du complexe Topping Condensat RA2K	5
Figure I.2. Schéma d'implantation du complexe Topping Condensat RA2K	5
Figure I.3. Vue générale sur les principaux produits du complexe RA2K	6
Figure I.4. Traitement du condensat depuis le démarrage de RA2K en TM	7
Figure I.5: Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K	7
Figure I.6: Répartition de la Production par Produit Depuis le démarrage du RA2K (en TM)	8
Figure I.7: Organigramme du complexe Topping Condensat	8
Figure I.8 : Schéma synoptique de l'unité 100	9
Figure I.9 : Vue générale de l'Unité de Traitement des Effluents	12
Figure I.10 : Schéma synoptique de la section Préfractionnement	14
Figure I.11 : Schéma synoptique de la section colonne atmosphérique	16
Figure I.12 : Schéma synoptique de la section Débutaniseur	17
Figure I.13 : Schéma synoptique de la section Dépropaniseur	18
Figure I.14 : Schéma synoptique de la section de la colonne sous-vide	19
Figure I.15 : Schéma synoptique de la section Butane Dryer	20
Figure I.16 : Figure 1.16 Schéma synoptique de circuit de refroidissement naphta vers stockage	21

Figure II.1. Variation de la densité du condensat 2021	27
Figure II.2. Variation de la TVR du condensat 2021-2022	28
Figure II.3. Schéma synoptique de la chaîne condensat Alrar/HEH	30
Figure III.1. transmission de chaleur par rayonnement dans un four tubulaire	37
Figure III.2. Ecoulement Co-courants dans un échangeur tubulaire	38
Figure III.3. Ecoulement Contre-courants dans un échangeur tubulaire	38
Figure III.4. Ecoulement Courants croisés dans un échangeur	38
Figure.III.5. Échangeur monotube en serpentin	39

Figure.III.6. Échangeur coaxial	39
Figure.III.7. Échangeur à tube séparé	40
Figure.III.8. Échangeur à tube rapproché	40
Figure III.9. Divers constituants d'un échangeur TEMA type AEL	41
Figure III.10. Pas des tubes	41
Figure III.11. Configuration des boîtes de distribution	42
Figure III.12. A. une passe coté tube, B. deux passes coté tube, C. Quatre passes côté tube, D. chambre de distribution à 4 passes	44
Figure III.13. Échangeur à tête flottante	45
Figure III.14. Échangeur à plaque tubulaire fixe	45
Figure III.15. Échangeur à tube en U	46
Figure III.16. Géométries des plaques d'échangeurs à surface primaire	46
Figure III.17. Échangeur à plaque et joint	47
Figure III.18. Échangeur platulaire	47
Figure III.19. Schéma des canaux	34
Figure III.20. Échangeur Compabloc et l'empilement des plaques	48
Figure III.21. Échangeur Pack inox	48
Figure III.22 Échangeur lamellaire	49
Figure III.23 Échangeur brasé	49
Figure III.24 Échangeur à spirale	50
Figure III.25 Méthode de conception d'un échangeur	51
Figure III.26 Variations des températures à co-courant(a) et à contre-courant(b)	53
Figure III.27 Corrosion sur un échangeur côté process	60
Figure III.28 Entartrage d'un tube	61
Figure III.29 Encrassement Biologique	61
Figure III.30 Exemples Echangeurs sale et propre	64

Figure III.31 Nettoyage d'un tube U	68
Figure III.32 Nettoyage mécanique des faisceaux tubulaires	70
Figure IV.1: Échangeurs E115A/B	73
Figure IV.II. Approche de notre étude	79
Figure V.1: Principe de dimensionnement	82
Figure V.2. Echangeur E115 C	107

Liste des annexes

Annexes	
Annexe I:	Détermination du facteur de correction.
Annexe II:	Détermination du Coefficient de transfert sale (U')
Annexe III:	Caractéristiques des tubes d'échangeur.
Annexe IV:	Disposition des tubes en carrée
Annexe V:	Facteur de Colburn côté tube.
Annexe VI:	Choix du pas
Annexe VII:	Facteur de Colburn côté calandre.
Annexe VIII:	<i>Détermination des températures caloriques.</i>

Conclusion Général

Notre étude s'achève en présentant les résultats du dimensionnement de l'échangeur nouveaupouvant une foi installé résoudre le problème de refroidissement tout en gardant le taux de marche de l'unité 100 au niveau souhaitable.

On a obtenu un échangeur possédant des caractéristiques qui tiennent en compte la perte de charge et la surface d'échange thermique désiré.

L'installation de cet échangeur en parallèle offrira une flexibilité en termes d'exploitation rendant possible le nettoyage des échangeurs E115A/B en dehors des périodes d'arrêts programmés tout en respectant le débit à refroidir respective pour chaque échangeur.

Cette approche est justifiée vu que le manque à produire du à ces perturbations en terme d'exploitation coutera le complexe plus que le cout d'un échangeur.

Loin d'être final à elle-même, cette étude doit être complétée par une étude technico-économique faisant appel à une équipe pluridisciplinaire afin de la mise en œuvre de ces acquis.

Nous suggérons comme perspective de faire une étude pour les différentes configurations géométriques (à plaques, tubulaires coaxiaux et échangeurs à courants croisés) et de comparer leurs efficacités tout en prenant en compte l'aspect économique.

Introduction

Dans ce chapitre nous allons décrire le complexe Topping Condensat RA-2/K de Skikda, en premier lieu nous allons faire une présentation générale du complexe concernant les charges à traiter, les trois cas de design des unités ainsi que les installations du complexe et ses équipements principaux.

Ensuite, nous allons faire une description des unités du complexe, l'historique qui désigne les différentes étapes de construction puis nous allons faire une description quasi-technique pour bien clarifier l'implantation du complexe, le fonctionnement de ce dernier par un tableau synoptique simplifié, la capacité de traitement et celle de stockage.

On terminera par une conclusion partielle de tout ce qui a été cité précédemment.

1.1 Présentation générale du complexe

Le complexe Topping Condensat de Skikda est destiné à traiter **5 MM** tonnes métriques pendant une période continue de **330** jours 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 nommées comme suit : **OB#1, ALRAR, BEJAIA, RHOURE NOUSS, NEW OB#1.**

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**).
- Installations de stockage et transport de produits finis (**Unité300**).
- Système de torche (**Unité-400**).
- Utilités (**Unité-500**).

1.2 Contrat du Complexe Topping Condensat RA2K

1.2.1 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 sociale 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 m3 ;
- ✓ 03 Sphères de stockage de GPL 9 000 m3 ;
- ✓ 02 Bacs de stockage de Kérosène (rajout) 80 000 m3 ;
- ✓ 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 de RA1K.

1.2.2 Les travaux additionnels par rapports au contrat

➤ **Lot 1 :**

- Rajout de 6402 colonnes ballastées (diam 1m) soit 132 km ;
- Rajout de 443 pieux forés (béton diam 80 cm) soit 23 km ;
- Rajout d'une colonne sous vide pour l'extraction max de gas-oil.

➤ **Lot 2 :**

- L'extension du réseau anti-incendie (pompes et tuyauterie) existant de RA1K qui ne peut pas subvenir aux besoins pour la nouvelle zone de stockage du Naphta issu de la nouvelle unité Topping Condensat ;
- L'extension du terrain d'assiette d'implantation des bacs de stockage du Lot 2.
- Rajout de deux (2) bacs de Kérosène hors spécification que certains mélanges de condensats ne permettent pas d'atteindre la qualité de JETA1.

1.2.3 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.

❖ Evènements marquants :

- 10/05/2005 : Signature du contrat EPC ;
- 03/08/2005 : signature du contrat de cession de CNPC à CPEEC ;
- 01/12/2005 : Entrée en vigueur du contrat. ;
- Délai de réalisation Lot 1/Lot 2 : 39/40 mois ;
- 01/03/2009 : Date contractuelle de la RP (Avenant 4) Lot 1 ;
- 01/04/2009 : Date contractuelle de la RP (1^{ère} tranche) Lot 2.
- Démarrage Lot 1 :

- 20/05/2009 : Admission GN et démarrage des fours ;
 - 28/05/2009 : Admission de 6 000 t Diesel de RA1K ;
 - 02/06/2009 : Admission du Condensat de RTE ;
 - 25/07/2009 : Démarrage des unités process ;
 - 22/06/2009 : Export commercial ;
 - 06/11/2009 : Test de performance ;
 - 14/01/2010 : Réception provisoire.
- Démarrage Lot 2 :
- 06/05/2009 : Achèvement 1ere ligne fuel-oil ;
 - 05/06/2009 : Essais boucles instrumentation ;
 - 10/06/2009 : Nouveau réseau anti incendie ;
 - 07/08/2009 : démarrage des installations ;
 - 06-12/2009 : Test de performance des pompes et bacs ;
 - 14/01/2010 : réception provisoire ;
 - 01/07/2010 : Achèvement de 2^{ème} ligne de fuel-oil et réception provisoire de 2^{ème} tranche.

1.3 Fiche Technique du Complexe RA2K

1.3.1 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 industrielles localises 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.

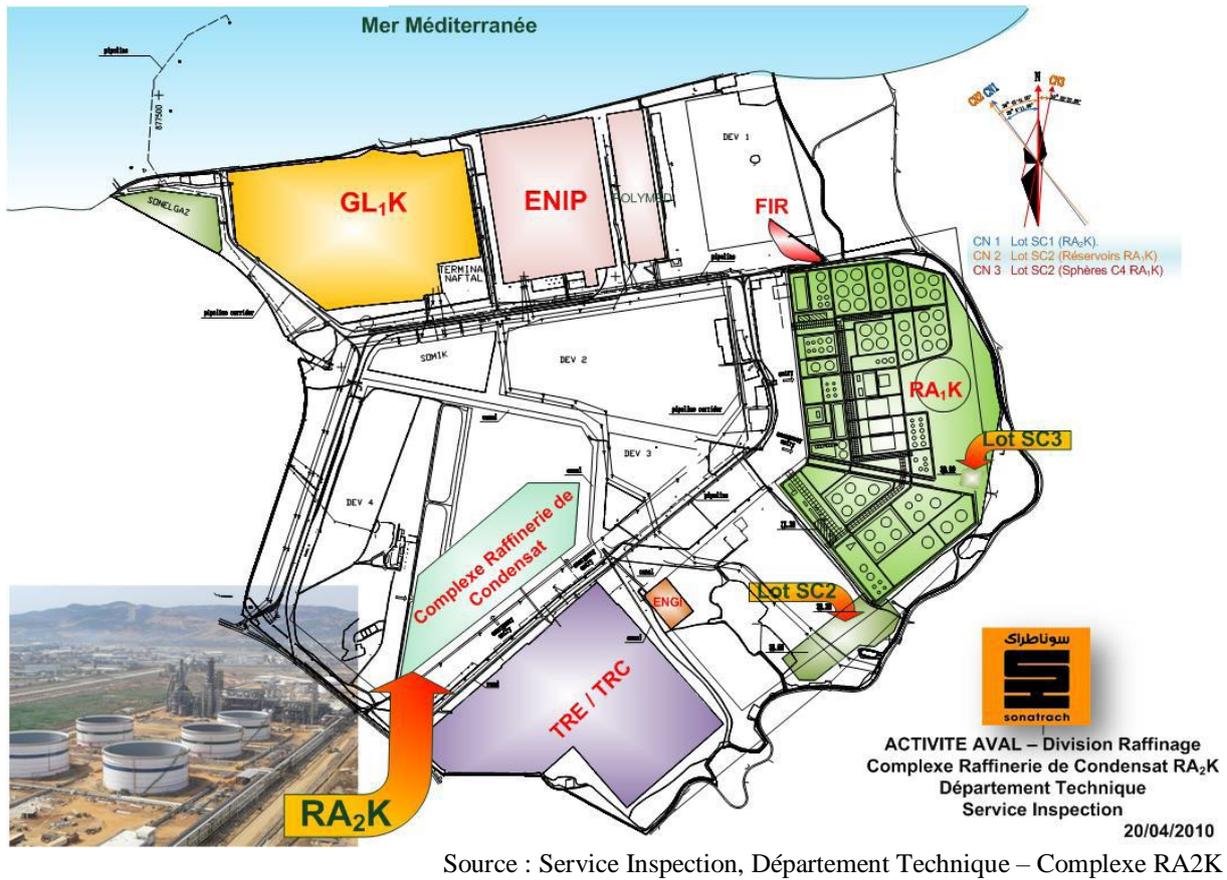


Figure I.1: Situation géographique du complexe Topping Condensat RA2K

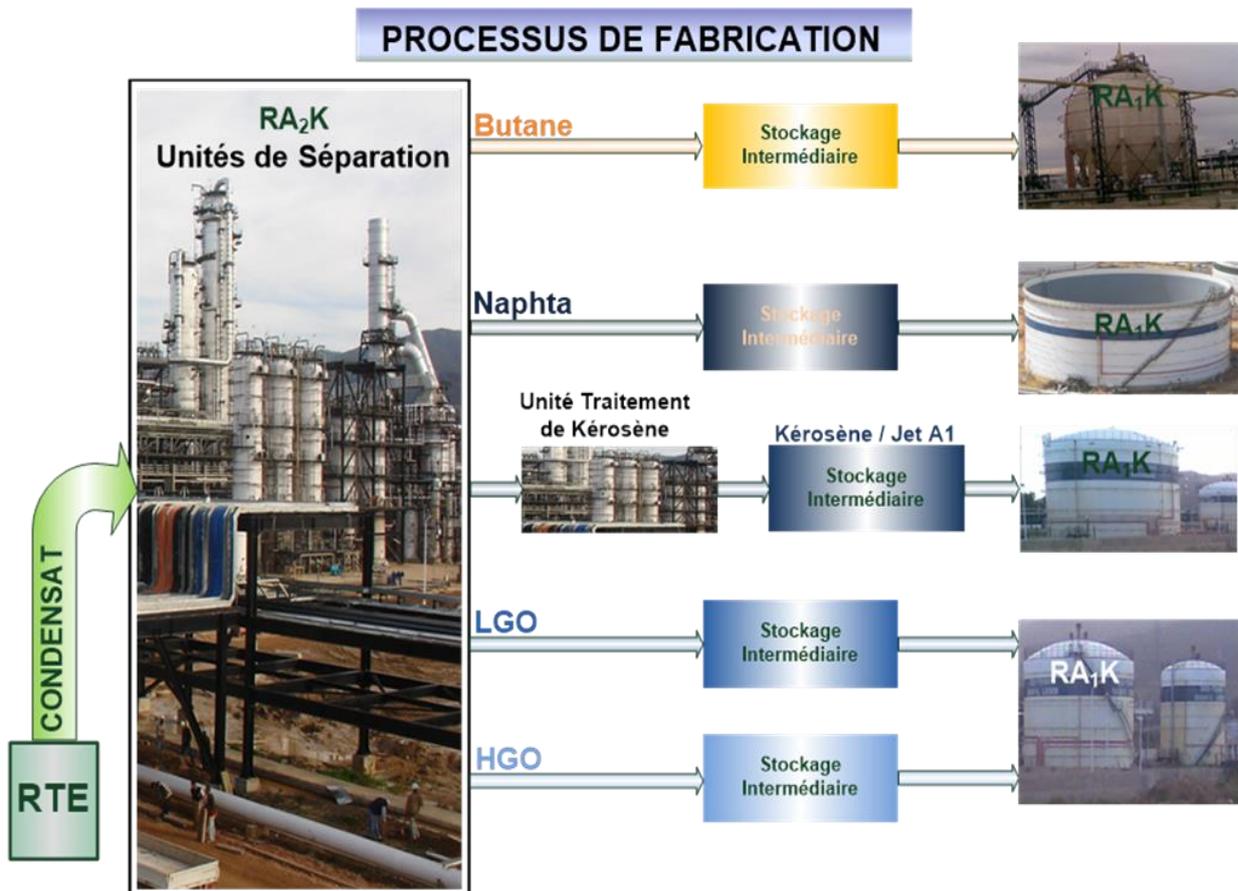


Figure I.2: Schéma d'implantation du complexe Topping Condensat RA2K

1.3.2 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 transférer 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.

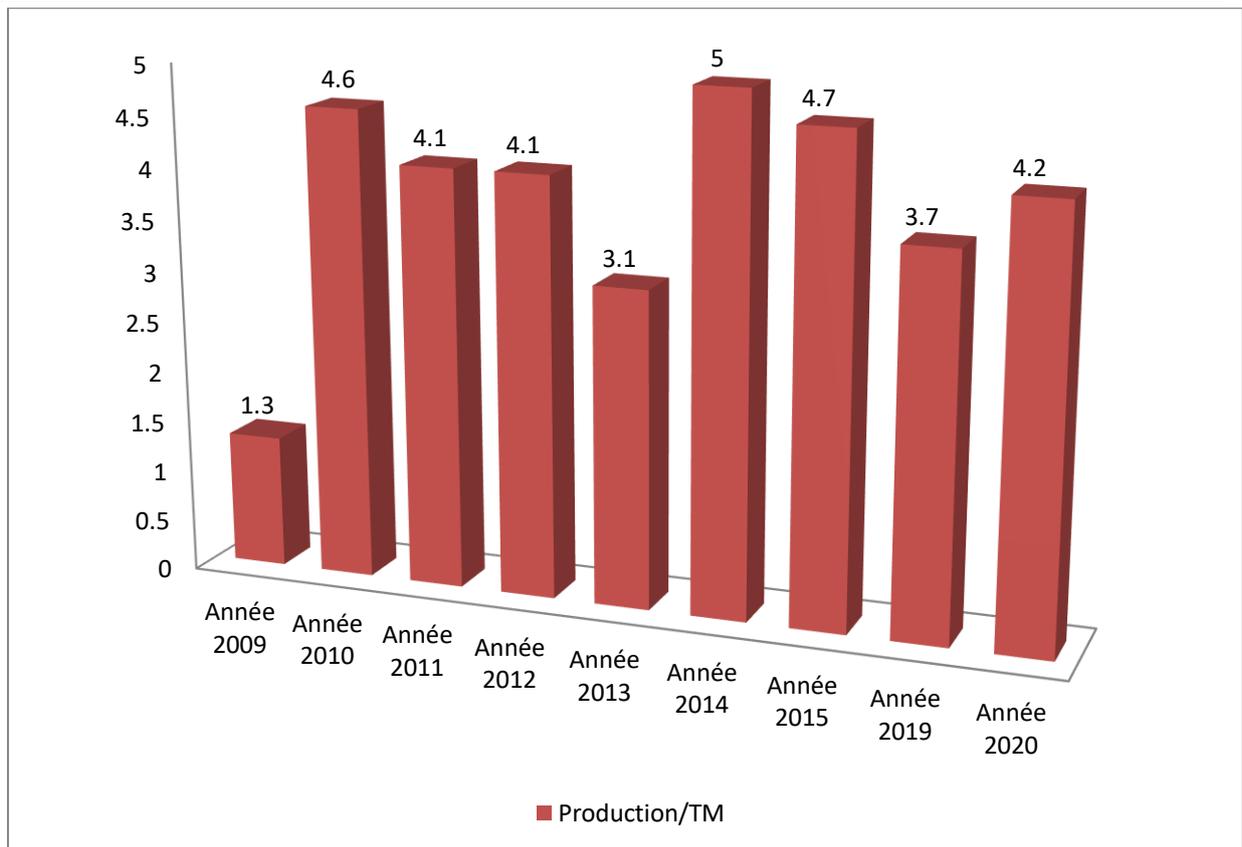


Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

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

1.3.3 Condensat traité depuis le démarrage et Capacité de stockage des différents produits à la RA2K

La quantité du condensat traité au complexe RA2K depuis le démarrage du complexe est de 29 448 662 TM.



Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

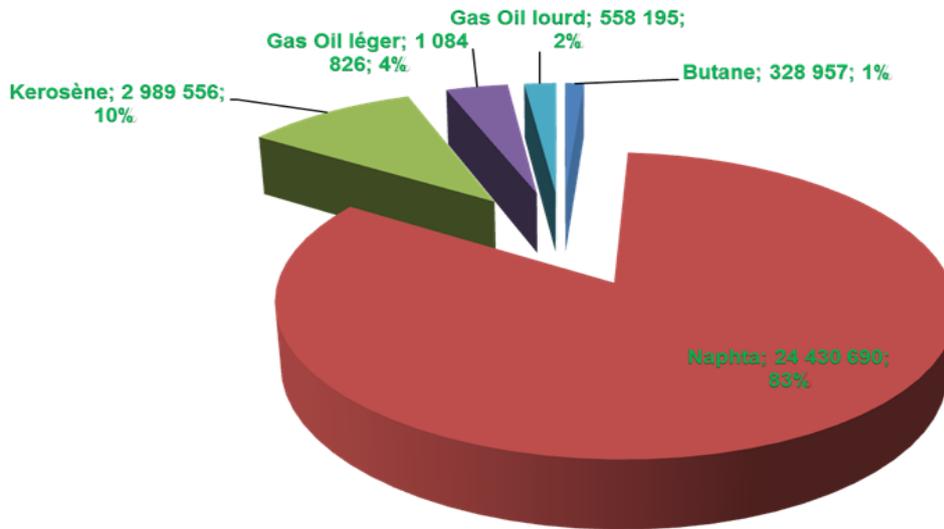
Figure I.4: Traitement du condensat depuis le démarrage de RA2K en TM



Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

Figure I.5: Capacité de Stockage des différents Produits au complexe RA2K en m³

1.3.4 Répartition de la Production par Produit Depuis la mise en Exploitation du RA2K



Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

Figure I.6: Répartition de la Production par Produit Depuis le démarrage du RA2K (en TM)

1.4 Organigramme du complexe Topping Condensat

La structure organisationnelle du complexe Topping condensat est :



Source : Service Inspection, Département Technique – Complexe RA2K

Figure I.7: Organigramme du complexe Topping Condensat

1.5 Département Production

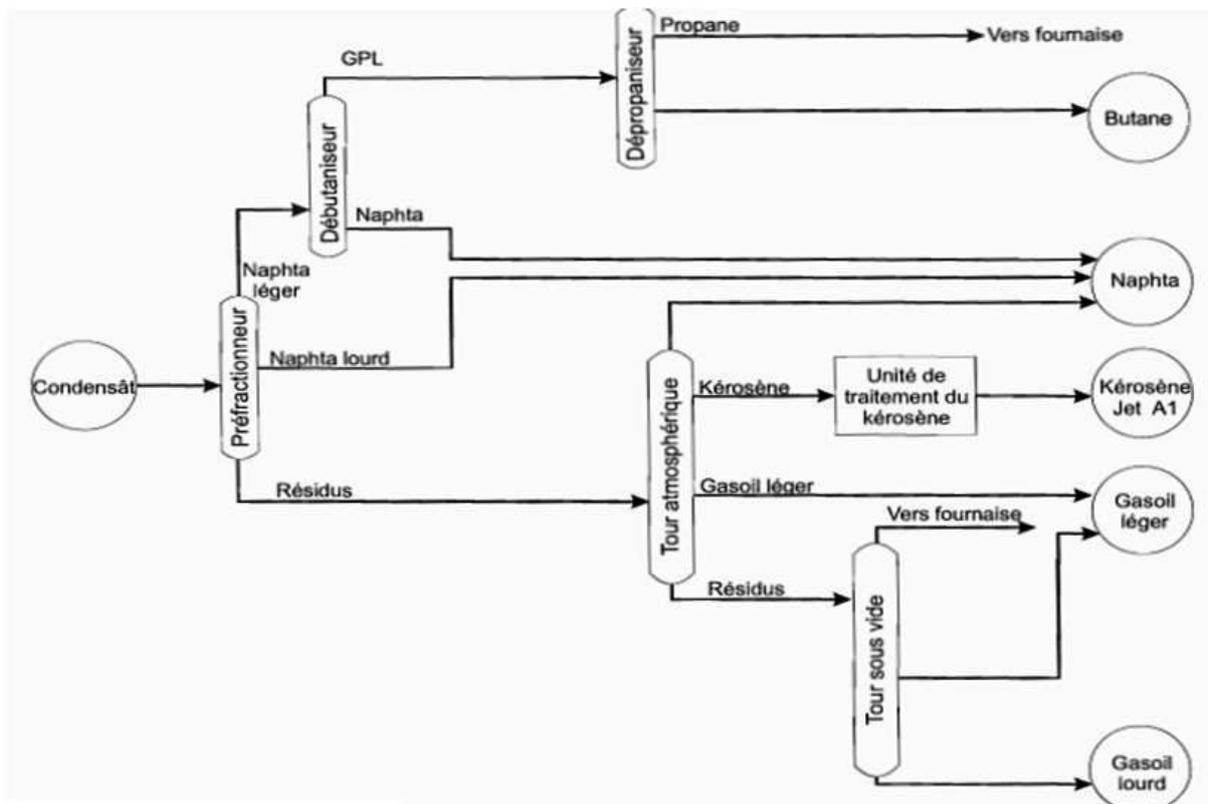
Avec une Capacité de traitement: 5 millions de tonnes par an de condensat et une Production du:

- 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 :

1.5.1 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.8 : Schéma synoptique de l'unité 100

L'unité peut être divisée en un certain nombre de sections :

- Distillation du Condensât ;
- Stabilisation du Naphta;
- Dépropanisation et séchage de butane

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.

1.5.2 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 T-103. 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 l'acides, éliminer l'humidité et les impuretés du Kérosène.

1.5.3 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.

1.5.4 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".

1.5.5 Unité 500 (les utilités)

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

- ✓ Le gaz naturel ;
- ✓ L'azote ;
- ✓ La vapeur;
- ✓ L'air ;
- ✓ L'électricité ;
- ✓ Unité de traitement des effluents ;
- ✓ 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.

Tableau I.1 Consommation des Utilités 'Exercice 2021'

Désignation	Unité de mesure	Quantité
Eau douce	m ³	214070
Electricité	MWH	39737
Gaz Naturel	Nm ³	74753628
Vapeur d'eau	Tonnes	11772
Azote	m ³	787120

Source : Service Utilités, Département Production -RA2K

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.



Source : Service Utilités, Département Production – complexe RA2K

Figure I.9 Vue générale de l'Unité de Traitement des Effluents

1.6 Unité d'affectation / Unité 100 (le Topping condensat)

L'unité 100 est le cœur du complexe Topping condensat, c'est l'unité de production qui assure la 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 ;
- ✓ Système d'injection: amine, agent inhibiteur, eau.

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).

1.6.1 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.

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

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

Source : Manuel opératoire U-100

1.6.2 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'aéro-réfrigérant 100-A-101 A-H, le liquide est recueilli dans le ballon 100-V-101. Une partie est pompée vers la section débutaniseur (colonne de

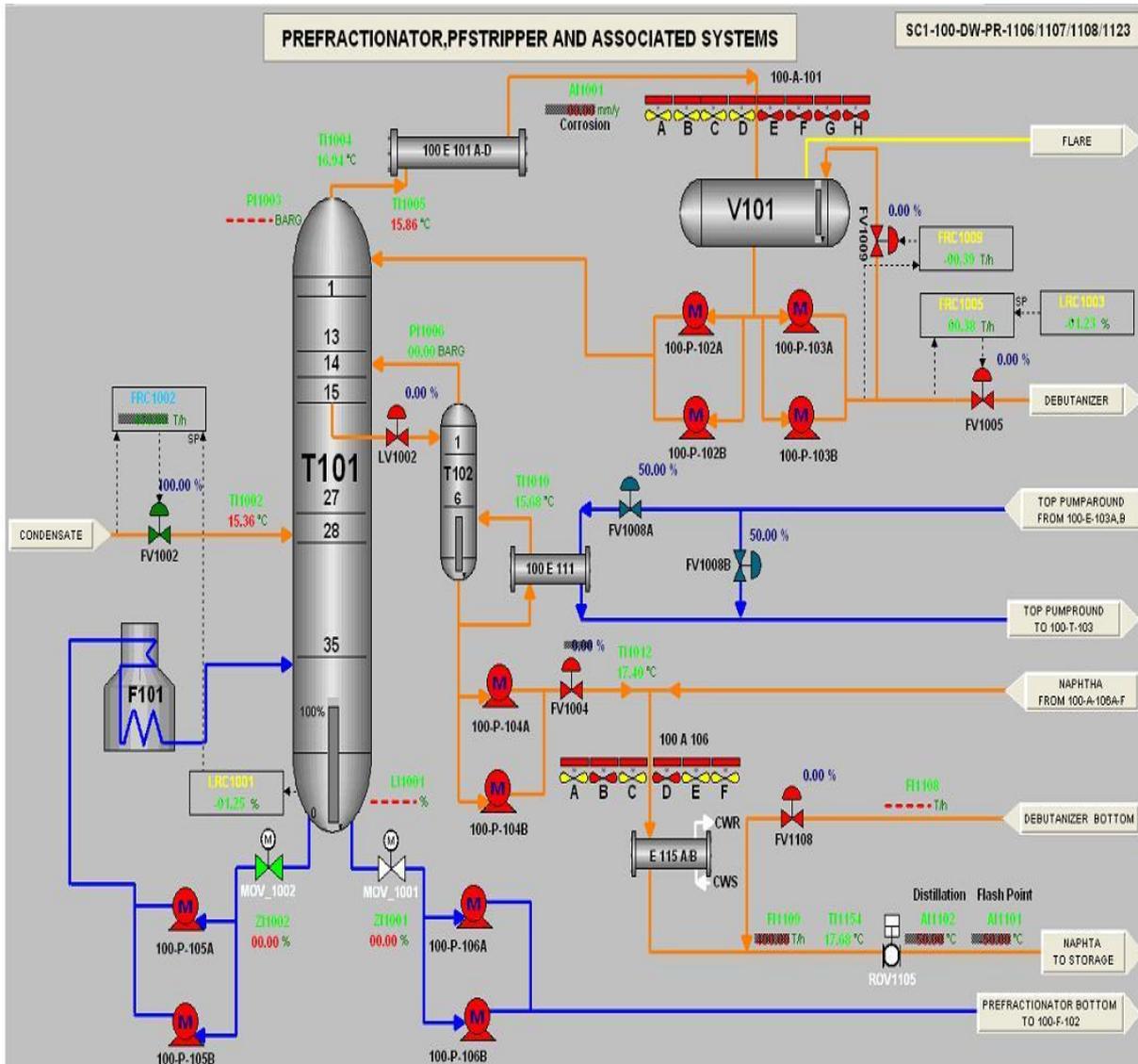
distillation débutaniseur T-201) par la pompe 100-PM-103 et l'autre partie comme reflux vers la tête de la colonne par la pompe 100-PM-102.

•Soutirage latérale de Naphta T-102

Le naphta est soutiré à partir du plateau 15 de la colonne de préfractionnement T-101. Le stripper naphta T-102 est équipé de 6 plateaux et un rebouilleur 100-E-111. Le naphta est pompé par la pompe 100-PM-104 et mélangé avec le naphta issue de la tête de colonne T-103 refroidis à la batterie des aéro-réfrigérants 100-A-106 A-F suivi du refroidisseur à eau 100-E-115 A/B.

•Rebouilleur de la colonne de préfractionnement (F-101)

Le F-101 est un four rebouilleur qui sert à augmenter la température du fond T-101 de 191 °C à 244 °C à travers la pompe 100-PM-105 A/B.



Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure I.10 Schéma synoptique de la section Préfractionnement

1.6.3 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'aéro-réfrigérant 100-A-102 A/B. le liquide est recueille 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'aéro-réfrigérant 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'aéro- réfrigérant 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 à la préchauffage de la charge (condensat) puis dans l'échangeur 100-E-111 rebouilleur de stripper naphta T-102.

•Reflux circulant moyen(pumparound intermédiaire)

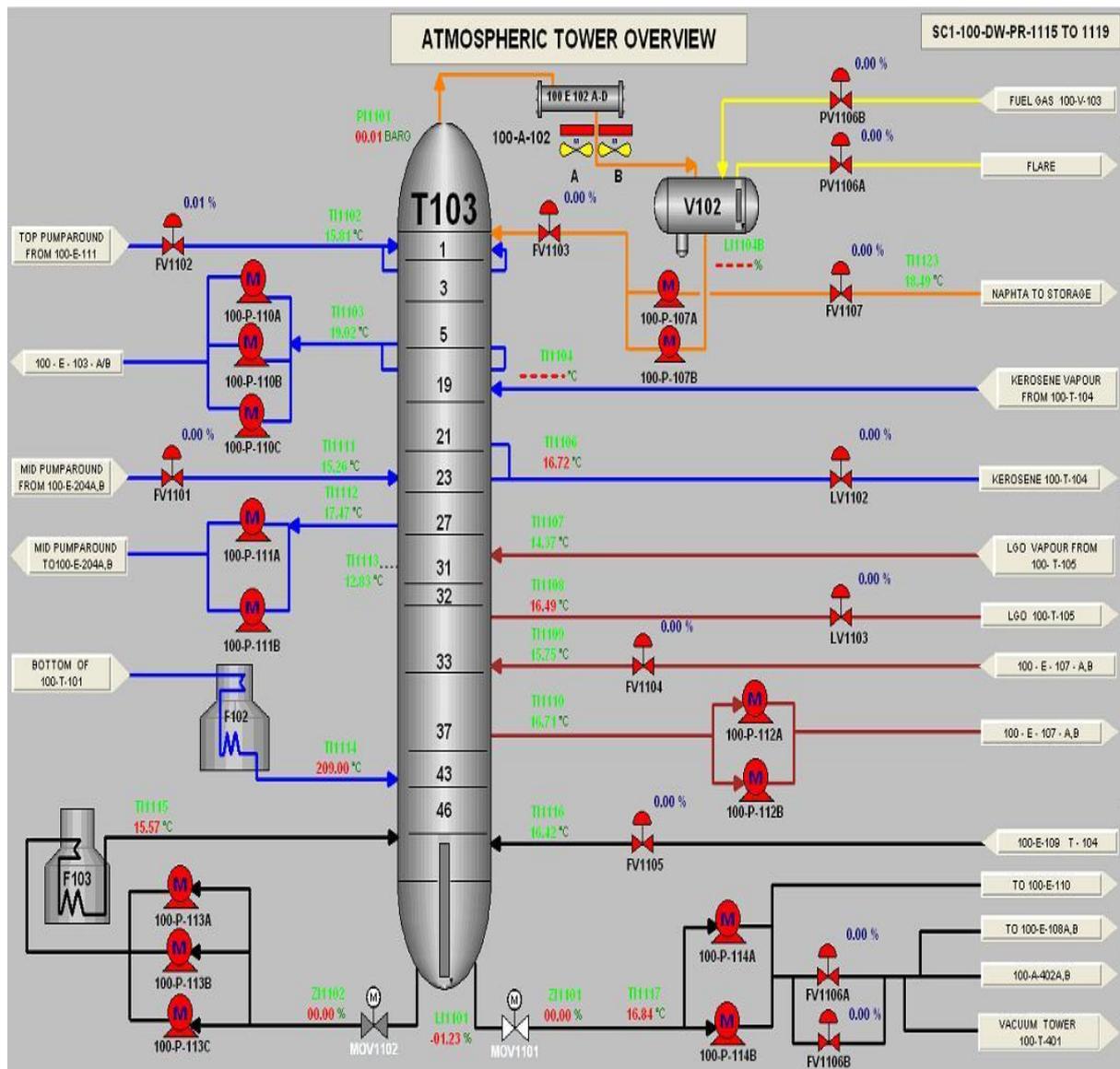
Cette coupe est soutiré du plateau 26 par la pompe 100-PM-111 et renvoyéevers plateau 23 de la colonne T-103 après le qu'elle cède des calories dans le rebouilleur 100-E-204 de stripper naphta T-201.

• **Reflux circulant inferieur (pumparound inférieur)**

Cette coupe est soutiré 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 à la 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.



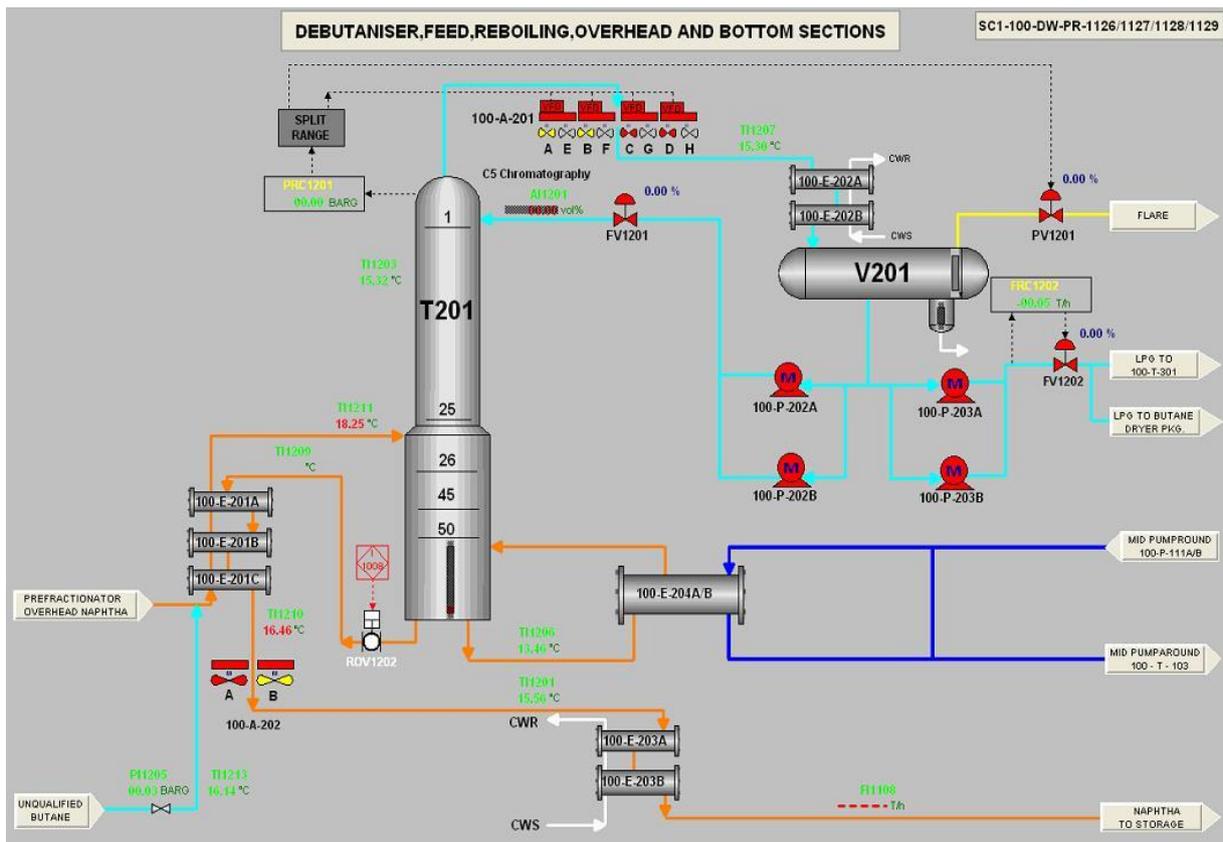
Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure I.11 Schéma synoptique de la section colonne atmosphérique

1.6.4 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 est refroidis au niveau de l'échangeur 100-E-201 où la chaleur dégagée est utilisée pour préchauffer la charge à l'entrée de la colonne T-201 ensuite elle refroidit au niveau de l'aéro-réfrigérant 100-A-202 A/D et le refroidisseur à eau 100-E-203A/B et enfin mélangée avec naphta issue de la colonne de distillation atmosphérique T-103 et le stripper naphta T-102 vers stockage. Les GPL séparés en tête de la colonne T-201 est complètement condensés au niveau de l'aéro-réfrigérant 100-A-201 A/D et refroidit au niveau de l'échangeur 100-E-202 A/B, le liquide est recueille dans le ballon 100-V-201. Une partie de liquide est renvoyé sous forme reflux à la tête de la colonne T-201 par la pompe 100-PM-202, l'autre partie alimente la colonne dépropaniseur T-301 en moyennant la pompe 100-PM-203.

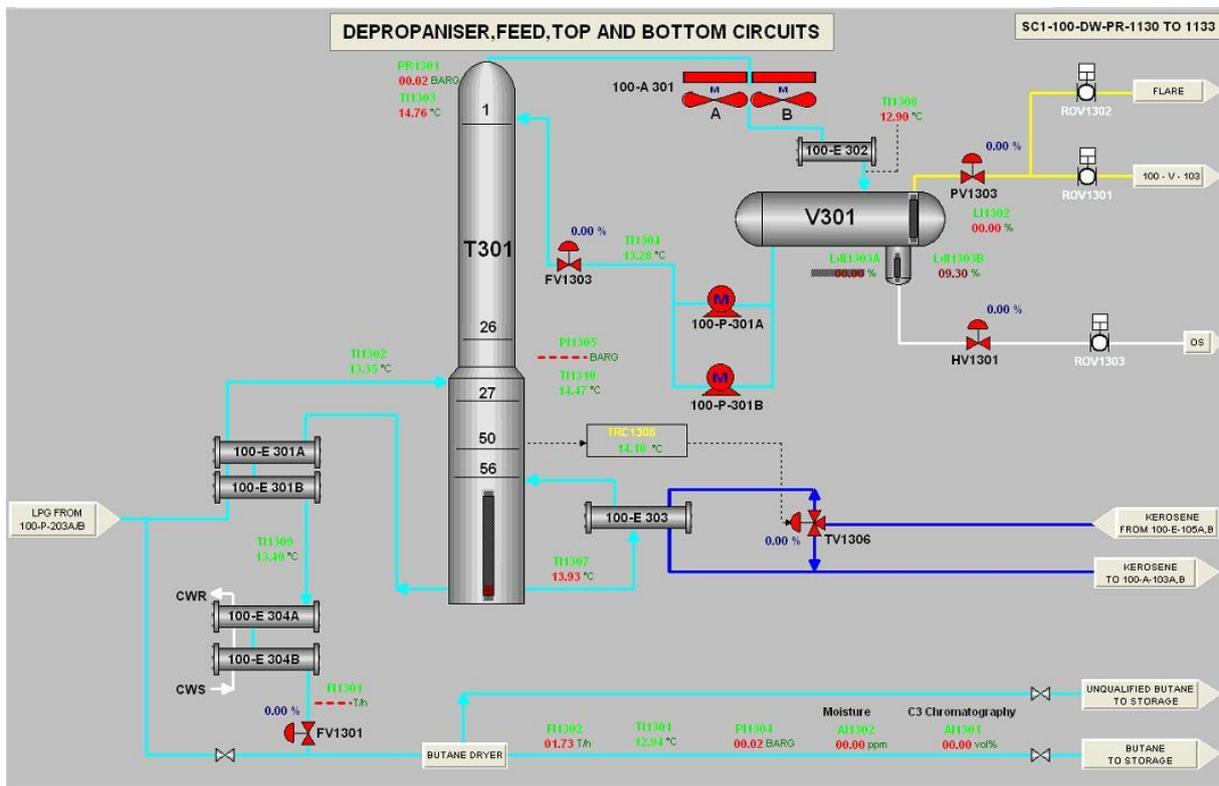


Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure I.12 Schéma synoptique de la section Débutaniseur

1.6.5 Section de la colonne Dépropaniseur (T-301)

Après préchauffage des GPL issues de la section débutaniseur au niveau d'échangeur 100-E-301 avant d'entrer de la colonne dépropaniseur T-301. L'objectif de la colonne est de fractionner le GPL en butane au fond de la colonne qui est refroidit au niveau de l'échangeur E-301 où la chaleur dégagée par le butane est utilisée pour préchauffer la charge à l'entrée de la colonne de dépropaniseur T-301 puis il est refroidit au niveau de l'échangeur E-304A/B après passage par le sécheur 100-PKG-301 pour séchage le butane est destiné vers stockage et propane en tête de la colonne qui est condensé au niveau d'aéro-réfrigérant A-301 A/B et refroidissement dans l'échangeur 100-E-302 est envoyé par la suite vers les fours en tant que gaz combustible . La colonne T301 est équipée de 56 plateaux et un rebouilleur E-303.



Source : Salle DCS – Complexe RA2K

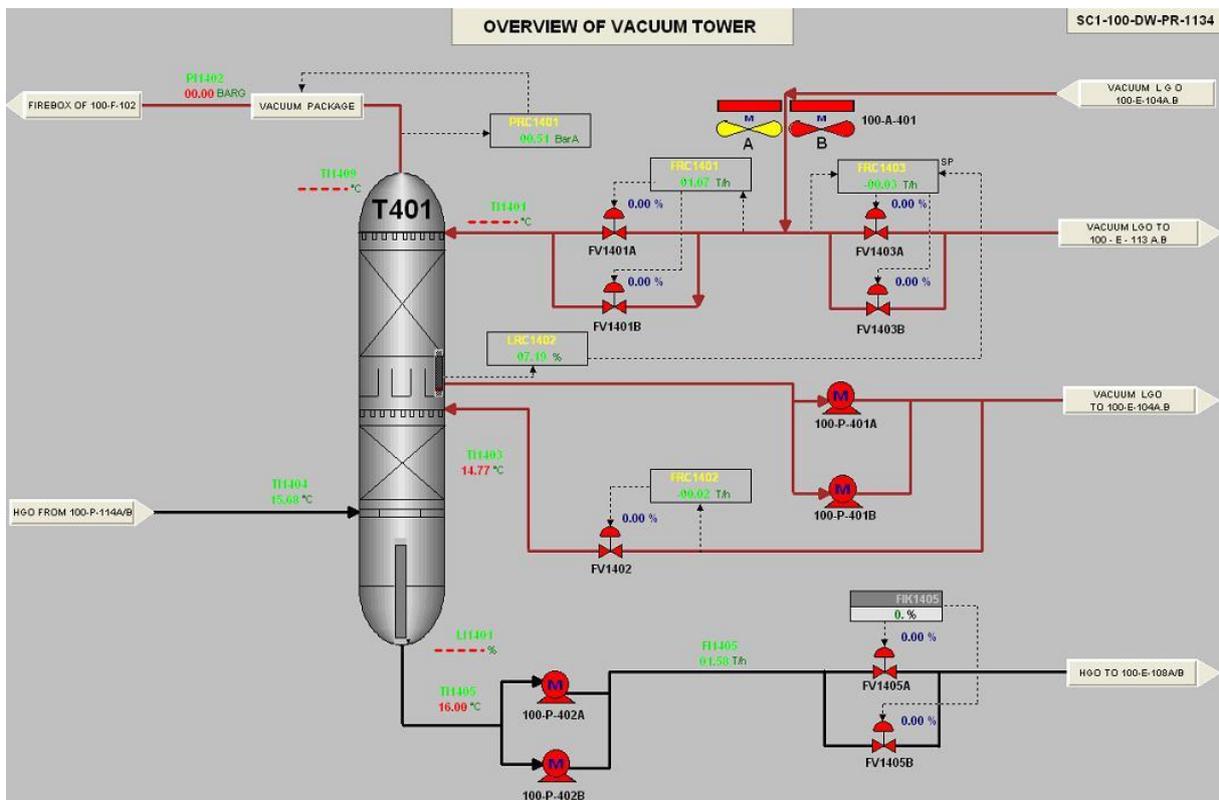
Figure I.13 Schéma synoptique de la section Dépropaniseur

1.6.6 Section de la colonne sous vide (T401)

Le résidu de la tour de distillation atmosphérique est alimenté la colonne de distillation sous vide T-401. L'objectif de la colonne de distillation sous vide T-401 est de récupérer une partie du LGO contenue dans le HGO issue du fond de la Colonne de Distillation Atmosphérique T-103. La charge de HGO entre au fond de la tour à une température d'environ 355°C et elle est séparée en deux coupes principales:

Le LGO sous vide qui est soutiré du plateau collecteur en moyennant la pompe P-401A/B (Pompe de LGO sous vide), Une partie est acheminée à la Tour sous Vide en tant que reflux. L'autre partie est refroidit au niveau de E-104A/B (la chaleur dégagée par le LGO sous vide est utilisé pour préchauffer la charge condensat) et ensuite refroidis au niveau de A-401A,B (Aéro-refroidisseur de LGO sous vide) pour qu'il soit mélangé et refroidis avec le LGO atmosphérique issu du stripper LGO de la colonne de distillation atmosphérique T-105 avant envoyés au stockage.

Le HGO sous vide au fond de la colonne de distillation sous vide est pompé moyennant la pompé P-402A/B (Pompe du Fond sous Vide) et refroidis au niveau de E-108A,B (la chaleur dégagée par le HGO sous vide est utilisée pour préchauffer la charge condensat); et ensuite refroidis davantage au niveau de A-402A/B (Aéro-refroidisseur de HGO) et E-403A,B (Refroidisseur à eau de HGO). Le HGO sous vide refroidis est envoyé au stockage. Les vapeurs de la tête de la Tour sous Vide sont refroidies au niveau d'E-401 (Pré-condenseur de la Tête sous Vide) avant d'entrer au dispositif d'emballage sous Vide 100-PKG-401. Le gaz récupéré du dispositif d'emballage sous vide est envoyé au four comme combustible, ou à la torche/atmosphère.

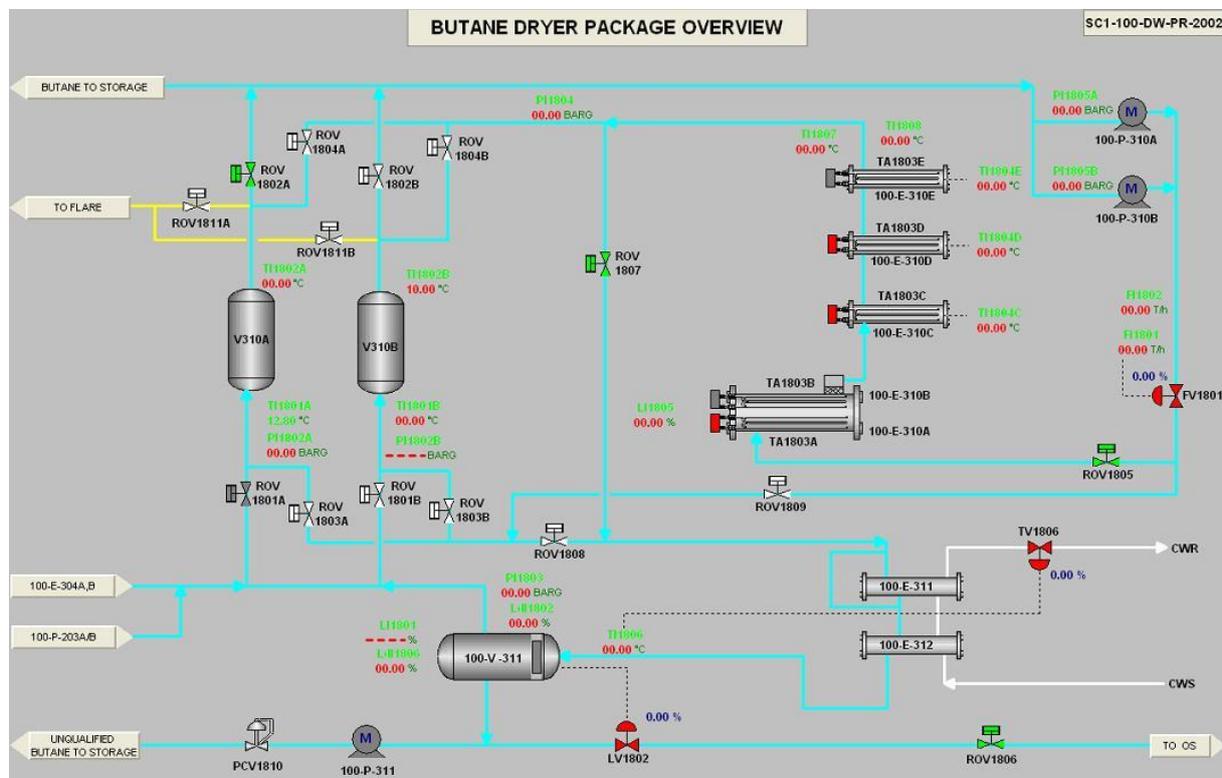


Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure I.14 Schéma synoptique de la section de la colonne sous-vide.

1.6.7 Section de Sécheur Butane (Butane Dryer)

L'objectif de sécheur est de sécher le butane de 25 ppm. Le butane humide est 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.



Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure I.15 Schéma synoptique de la section Butane Dryer

1.7 Position de l'échangeur 100-E-115 A/B dans le processus

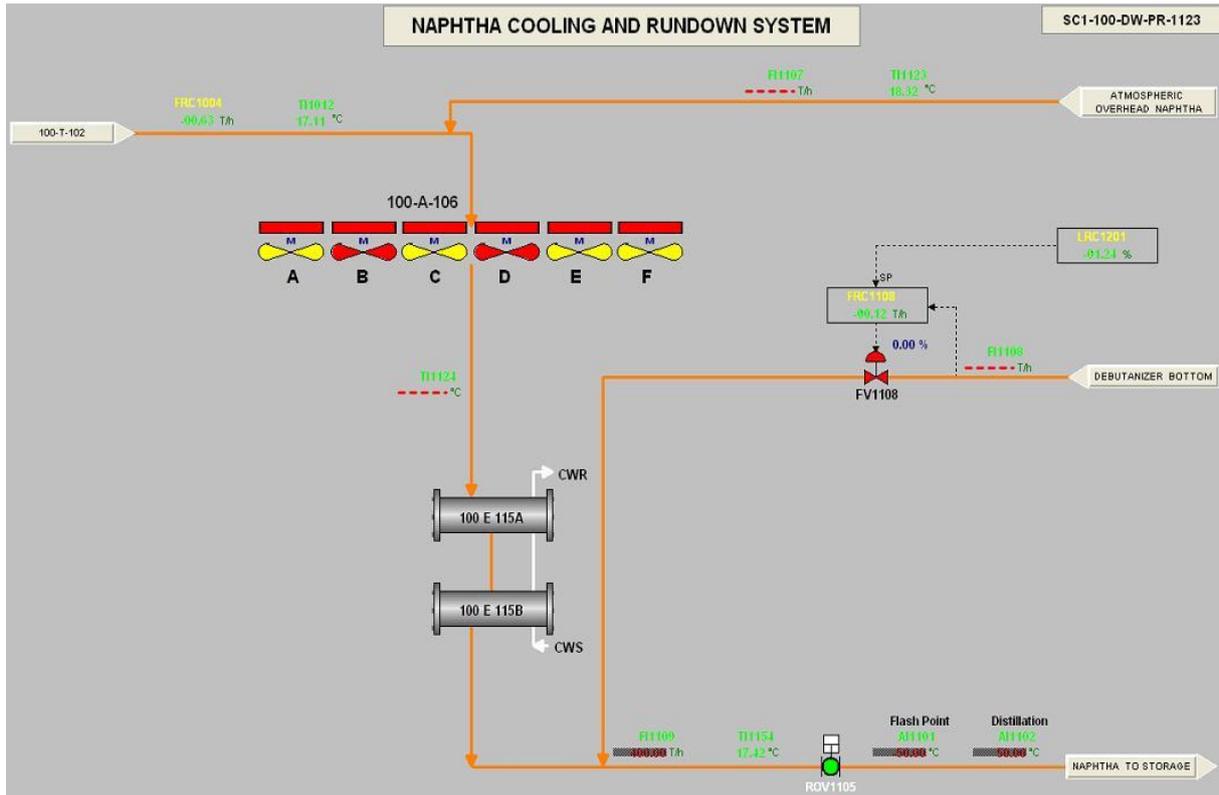
L'échangeur 100-E-115A/B est un équipement stratégique dans l'unité 100, il joue un rôle important dans le refroidissement du 1^{er} principal produit de ce complexe qui est le Naphta. Il influe aussi sur le taux de marche de l'unité parce que le mauvais fonctionnement de cet échangeur donne une température élevée (> 40°C) du naphta vers stockage, cela présente un risque majeur dans le parc du stockage et pour éviter ce danger il faut maintenir le taux de marche inférieur à 75% donc on aura un manque à produire à cause de ce refroidisseur E-115. L'échangeur 100-E-115A fonctionne en série avec l'échangeur 100-E-115B ses rôles sont de refroidir la chaleur effective du naphta qui sort de refroidisseur à air 100-A-106 A-F.

Cette coupe du naphta est un mélange du naphta de stripper T-102 pompé par la pompe 100-PM-104 et mélangé avec le naphta issue de la colonne de distillation atmosphérique T-103, ce mélange représente 70% de la quantité du naphta vers stockage.

Chapitre I: Description du Complexe Topping Condensat (RA2K)

Le naphta refroidis au niveau de cet échangeur est mélangé avec le naphta (30%) issu de la colonne de débutaniseur T-201 et envoyés vers le parc de stockage. C'est un échangeur est un échangeur 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 un (01) passe (type E) avec une tête flottante.

L'ensemble d'échangeurs E115 A/B est équipé des quatre cotes de By-pass avec un jeu de vannes pour permettre d'éventuelles interventions sans arrêt de l'unité.



Source : Salle DCS – Complexe RA2K

Figure I.16 Schéma synoptique de circuit de refroidissement naphta vers stockage

❖ **Conclusion**

De cette présentation on commence notre travail par l'étude et le suivi de l'influence de l'efficacité de l'échangeur E-115A/B sur la qualité de refroidissement du naphta qui reliée directement avec le taux de marche de l'unité, et on a poursuit notre étude des essais et des calculs afin de voir l'impact de cet échangeur sur le fonctionnement de l'unité et on proposera des solutions aux problèmes liés au mauvais fonctionnement de cet échangeur qui seront rédigés dans les chapitres ultérieurs.

II. Généralités sur le condensat

II.1 Introduction

Le terme condensat s'applique de façon générale à une multitude de liquides pétroliers, de types différents.

En général, on appelle liquide de gaz naturel, tout mélange d'hydrocarbure composé de C₅ et plus et peut être considéré comme produit liquide obtenu par condensation à partir du gaz naturel. Dès lors, tout gaz naturel liquéfié plus lourd que le butane est appelé condensat.

II.2 Origine de condensat

Les produits pétroliers et gazeux sortent souvent des gisements sous forme de mélange liquide. Ces hydrocarbures sont collectés par des conduites et évacués vers un centre de traitement. La séparation du gaz est obtenue essentiellement par détente. Après le traitement on distingue deux types de gaz qui impliquent deux traitements différents.

II.2.1 Gaz humide

Il est riche en fractions condensables. Dans ce cas le traitement va combiner les techniques de séparation par détente et le fractionnement par distillation. Grâce à une série de détentes, on obtient un refroidissement du gaz jusqu'à moins 60° ce qui va permettre une récupération maximale d'hydrocarbures liquides tel que : les GPL et les condensats.

II.2.2 Gaz sec

Celui-ci se trouve pauvre en fractions condensables. Il est essentiellement constitué de méthane. Le traitement va donc consister à éliminer les éventuelles impuretés.

II.3 Usage du condensat

Etant donnée, le condensat est assimilé à un pétrole brut léger, il peut être utilisé comme charge de raffinage pour l'obtention des coupes pétrolières désirées, et comme matière première de la pétrochimie pour l'obtention de l'éthylène [10].

II.3.1 Utilisation en raffinage

Dans le raffinage, le condensat peut suivre une des deux alternatives suivantes :

- **La distillation**

Elle permet d'obtenir une gamme de produits légers, moyens et lourds. Les plus légers montent vers le haut de la colonne de distillation, tandis que les plus lourds se déposent en bas de la colonne. On obtient ainsi dans la colonne du haut en bas : GPL, naphta, kérosène, gasoil et fuel.

- **Le blending**

Dans le blending, le condensat a deux utilisations : soit alléger un pétrole brut lourd, soit reconstituer un pétrole brut.

- Dans le 1^{er} cas : le mélange de condensat avec un brut lourd entraînera la formulation d'un brut léger.
- Dans le 2^{ème} cas : le condensat mélangé avec un résidu lourd tel que le fuel permet d'obtenir un brut reconstitué, autrement dit "brut synthétique".

Enfin le condensat peut être utilisé pour la production des solvants, c'est-à-dire des essences spéciales.

II.3.2 Utilisation en pétrochimie [7].

La pétrochimie est une industrie lourde qui utilise comme matière première certaines coupes pétrolières comme le naphta sortant du raffinage du condensat à partir de procédé de vapocraquage.

Dans la 1^{ere} étape de cette industrie on obtient les produits de base tel que l'éthylène, le propylène, le Butadiène, les aromatiques ...etc.

A partir de chacun de ces produits de base, on fabrique selon des procédés très complexes un nombre infini de dérivés qui servent à la production des matières plastiques, caoutchoucs synthétiques, résines, solvants, détergents, engrais, colorants, encres, peintures, fibres, textiles synthétiques, revêtements divers, produits pharmaceutiques,...etc.

II.3.3 Utilisation comme fuel

Le condensat de par sa nature peu sulfureuse pourra aussi être utilisé comme fuel dans le cas où son prix serait très faible. La législation interdit l'usage d'un fuel de haute teneur en soufre.

II.4 Les différents types de condensat dans le monde

Pour des raisons de commodité logistiques, il est habituel que les condensats soient mélangés au pétrole brut extrait dans le voisinage du gisement de gaz naturel (ou de l'usine de traitement de gaz associé).

Ainsi, beaucoup de condensats produits en quantités limitées n'apparaissent jamais sur le marché.

On trouvera dans le tableau ci-dessous, une liste des condensats exportés couramment dans le monde avec leurs caractéristiques principales

Ainsi, les condensats ou essence naturelle, disponibles sur le marché, restent dans une fourchette de densité de 0,66 à 0,79 (soit 50-80°API). Les plus légers (0,66, soit environ 80°API) sont plutôt achetés par des pétrochimistes.

Le condensat qui est assez représentatif, est celui de Sleipner (57°API) produit dans l'offshore Norvégien, avec un spectre d'hydrocarbures bien plus léger que celui d'un pétrole brut. Il est constitué principalement de Naphta, pour plus des deux tiers, mais il y a aussi d'infimes quantités de Kérosène et de Gas-oil.

Tableau II.1: Les différents types de condensats

<i>Nom</i>	<i>Origine</i>	<i>°API</i>	<i>Densité</i>
Sleipner	Mer du nord	57	0,75
HassiR'mel	Algérie	68	0,709
Qatar	Moyen-Orient	68	0,709
Abu Dhabi	Moyen-Orient	54,8	0,76
Sharjah	Moyen-Orient	49,7	0,78
Dubaï	Moyen-Orient	50,3	0,78
Arun	Indonésie	54	0,763
Brunei	Brunei	65,1	0,72
Golf de Siam	Thaïlande	55,3	0,76
Karachaganak	Asie centrale	68	0,709
Kangan	Iran	60	0,738
Oso	Nigeria	48	0,788
North-West Shelf Australian	Australie	59	0,742

Source :Institut Français du Pétrole (IFP)

II.5 Le condensat algérien

Le condensat algérien se présente comme un mélange d'hydrocarbures dont le point final de distillation est voisin de 280°C, on peut donc le considérer comme un pétrole brut très léger, paraffinique, sa teneur en soufre est très basse, 40 à 50 fois moins sulfuré que le mélange Saharien.

Vu la bonne qualité de ce condensat, il constitue pour le raffineur un mélange d'excellente qualité, n'exigeant aucun prétraitement particulier. Un traitement classique de séparation par distillation permet l'obtention des : GPL, des essences, naphtha, kérosène, gasoil léger et gasoil lourd, de très bonnes qualités. Il peut être utilisé comme charge directe de vapocraquage, dont 53,9% du condensat algérien est utilisé pour le vapocraquage, il peut être aussi mélangé aux bruts pour améliorer son rendement en naphtha [7].

Le condensat algérien grâce à ses caractéristiques de haute qualité paraffinique peut être utilisé comme matière première en pétrochimie, mais le seul inconvénient est qu'il nécessite un perfectionnement avant l'utilisation comme matière première pour le cracker.

Le condensat algérien se distingue en deux qualités :

- Le condensat d'Arzew provenant de HassiR'mel, qui a une teneur élevée en paraffine, avec présence de mercure, il constitue une bonne charge pétrochimique.
- Le condensat de Skikda provenant d'Alrar, Rhourde Nousse et Hamra, est un condensat coloré (présence des iso-paraffines), car il est altéré par des traces de brut. Ce condensat est moins apprécié par les pétrochimistes.

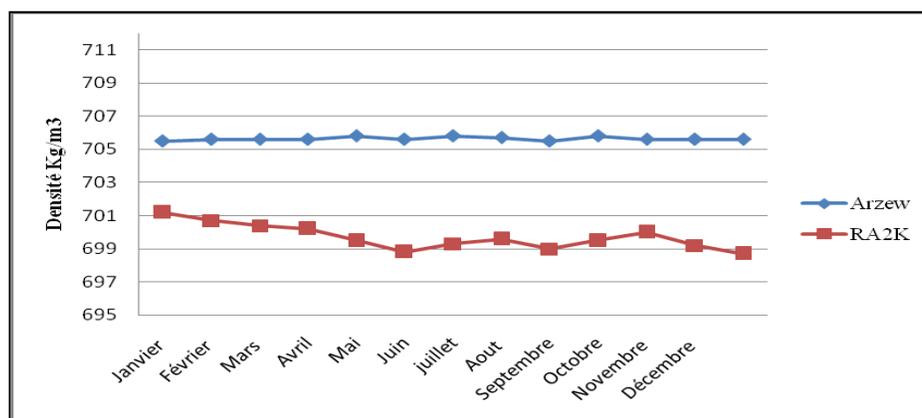
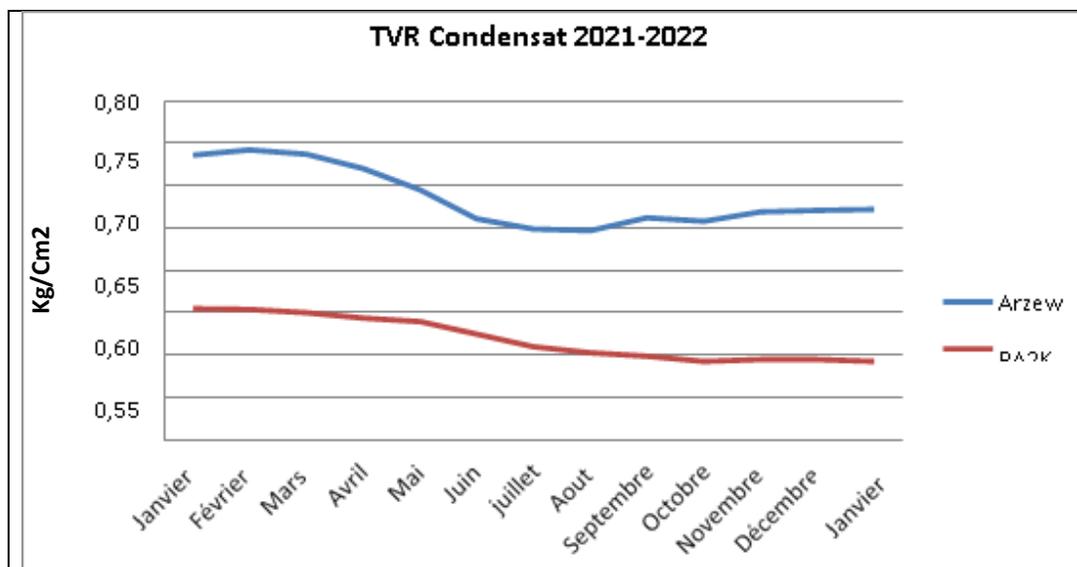


Figure II.1 : Variation de la densité du condensat 2021[7].



FigureII.2 : Variation de la TVR du condensat 2021-2022 [7].

II.6 Valorisation du condensat algérien

II.6.1 Historique du condensat algérien[7].

Les condensats firent leur apparition sur le marché international entre les deux chocs pétroliers en 1973 et 1979. Avant ; le condensat algérien était un produit fatal, qui n'a pas d'usage bien spécifié, mais réinjecté, ou utilisé pour le blending, ou directement torché. A l'époque, le prix du condensat était lié au prix de brut, qu'était à son tour fixé d'une manière unilatérale par l'OPEP.

Ce n'est qu'au début de la décennie 70 que le condensat algérien a commencé à être commercialisé par Sonatrach en quantités négligeables.

- **Décennie 70** : Dans un contexte caractérisé par l'utilisation maximale des capacités de distillation, le prix du condensat algérien, issu exclusivement de Hassi R'mel, était basé sur le prix officiel du pétrole brut auquel s'ajoutait une prime négociée liée à son usage dans le raffinage.
- **Décennie 80** : Le condensat fut introduit comme charge dans la pétrochimie. Son utilisation dans le domaine de raffinage est limitée par la pénalité dite °API. (nécessité de réduire le taux de marche dans des unités conçues pour traiter une qualité plus lourde).

- **Décennie 90** : la solution qui consistait à injecter une partie du condensat produit dans le brut, se révèle problématique, du fait :
 - De la qualité très légère des deux composants entraînant des problèmes techniques de traitement ;
 - Des quantités injectées aggravant le respect des quotas d'OPEP.

Actuellement, le marché de condensat est orienté principalement vers le secteur de la pétrochimie. Son prix est souvent déterminé par la compétition avec le naphta. Il est utilisé dans ce secteur comme charge directe lorsque les installations sont en mesure de le traiter.

II.6.2 Réseau de transport

L'activité de transport des hydrocarbures liquides et gazeux constitue un élément essentiel et stratégique de la politique énergétique. Les coûts de transport jouent un rôle très important dans la détermination du commerce de condensat. Ce dernier qui doit arriver dans les régions consommatrices avec des prix bas pour qu'il soit compétitif surtout en comparaison avec les charges alternatives qui peuvent arriver sur la même région.

En Algérie, il existe des oléoducs consacrés au condensat et d'autres pour le pétrole brut et condensat, on distingue :

- **NH1** (8") : cette conduite relie Hassi R'mel à Haoud El Hamra sur une longueur de 306 Km, avec un débit annuel de 0,7 MT. Ayant pour objet le transport de condensat produit par le champ de Hassi R'mel sur HEH avant son expédition vers le terminal de Bejaia.
- **NH2** (30") : ce pipeline dédié au transport de condensat relie Ohanet et HEH sur une longueur de 581 Km. La capacité de l'ouvrage est de l'ordre de 7,9 MT /an.

L'ouvrage est relié par une ligne aérienne de diamètre de 24 pouces au pipeline OB1, puis à Alrar par une conduite de 10 pouces pour permettre de transporter le condensat d'Alrar.

- **OB1** (24") : il relie HEH au terminal de Bejaia sur une longueur de 600 Km. Ce pipeline conçu pour le transport de condensat /brut est équipé de quatre stations de pompage principales et quatre satellites (booster), de capacité nominale de 17 MT /an.

- **NZ1** (28") : il relie le gisement de condensat de Hassi R'mel au terminal d'Arzew sur une longueur de 506 Km. Cet oléoduc est équipé de trois stations de pompage. Il est conçu pour le transport de brut /condensat à un débit annuel 16 MT.
- **LNZ1** (12/16") : cet oléoduc relie HEH à Arzew sur une longueur de 801 Km. La partie 12 pouces de LNZ1 est utilisée exclusivement pour le transport de GPL de HEH vers Hassi R'mel, où après mélange de condensat, le tout est expédié par la partie 16 pouces vers les unités de séparation d'Arzew [7].
- **NK1** (34") Cet oléoduc relie Haoud El Hamra à Biskra à Skikda d'une longueur de 654.5 Km et d'une capacité de 11.4 MT/an, est destiné à assurer l'alimentation du topping de condensat de Skikda [7].

En résumé, le condensat coloré produit à partir de HEH et Alrar est acheminé vers le centre de collecte HEH, et de là vers le port de Bejaia, et le condensat clair produit à HassiR'mel est acheminé vers le port d'Arzew.

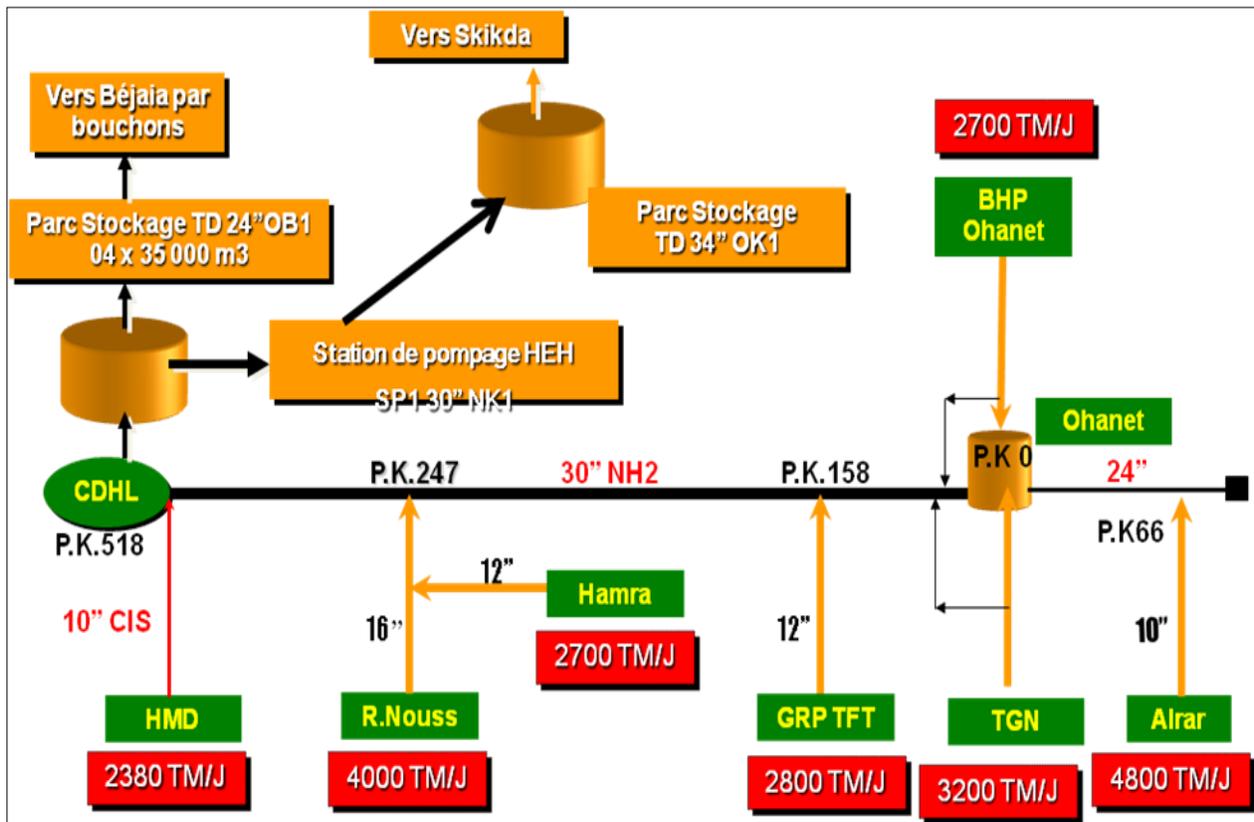


Figure II.3 : Schéma synoptique de la chaîne condensat Alrar/Haoud El-Hamra.

II.7. Principaux produits issus de condensat algérien

II.7.1. Le naphta

II.7.1.1. Définition du naphta

Les naphthas sont des fractions légères obtenues directement à partir de la colonne de distillation atmosphérique. Ces coupes sont destinées aux unités de fabrication des essences pour améliorer la qualité ou à l'industrie pétrochimique.

Généralement les naphthas commerciaux sont classés parmi les produits non énergétiques. Les températures de séparation entre les différentes coupes des naphthas peuvent être modifiées de manière à ajuster les productions de ces différentes coupes aux besoins de la raffinerie et du marché.

Donc, on distingue deux types de naphta : « naphta léger » et « naphta lourd ».

II.7.1.2. Différents types de naphta

- Naphta léger

Le naphta léger ou « essence légère » a une température d'ébullition 80°- 90°, il est riche en paraffine linéaires (normales paraffines C_5 , C_6). Sa masse volumique dépend de la constitution chimique et de la température d'ébullition « point de coupe ». Cependant, son indice d'octane est faible (IOR de l'ordre de 60).

Le naphta léger peut être utilisé comme charge pétrochimique pour la production de (propylène,...). Ce type de naphta est très riche en paraffines.

Il est possible d'accroître cet indice dans une unité d'isomérisation qui va modifier la structure des molécules et transformer les paraffines linéaires en iso-paraffines.

- Naphta lourd

Il est appelé aussi « essence lourde » caractérisé par une température d'ébullition entre 145° C – 175°C, rassemble les molécules de 6 à 10 atomes de carbone.

Il a un indice d'octane très faible, mais il est indispensable pour la fabrication des essences commerciales. Il peut être utilisé comme charge dans une unité de reforming catalytique afin

d'obtenir un « reformat » de haut indice d'octane.

- Naphta et charges pétrochimiques

La pétrochimie utilise le naphta pour la fabrication des oléfines (éthylène, propylène,..) et les aromatique (benzène, toluène, xylène).

Les oléfines sont obtenues dans des installations de vapocraquage à partir de charges paraffiniques.

Les aromatiques sont obtenus par extraction de reformat lui-même résultant de la transformation d'un naphta lourd dans une unité de reformage catalytique.

II.7.2. Gasoil

II.7.2.1. Définition du gasoil

Le nom de gasoil s'applique à un produit de distillation directe, de densité de 0,82 à 0,89. Le gasoil Algérien a une densité de 0,82 à 0,84. Dont le point initial est de 220 °C.

La définition chimique le spécifie comme un hydrocarbure paraffinique, de couleur jaune pâle pour le gasoil moteur, et rouge pour le fuel domestique.

Le gasoil provient essentiellement de la distillation atmosphérique de pétrole brut mais il peut être obtenu par d'autres procédés à savoir :

- La distillation sous vide ;
- Le craquage des fuels et des bruts lourds ;
- l'opération d'hydrotraitement qui vient juste après la distillation sous vide.

Les produits obtenus dans ces procédés de raffinage, sont différents entre eux de point de vue qualité.

II.7.2.2. Usages du gasoil

Le gasoil est destiné à l'alimentation des moteurs diesels routiers ou non routiers. Ce carburant est utilisé dans le secteur de raffinage comme base pour l'amélioration de la qualité de certains produits (kérosène, ...). Pour l'industrie de la pétrochimie, il est utilisé pour la fabrication des oléfines.

L'usage de gasoil est généralement modulé avec celui du naphta, à long terme. Son usage comme charge est prévu d'augmenter en raison de la diminution de l'offre de naphta.

II.7.3. Le kérosène

II.7.3.1. Définition

Le kérosène est un hydrocarbure liquide issu directement de la distillation des bruts, c'est la coupe (ou fraction) pétrolière intermédiaire entre l'essence et le gasoil, composé en majorité d'hydrocarbures avec 10 à 14 atomes de carbone.

Cette coupe est obtenue dans l'intervalle de volatilité délimité par une température initiale d'ébullition de 140 à 180 °C et une température finale d'ébullition de 220 à 240 °C.

Le kérosène peut aussi être produit par le procédé d'hydrocraquage.

Selon la nature de brut traité, le rendement en kérosène peut varier entre 5 et 25 %.

Le kérosène issu directement de distillation est souvent non commercialisable, vu qu'il n'est pas conforme aux spécifications qualitatives exigées par les utilisateurs. Un traitement supplémentaire est souvent nécessaire.

II.7.3.2. Utilisation

Jusqu'au début de 20^{ème} siècle l'éclairage (domestique, routier, ...) et la signalisation (chemins de fer) était les principales utilisations du kérosène, qui était commercialisé sous le nom de « pétrole lampant ». Ces utilisations subsistent toujours dans certains pays en développement dans des zones où l'électricité n'est pas disponible.

Le kérosène est aussi utilisé dans le chauffage domestique en Asie, et à un degré moindre en Amérique de sud, et dans certaines régions de l'Europe (Portugal, Angleterre, ...).

Dans les raffineries, le kérosène est souvent utilisé comme diluant pour l'amélioration de la qualité des gasoils (propriété de froid et teneur en soufre).

Néanmoins, l'utilisation la plus valorisante du kérosène réside dans l'aviation, où il est utilisé, après traitement, comme carburant pour les réacteurs des avions.

Le produit utilisé dans l'aviation est appelé "Jet fuel". L'appellation "Kérosène" est réservée au produit utilisé dans le chauffage.

En raison du faible volume de production et de commercialisation des deux produits (jet fuel et kérosène), comparativement aux autres combustibles (essence, gasoil, ...), les raffineurs produisent généralement une qualité de produit “standard” répondant aux spécifications requises aussi bien pour le chauffage que pour l’aviation.

Les différents marchés pétroliers considèrent une seule cotation pour les deux produits sous l’appellation jet/kéro. Le jet fuel est vendu à une prime par rapport à cette cotation.

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons abordé les différents types de condensat ainsi que ses différents usages et les différents produits tirés à partir du condensat algérien au niveau du complexe RA2K.

Introduction

Les processus les plus couramment rencontrés dans l'industrie pétrochimique font intervenir l'échange de chaleur entre deux fluides. L'apport de calories nécessaires au procédé mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à échange ou d'un échangeur de chaleur direct dans lequel les calories sont transmises par le mécanisme de conduction et de convection au fluide à réchauffer qui circule dans un faisceau de tubes d'où le nom de l'échangeur à faisceau tubulaire. C'est le cas des condenseurs et évaporateurs, ou l'un des fluides subit un changement de phase.

Nous nous intéresserons aux échangeurs à fluides séparés, précisément aux échangeurs tubulaires du fait de leur emploi quasi fréquent.

Ce type d'échangeurs est le plus répandu dans l'industrie raffinage et pétrochimique.

Dans ce chapitre, nous allons aborder l'échange de chaleur et le phénomène d'encrassement dans un échangeur thermique, le principe de fonctionnement des différents échangeurs de chaleur. Nous détaillerons ensuite, le phénomène de l'encrassement et ses différents aspects indésirables, nous amènera à l'importance de la détection d'encrassement dans les échangeurs de chaleur. Le calcul thermique de l'échangeur y sera ensuite exposé.

1. Généralités sur l'échangeur de chaleur

1.1. Le principe de fonctionnement

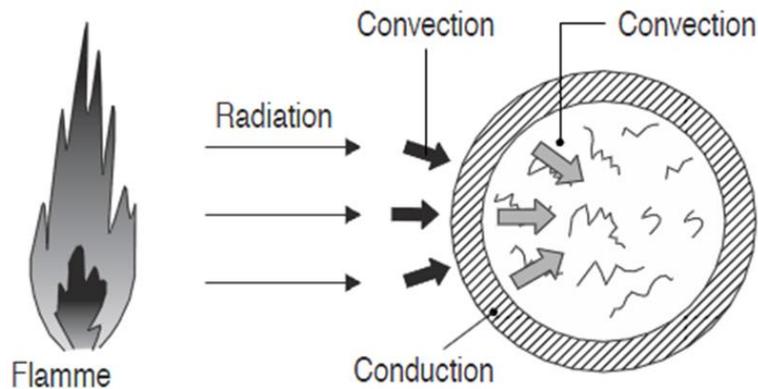
Un échangeur de chaleur est un dispositif permettant la récupération de l'énergie thermique d'un fluide par un autre. Le flux thermique traverse la paroi de séparation des différents fluides. En effet, la chaleur peut être caractérisée comme un transfert d'énergie d'un système à un autre dû à une différence de température. Selon la deuxième loi de la thermodynamique, ce transfert d'énergie s'effectue de la température la plus importante vers la plus faible. Il s'arrête donc lorsque les deux milieux sont de températures identiques.

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

- **La conduction** : est un mode de transfert de chaleur dû à une différence de température entre deux milieux en contact. A l'inverse de la convection il s'effectue sans déplacement global de matière. C'est le transfert d'énergie des particules les plus énergétiques aux particules les moins énergétiques qui leur sont adjacentes. La conduction peut s'effectuer dans les solides, les liquides ou les gaz. La grandeur physique caractérisant le comportement des matériaux lors de ce phénomène est la

conductivité thermique. Dans les échangeurs thermiques, la conduction apparaît principalement dans la paroi séparant les deux fluides. Cette paroi est généralement métallique et de faible épaisseur, elle a donc une résistance thermique faible.

- **La convection** : s'effectue par un déplacement de matière dans le milieu. C'est le transfert d'énergie entre une surface solide et un liquide ou un gaz adjacent. C'est le mode le plus important pour les échangeurs de chaleur mais aussi le plus difficile à estimer, il dépend du type de fluide, des vitesses et du type de l'échangeur.
- **Le rayonnement** est un transfert d'énergie sous forme d'ondes électromagnétiques résultant des changements dans les configurations électroniques des atomes ou des molécules.



Source : IFP training

Figure III.1 transmission de chaleur par rayonnement dans un four tubulaire

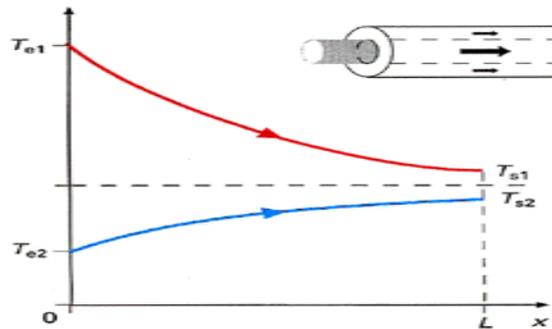
Le fait d'avoir une paroi qui sépare les fluides permet à ceux-ci de ne pas se mélanger et, ainsi, l'un des fluides pourra, suivant l'application, subir un changement d'état (condensation, vaporisation, ébullition).

Les échangeurs permettent aussi de réchauffer ou refroidir un liquide ou un gaz lorsque cette opération ne peut s'effectuer directement (par exemple : l'eau d'un circuit de refroidissement d'une centrale nucléaire).

1.2. Le mode de circulation des fluides :

On peut classifier les échangeurs thermiques selon le sens de l'écoulement des fluides. On distingue alors les échangeurs :

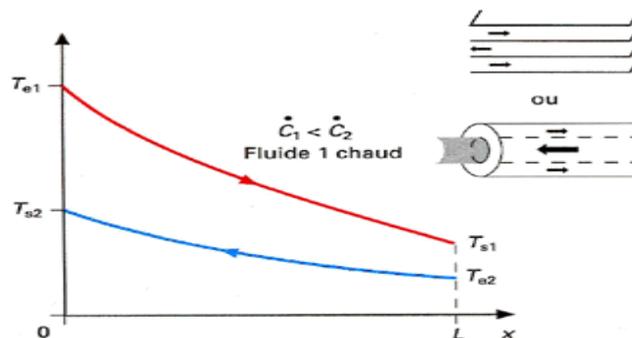
- À **Co-courants (courants parallèles)** : les deux fluides circulent parallèlement et vont dans le même sens.



Source: IFP training – IAP Hassi

Figure III.2 Ecoulement Co-courants dans un échangeur tubulaire

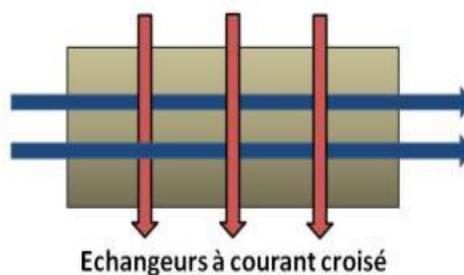
- À **Contre-courants** : les deux fluides circulent parallèlement mais vont dans le sens opposé.



Source: IFP training – IAP Hassi

Figure III.3 Ecoulement Contre-courants dans un échangeur tubulaire

- À **Courants croisés** : les deux fluides circulent perpendiculairement.



Source: IFP training – IAP Hassi

Figure III.4 Ecoulement Courants croisés dans un échangeur

- À **tête d'épingle** : un des fluides fait demi-tour dans un conduit plus large tandis que le deuxième le traverse. On peut considérer que cela correspond à un courant parallèle sur une moitié de la distance de l'échangeur et sur l'autre moitié à un contre-courant.

- À **contact direct ou à mélange** : les deux fluides sont mis en contact, (tour de refroidissement, par exemple).

1.3. Différents types d'échangeur de chaleur :

1.3.1. 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[3].

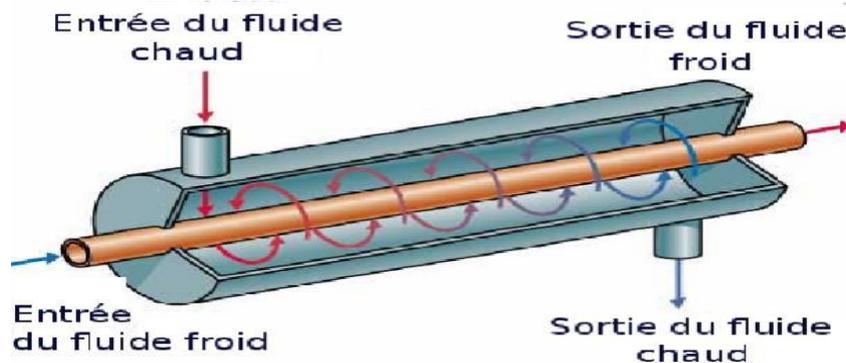
A. Échangeur monotube : Dans le quelle tube est placé à l'intérieur d'un réservoir généralement la forme d'un serpentín comme montré à la figure au-dessous.



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.5 :Échangeur monotube en serpentín

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[3].



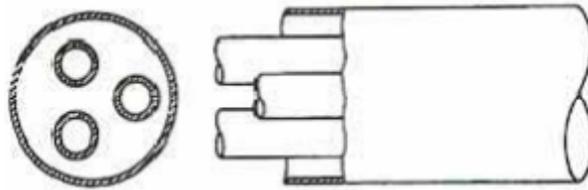
Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.6 : Échangeur coaxial[3].

1.3.2. 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 [3].

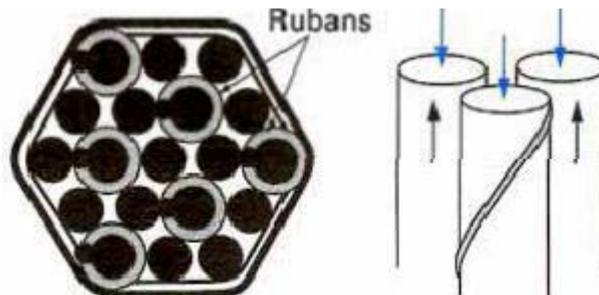


Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.7 : Échangeur à tube séparé [3].

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 [3].



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.8 : Échangeur à tube rapproché [3].

1.3.3. Echangeur à tube et calandre :

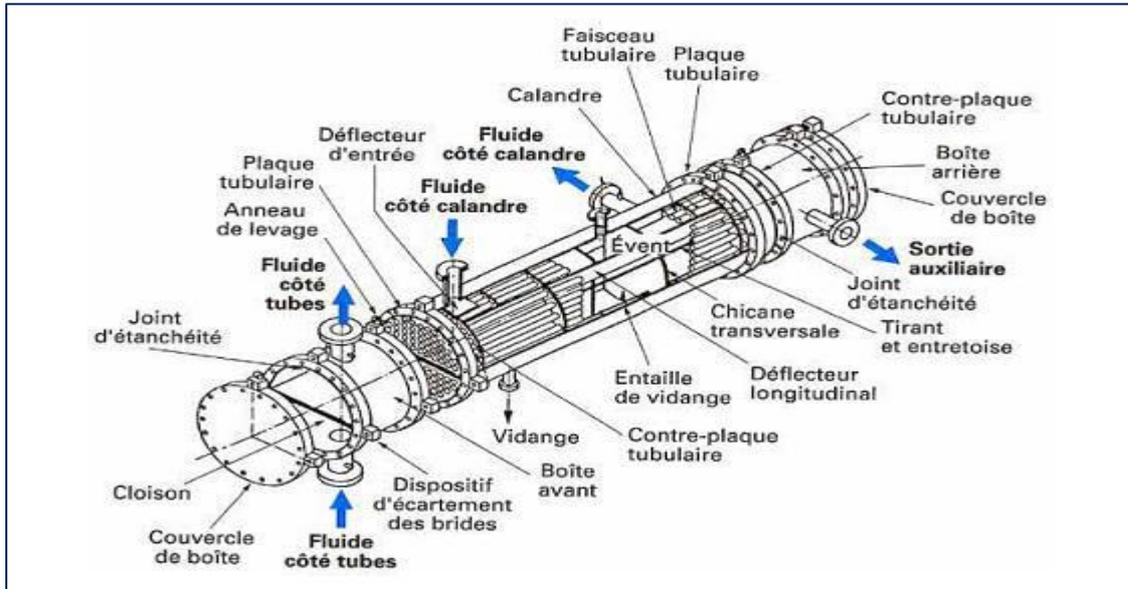
Il est constitué des éléments suivants :

- **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 [11].

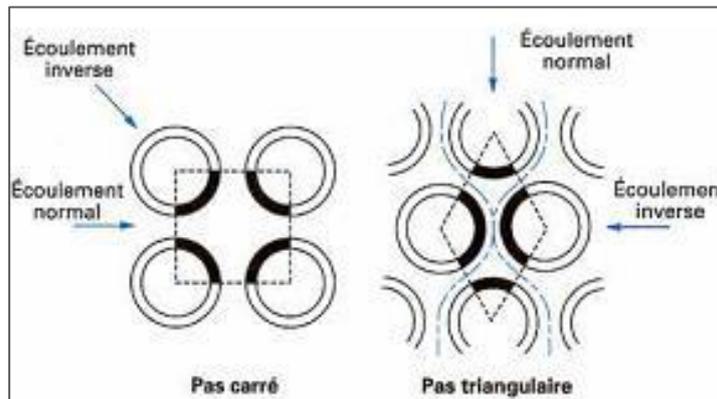
L'essentiel des différences concerne :

- ✓ 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.



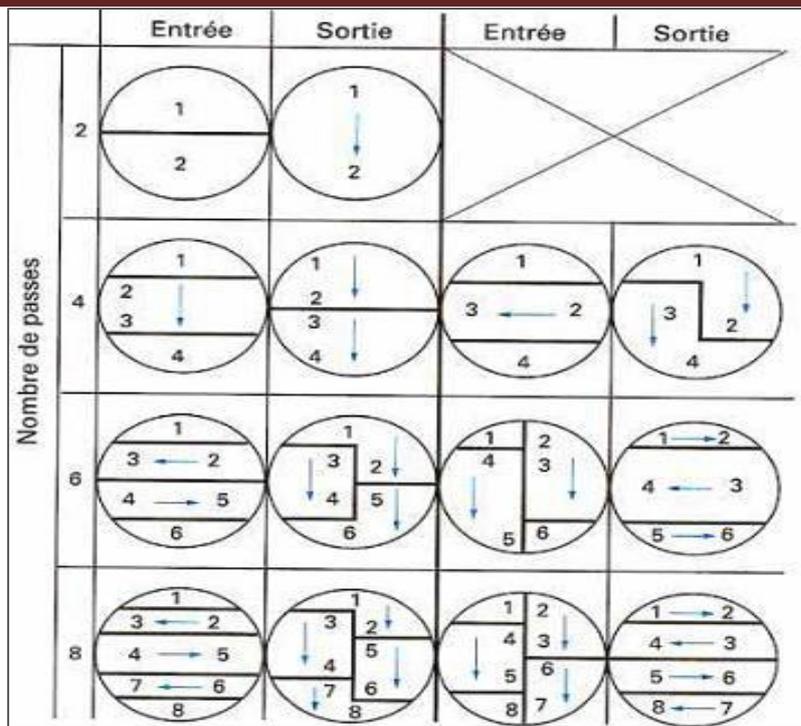
Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.9 : Divers constituants d'un échangeur TEMA type AEL [6].



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.10 : Pas des tubes [6].



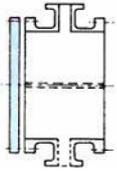
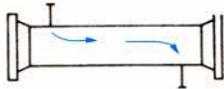
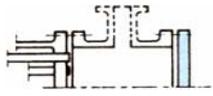
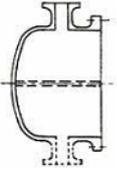
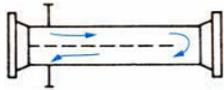
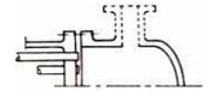
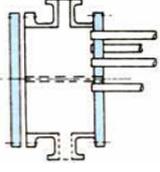
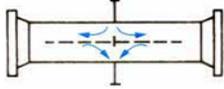
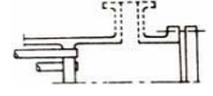
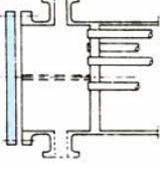
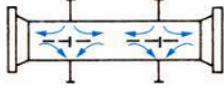
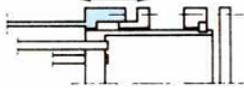
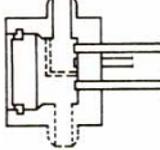
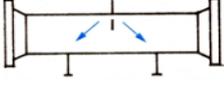
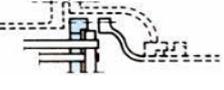
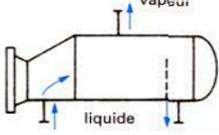
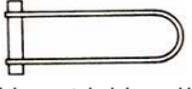
Source : Cours - INSA
Toulouse

Figure III.11 : 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 [2].

Tableau III.1 Désignations TEMA pour les échangeurs

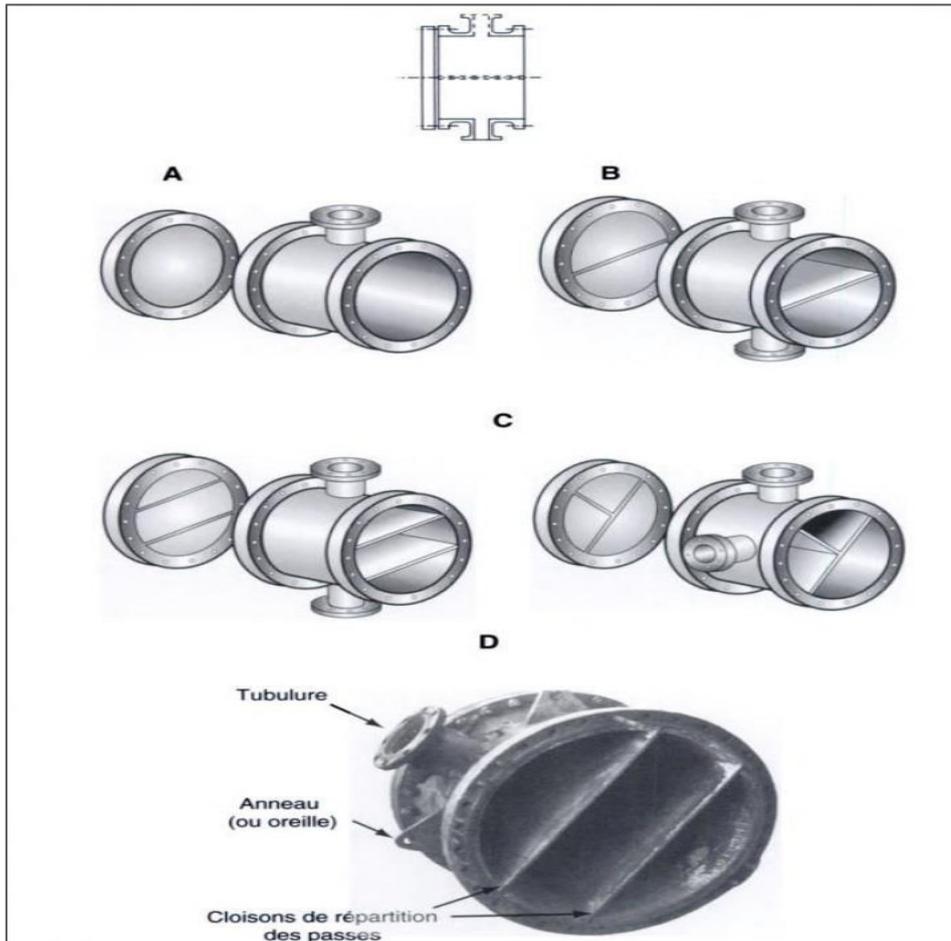
Extrémité avant (types de boîtes fixes)		Types de calandres		Extrémité arrière (types de boîtes)	
A	 Boîte avec couvercle démontable	E	 Simple passe	L	 Plaque tubulaire formant bride de calandre, avec boîte type A
B	 Boîte à fond bombé monobloc	F	 Deux passes avec chicane longitudinale	M	 Plaque tubulaire formant bride de calandre, avec boîte type B
C	 Couvercle et faisceau tubulaire démontables	G	 Circuit divisé par chicane longitudinale	N	 Plaque tubulaire soudée à l'intérieur de la calandre, avec boîte type C
	 Plaque fixe et couvercle démontable	H	 Double circuit divisé par chicanes longitudinales	P	 Tête glissante extérieure avec presse garniture
D	 Boîte spéciale pour haute pression	J	 Circuit divisé par chicanes transversales	S	 Tête flottante à contre-bride
		K	 Rebouilleur type Kettle	T	 Tête flottante à passage libre
				U	 Faisceau tubulaire en U
				W	 Tête glissante intérieure avec presse-étoupe à détecteur de fuite

Source : Cours - INSA Toulouse

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.



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.12: A. une passe coté tube, B. deux passes coté tube, C. Quatre passes côté tube, D. chambre de distribution à 4 passes

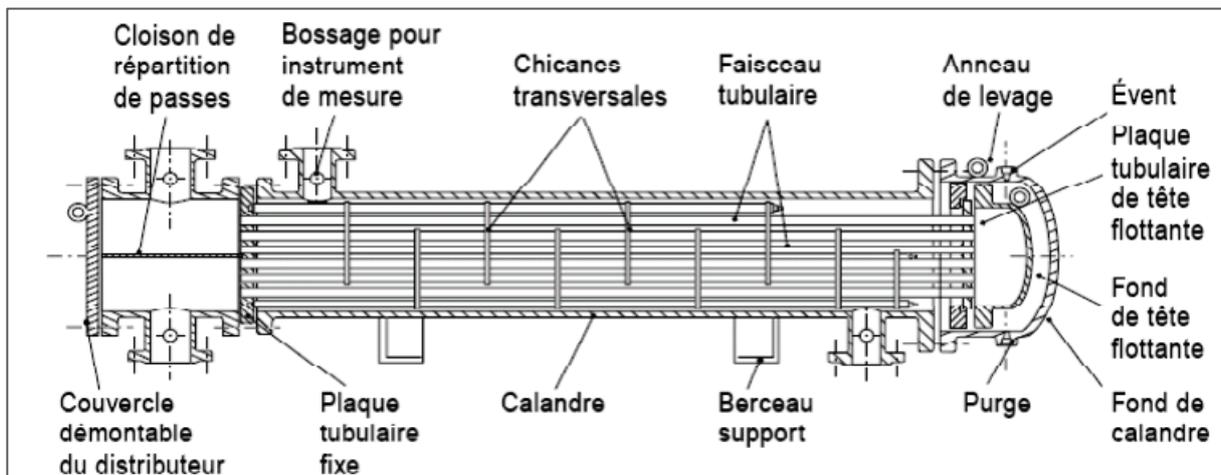
Ainsi, les échangeurs à faisceau et calandre utilisés dans l'industrie pétrolière sont désignés succinctement en précisant les dimensions principales et le type, repéré par 3 lettres caractéristiques des éléments constitutifs. Exemple : 60-240-AES

- ✓ Le diamètre nominal de la calandre : diamètre intérieur exprimé en Inches (ou une autre unité de longueur) ;
- ✓ 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[3].

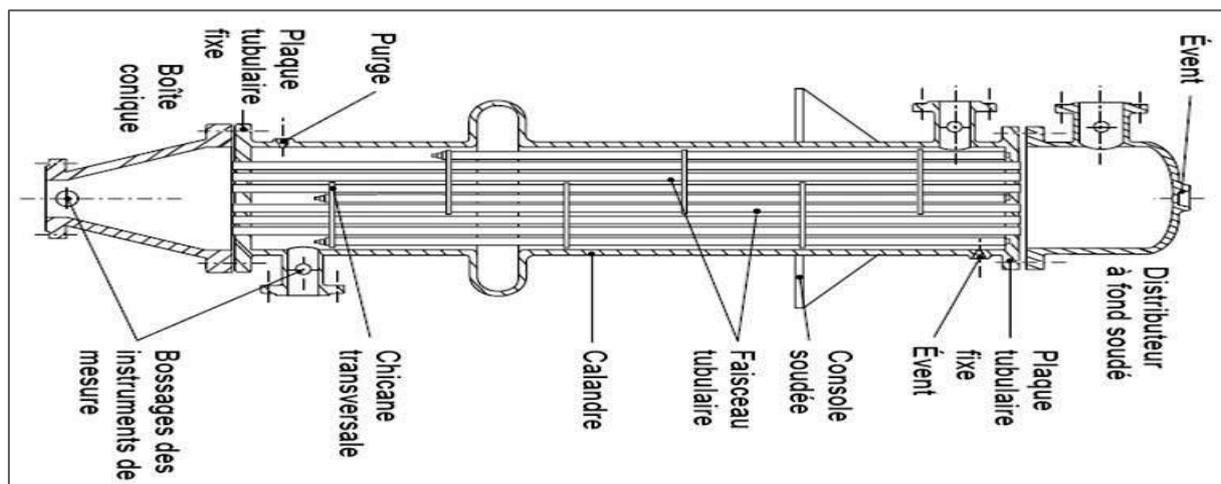


Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.13:Échangeur à tête flottante[4].

B. Echangeur à plaque tubulaires fixes

Dans ce cas, les plaques tubulaires peuvent être directement soudées sur la calandre [4].

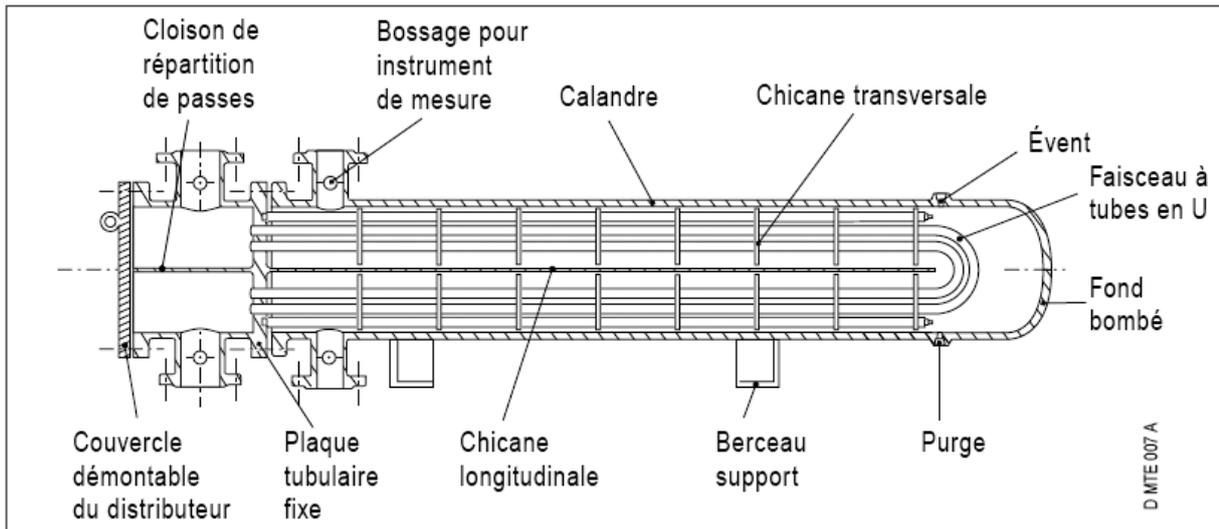


Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.14:Échangeur à plaque tubulaire fixe [4].

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 [4].



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.15:Échangeur à tube en U [4].

1.3.4.Échangeurs à surface primaire

Les échangeurs à surface primaires ont constitués 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[3].



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.16.Géométries des plaques d'échangeurs à surface primaire[3]

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[3].



Source : Cours - INSA Toulouse

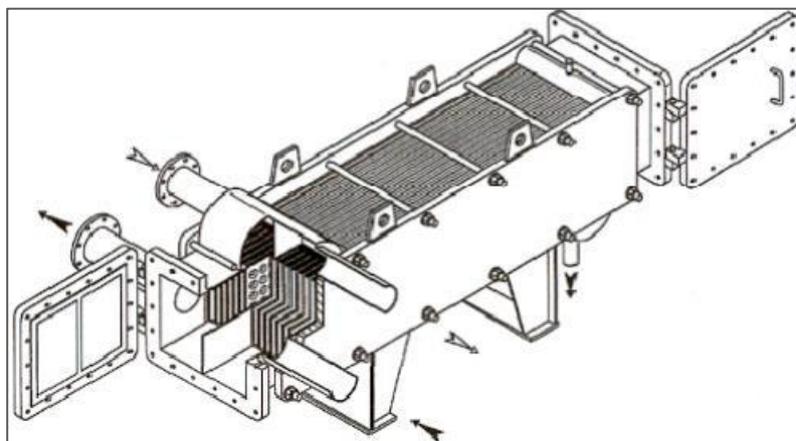
Figure III.17.Échangeur à plaque et joint [3].

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 :[4].

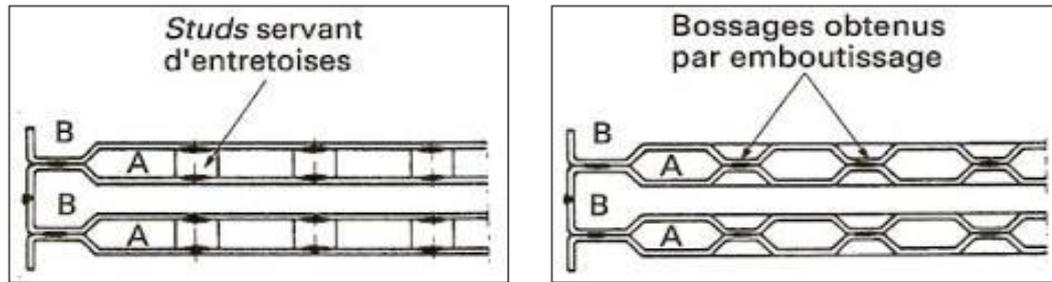
- Echangeur platulaire

Il est constitué d'un assemblage de tôles planes embouties. Il existe différents types d'appareils: les uns sont composés de chambres planes munies de tabulateurs, les autres constitués de picots emboutis et soudés[3].



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.18.Échangeur platulaire

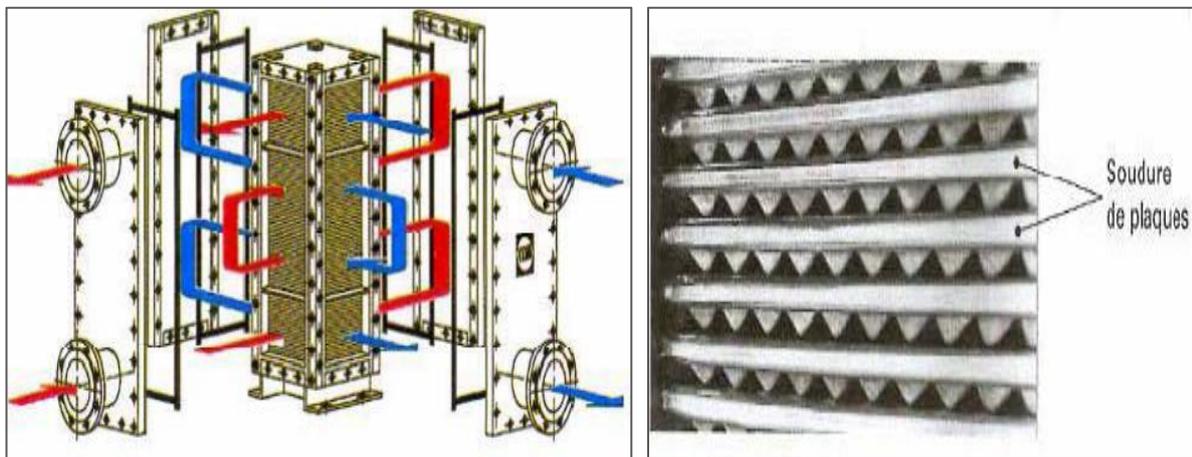


Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.19. Schéma des canaux

- Échangeur Compabloc

Il est constitué d'un assemblage de plaques corruguées identiques à celles utilisées dans les échangeurs à plaques et joints; la circulation des fluides est à courants croisés [3].



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.20. Échangeur Compabloc et l'empilement des plaques

-Échangeur Pack inox

C'est un échangeur à plaques soudées de grandes dimensions. Le faisceau est constitué d'un empilement de plaques formées par explosion et insérées dans une calandre pouvant atteindre une longueur de plus de 10 m. Cet échangeur peut fonctionner jusqu'à des températures de l'ordre de 600°C et des pressions de 50 bar[3].

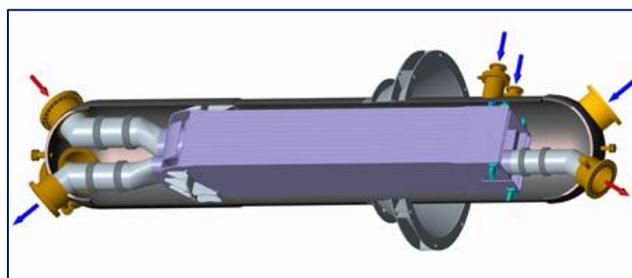


Figure III.21:

Échangeur inox[3].

Échangeur lamellaire

C'est une variante de l'échangeur de type tubes et calandre, dans le quelle faisceau est constitué de tube sous forme des lamelles. Ces lamelles sont réalisées à l'aide de deux plaques formées et soudées ensemble et constituant un canal dans le quel circule l'un des fluides. Chaque lamelle peut contenir un élément interne (tabulateur) qui permet d'obtenir une meilleure tenue à la pression et un meilleur échange thermique[3].

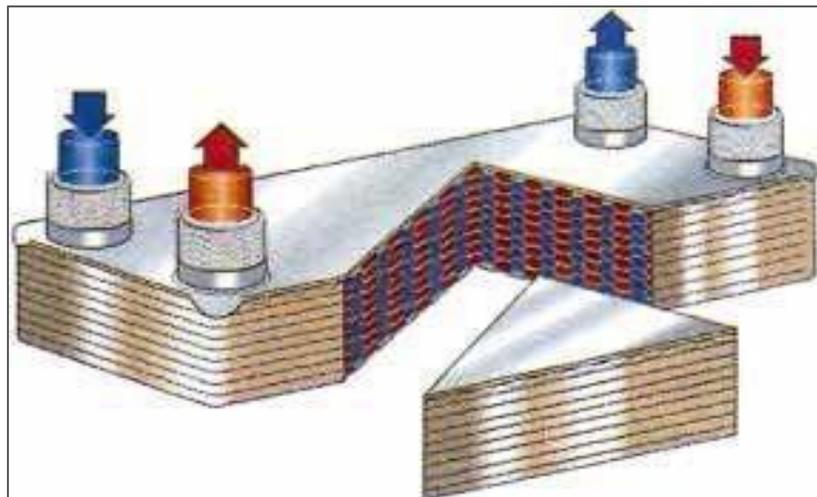


Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.22:Échangeur lamellaire[3].

- Échangeur brasé

C'est une variante de l'échangeur plaques et joints conventionnels, car sa surface d'échange est constituée d'une série de plaques métalliques à cannelures inclinées[3].

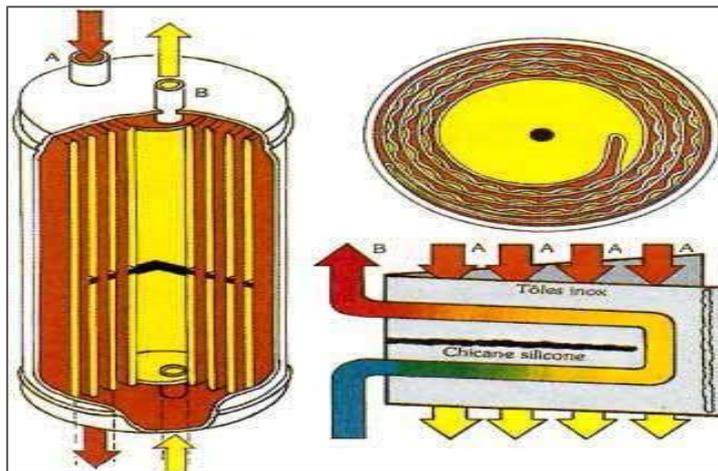


Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.23: Échangeur brasé [3].

-Échangeur à spirale

Il est constitué de deux rubans de tôle gaufrée, enroulés et maintenus parallèles. La distance entre les surfaces d'échange des deux canaux est maintenue constante par des taquets soudés sur les plaques. La circulation des fluides est du type monocanal à courants parallèles ou croisés. Cet échangeur peut fonctionner jusqu'à des pressions de l'ordre de 25 bar et des températures de l'ordre de 300°C [3].



Source : Cours - INSA Toulouse

Figure III.24: Échangeur à spirale [3].

1.4. Paramètres de fonctionnement d'un échangeur

- **La surface d'échange** : plus la surface de contact entre les deux fluides est importante, plus l'échange de chaleur sera important.
- **Le régime d'écoulement des fluides** : La convection est d'autant plus importante et l'échange intensifié que le régime d'écoulement des fluides est turbulent.
- **Le matériau de la paroi** : Suivant leur nature chimique, les matériaux permettent plus ou moins facilement le passage de la chaleur par conduction. Par exemple les métaux sont de très bons conducteurs alors que le calcaire est plus isolant. Un encrassement de l'échangeur avec un dépôt plus ou moins important de salissure peut entrainer une conduction moins efficace. On retiendra deux types de paroi:
 - *Les échangeurs métalliques en acier, cuivre, aluminium ou matériaux spéciaux: superalliages, métaux ou alliages réfractaires;
 - *Les échangeurs non métalliques en plastique, céramique, graphite, verre, etc.[3]
- **L'épaisseur la paroi** : Plus la paroi est fine, plus l'échange de chaleur est important.

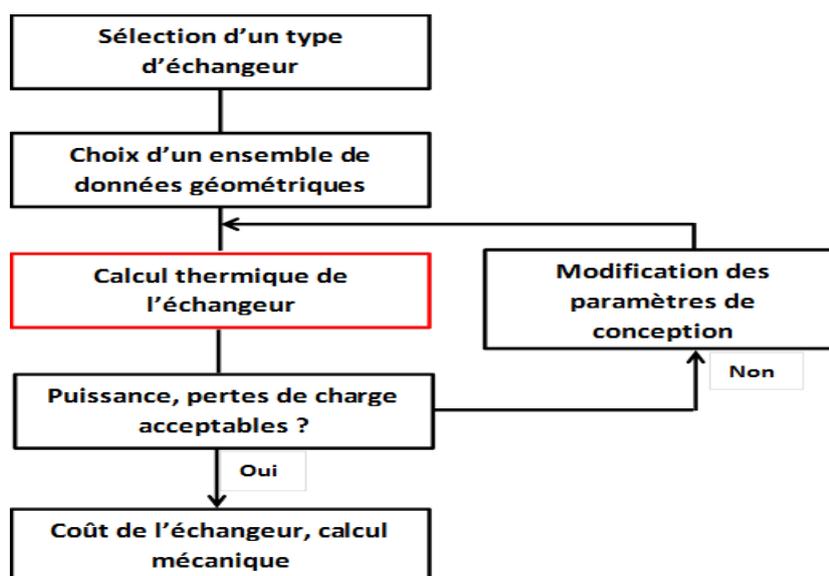
1.5. Caractérisation d'un échangeur

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

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

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

- les appareils a faisceaux tubulaires à une passe sont utilisés en qu'un d'un grand débit du courant qui est dirigé à l'intérieur. Des tubes aussi que pour condenser les vapeurs des produits organiques.
- les appareils à faisceau tubulaires à plusieurs passes sont utilisés pour effectuer l'échange de chaleur entre deux liquides, aussi entre un liquide et vapeur qui se condense dans le dernier cas le liquide est dirigé à l'intérieur des tubes et la vapeur extérieurs des tubes.



Source : cours IAP Boumerdès

Figure III.25 Méthode de conception d'un échangeur

1.5.2 Exigences de sélections

Les échangeurs de chaleur doivent remplir les conditions suivantes [8] :

1. Grande efficacité thermique ;
2. Perte de charge aussi faible que possible ;
3. Fiabilité et espérance de vie ;
4. Produit de haute qualité et un fonctionnement sûr ;
5. Compatibilité des matériaux avec les fluides de fonctionnement ;
6. Format pratique, facile pour l'installation, l'utilisation fiable ;
7. Facilité d'entretien et de réparation ;
8. Léger mais robuste dans la construction pour résister aux pressions opérationnelles ;
9. Simplicité de fabrication ;
10. Faible coût.

1.5.3 Calcul thermique de l'échangeur

A. Méthode DTLM (Différence de température logarithmique moyenne)

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

L'objectif consiste à déterminer :

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

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

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

Avec :

U : coefficient d'échange global ;

T_1 et T_2 : Températures des fluides

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

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

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 [5].

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

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

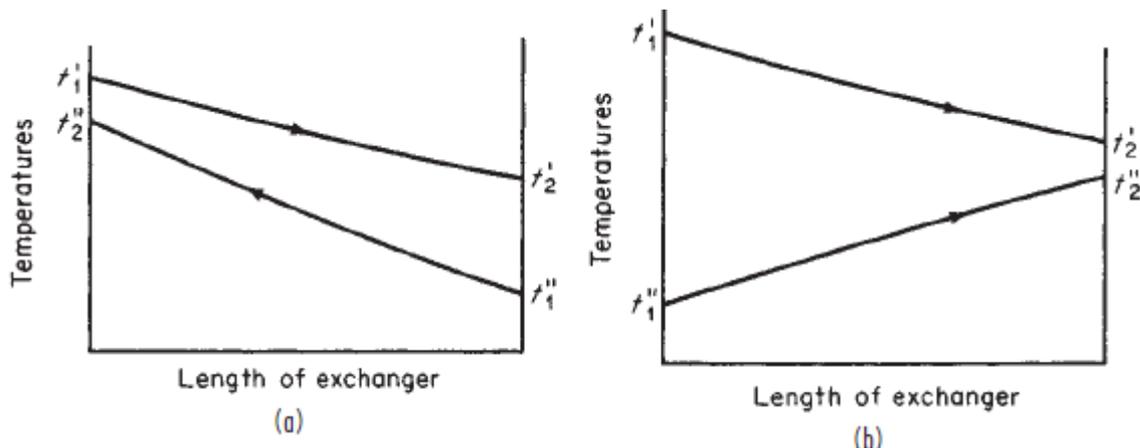
La surface s'obtient par la relation :

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

Puissance échangée :

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

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



Source : Cours IAP Skikda

Figure III.26: Variations des températures à co-courant(a) et à contre-courant(b).

B. Méthode de NUT (Nombre d'unités de transfert)

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

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

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

Il existe une relation entre NUT et l'efficacité E

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

Echangeur Co-courant :

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

Echangeur Contre-courant :

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

Avec :

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

C. Méthode de Kern :

C'est la méthode permettant de dimensionner les échangeurs de chaleur tubulaire ce qui est l'objectif de notre étude.

Comme hypothèses de calcul, on considère que :

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

1. Bilan thermique

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

2. 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 :

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

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

3. Calcul du nombre de passes côté calandre n_c

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

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

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

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

4. 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 du **tableau III**.

* Estimation de la surface d'échange A'

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

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

* Estimation du nombre de tubes par calandre $N'_t = A'/a \cdot n_c$

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

* Calcul du nombre de passes côté tubes

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

5. Choix des fluides à l'intérieur du faisceau et dans la calandre

6. Calcul du coefficient d'échange global de l'appareil U_s

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

7. 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: $F_c = 0,5$

8. Calcul du coefficient de transfert propre U_p

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

A/ Coefficient de transfert côté tubes (h_{io})

Pour calculer le nombre de Reynolds :

*Section de passage par passeau:

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

*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

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

*Coefficient de transfert de chaleur

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

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

B/ Coefficient de transfert côté calandre (h_o)

*Section de passage par calandre a_{cT}

Pas normal carré ou triangulaire

$$a_{cT} = \frac{D_C}{P} \times (P - d_o) \times B$$

Pas carré inversé

$$a_{cT} = \sqrt{2} \times \frac{D_C}{P} \times (P - d_o) \times B$$

*Diamètre équivalent :

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

Pas carré :

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

Pas triangulaire :

$$D_e = 3,464 \times \frac{p^2}{\pi \times d_o} - d_o$$

*Vitesse massique :

$$G_{cT} = \frac{M}{a_{cT}}$$

*Nombre de Reynolds :

$$Re_{cT} = \frac{D_e \times G_{cT}}{\mu'}$$

*Facteur de correction de la viscosité

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

*Facteur de Colburn :

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

*Coefficient de transfert de chaleur :

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

C/ Température du tube (T_t)

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

*Détermination de μ_t à T_t

*Calcul de ϕ_t et ϕ_c

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

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

Donc :

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

9/ Calcul de la résistance d'encrassement R_s

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

10/ Calcul des pertes de charges

A/ Côté tubes

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

*Longueur parcourue par le fluide : $L = l \times n_t$

*Perte de charge :

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

Il faut comparer ΔP_t calculée à $\Delta P_{t \text{ admissible}}$.

B/ Côté calandre

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

*Longueur parcourue par le fluide :

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

*Perte de charge

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

Il faut comparer ΔP_c calculée à $\Delta P_{c \text{ admissible}}$.

11/ Calcul de l'efficacité ϵ

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

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

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

On a:

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

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

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

1.6. Phénomène d'encrassement :

L'accumulation des dépôts sin désirables sur les surfaces des échangeurs de chaleur est habituellement appelée l'encrassement. Ces dépôts engendrent une résistance au transfert de

chaleur et réduit donc l'efficacité de l'échangeur et augmente la température du fluide chaud donc des consommations énergétiques. L'encrassement peut être une matière cristalline, des produits de réactions chimiques y compris la corrosion ou des particules. La nature du dépôt dépend du fluide (liquide ou gaz) passant à travers l'échangeur de chaleur. Il peut être la masse de fluide lui-même qui provoque le problème de la formation de dépôt par exemple la décomposition d'un liquide organique dans les conditions de température dans l'échangeur. Le problème d'encrassement est produit par une certaine forme de contaminants dans le fluide, souvent à très faibles concentrations, par exemple des particules solides ou des micro-organismes.

Même si l'encrassement est un réel problème, il peut être contrôlé et son traitement doit être planifié.

1.6.1 L'effet de l'encrassement dans l'industrie pétrolière

- Réduit l'efficacité thermique ;
- Diminue le flux de chaleur ;
- Augmente la température sur le côté chaud ;
- Diminue la température sur le côté froid ;
- Induit la corrosion ;
- Augmente la pression en amont ;
- Augmente la dépense d'énergie ;
- Réduit le débit ;
- Augmente la chute de pression ;
- Augmente l'utilisation de l'eau de refroidissement ;
- Peut entraîner des oscillations dans l'écoulement biphasique, cavitation ;
- Peut augmenter la vitesse d'écoulement ;
- Peut induire des vibrations ;
- Peut provoquer le blocage du flux.

1.6.2 Les formes d'encrassement

Six différentes formes d'encrassement peuvent se produire dans les applications industrielles, qui comprennent :

A/ Encrassement particulaire :

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

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

B/ Encrassement par corrosion :

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



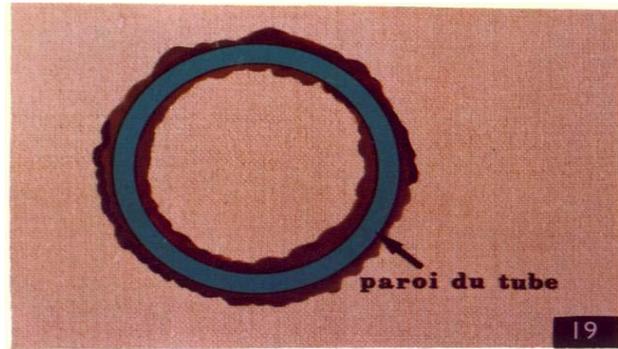
Source : cours IAP Boumerdès

Figure III.27 corrosion sur un échangeur côté process

C/ Encrassement par entartrage :

Il est généralement associé à la production d'un solide cristallin à partir d'une solution liquide. Il dépend donc de la composition de l'eau industrielle. Lorsque les sels dissous sont, comme le carbonate de calcium, à solubilité inverse, le liquide devient sursaturé au voisinage de la surface d'échange plus chaude ; la cristallisation se produit alors sur la surface et le dépôt est dur et adhérent ; dans le cas contraire d'une cristallisation se produisant au sein même d'un liquide plus chaud que la surface, le dépôt est plus mou et friable.

L'entartrage peut se produire dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre dans les chaudières.



Source : cours IAP Skikda

Figure III.28 Entartrage d'un tube

D/ Encrassement biologique :

Il est dû au développement de micro-organismes (bactérie, algues ou champignons) qui créent un film au contact de la surface d'échange, il peut même, à l'échelle macroscopique être caractérisé par le développement de coquillages. 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 III.29 Encrassement biologique

E/ Encrassement par réaction chimique :

En rencontre ce type d'encrassement quand une réaction chimique se produit d'une surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent. Cette réaction est souvent polymérisation, il en la formation d'un dépôt. Les domaines concernés sont essentiellement l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds).

F/ Encrassement par solidification :

Il s'agit de la solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous refroidie (formation d'une couche de glace à l'intérieur des conduites forcées ou de givre) ou du dépôt d'un constituant à haut point de fusion d'un liquide au contact d'une surface de transfert de

chaleur froide (dépôt d'hydrocarbures paraffinique). Une vapeur peut également se déposer sous une forme solide sans passer par l'état liquide (formation du givre).

G/ 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.

1.6.3 Paramètres Influençant l'encrassement :

L'encrassement, par ces différents types, 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 ex., 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 a 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.

1.6.4 L'encrassement et l'entartrage des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement

Dans différents complexes pétrochimiques, plusieurs problèmes sont rencontrés en présence des eaux minéralisées ou polluées biologiquement (par nature ou par apport extérieur) conduisant à l'entartrage, la corrosion au niveau des échangeurs.

Puisque les circuits de refroidissement ont pour mission de refroidir des produits ou des unités de procès par l'intermédiaire d'échangeurs de chaleur, l'on conçoit que le rendement d'échange soit un point important au niveau du rendement global des unités, donc de la production.

Ainsi, tout phénomène ou processus capable de diminuer ce rendement doit être maîtrisé: c'est le cas de l'entartrage et des proliférations organiques.



Source : cours IAP Boumerdès

Figure III.30 Exemples d'échangeurs sale et propre

Ainsi également, toute action de l'eau susceptible de dégrader les matériaux constitutifs des installations, c'est à dire essentiellement les échangeurs de chaleur, doit être également maîtrisée : c'est le cas de la corrosion chimique ou bactérienne.

Le degré d'encrassement des échangeurs de chaleur s'apprécie par la mesure du coefficient global de transfert de chaleur. L'évolution de ce paramètre dans le temps est une réplique fidèle de l'évolution de l'état physique des surfaces d'échange, tant du côté eau que du côté fluide refroidi. Ceci permet donc de pouvoir imputer un salissement, non pas seulement au circuit d'eau, mais également au circuit "procès", ce qui n'est toujours pris en compte par les exploitants, surtout lorsqu'il faut faire vite lors d'un arrêt et qu'il n'est pas toujours facile de visiter les deux "faces" des surfaces d'échange.

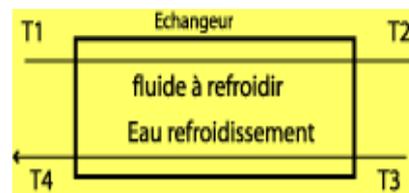
Soit:

T1 : Température entrée procédé ;

T2: Température sortie procédé ;

T3: Température entrée eau ;

T4 : Température sortie eau.



La température moyenne logarithmique de température a pour valeur:

$$DTLM = \frac{(T1 - T4) - (T2 - T3)}{\ln \frac{T1 - T4}{T2 - T3}}$$

1.6.5 Evolution de l'encrassement des échangeurs de chaleur par l'eau de refroidissement

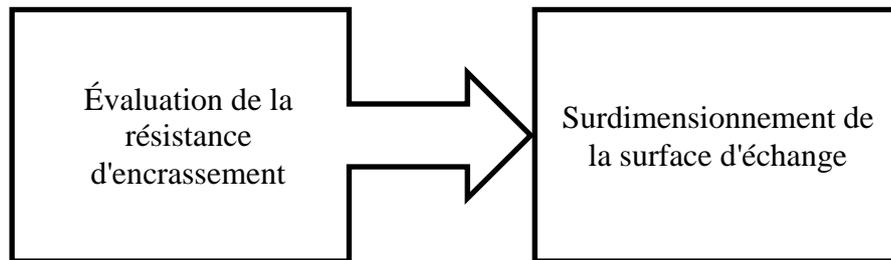
Les échangeurs de chaleur alimentés par l'eau de refroidissement sont à nettoyer périodiquement afin de maintenir de bons coefficients globaux d'échange. Quel que soit le traitement de l'eau, et le soin apporté à sa mise en œuvre, le nettoyage doit se faire régulièrement, l'écart de temps séparant deux nettoyages successifs devant être le plus long possible.

Le but du conditionnement de l'eau de refroidissement contre l'entartrage (et la corrosion) est d'espacer au maximum les nettoyages chimiques ou mécaniques des appareils, et ceci pour plusieurs raisons:

- ✓ Quand un appareil est arrêté, il ne produit pas ;
- ✓ Quand un appareil est "sale", le rendement d'échange diminue, donc la "production" de l'unité baisse ;
- ✓ Un nettoyage est une opération coûteuse, laquelle réalisée dans de mauvaises conditions, peut provoquer des dégradations des surfaces métalliques et des équipements.

1.6.6. 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.



1.6.7 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.

1.6.8 Prévention de l'Encrassement

A/ 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 :

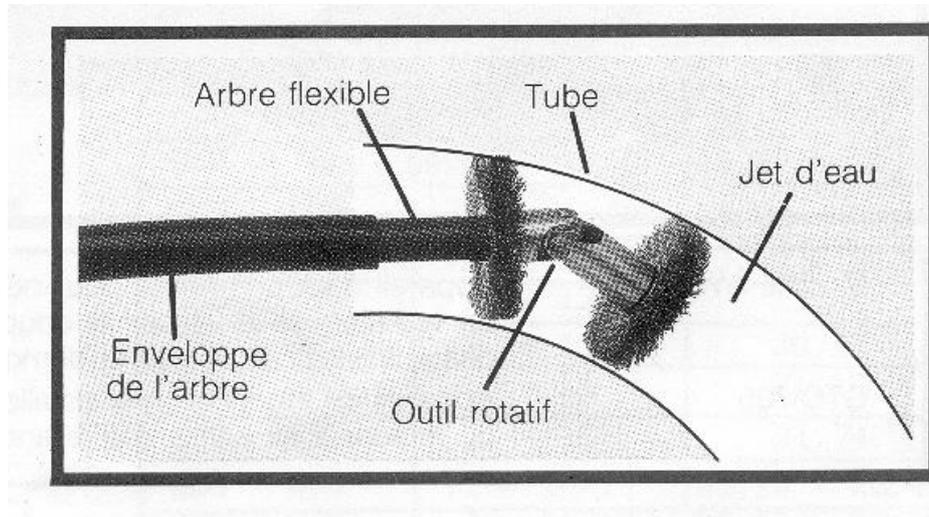
- L'augmentation des pertes de charge des fluides circulant à travers l'appareil, ceci est due aux dépôts de saletés ;
- Diminution de l'efficacité des échangeurs de chaleur qui se manifeste par des changements de pression ou des écarts de températures des fluides dus aux encrassements et des dépôts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

B/ 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.

- Procédés mécaniques pour les liquides : les techniques utilisées pour les liquides sont bien adaptés lorsque les dépôts sont tendres et friables, avec une résistance de réentraînement faible. Diverses techniques sont disponibles sur le marché pour le nettoyage en continu de la surface interne d'échangeurs tubulaires : à boules, à brosses ou à ressort. Ces procédés nécessitent une filtration en amont de l'échangeur.

Pour les échangeurs à plaques, des procédés analogues ont été mis au point, mais il est également possible d'utiliser des systèmes à inversion de débit. Enfin, dans certains cas vraiment extrêmes, des échangeurs à surface raclée peuvent être utilisés.



Source : cours IAP Skikda

Figure III.31 Nettoyage d'un tube U

Pour des raisons économiques et également techniques, ces dispositifs ont été principalement montés sur les condenseurs et échangeurs de chaleur des centrales énergétiques conventionnelles et nucléaires, sur les installations de dessalement d'eau de mer et les complexes chimiques.

- **Procédés mécaniques pour les gaz** : pour les échangeurs fonctionnant avec des gaz poussiéreux, il existe différents procédés mécaniques de nettoyage (vapeur, air comprimé, eau) ou de grenailage, de soufflage acoustique, etc. Le procédé à retenir dépend du type de dépôt et de la nature de la surface d'échange.

- **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.

Les actions destinées à prévenir l'encrassement biologique consistent soit à détruire les micro-organismes, soit à empêcher leur développement. Les traitements correspondants utilisent soit des biocides (le plus utilisé est le chlore), soit des biostats.

C/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. Généralement on distingue deux méthodes de nettoyage

- Méthode physico-chimique :

Rinçage à chaud ou à froid des divers dépôts par les réactifs chimique (fusion des dépôts).

Exemple :

- L'incrustation se forme sur les parois des condenseurs et réfrigérants on l'élimine par rinçage par HCl avec un inhibiteur de corrosion et grattage ;

- Dépôt de sels ou de résine dans les échangeurs : on l'élimine par rinçage avec solvant ou avec 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 :

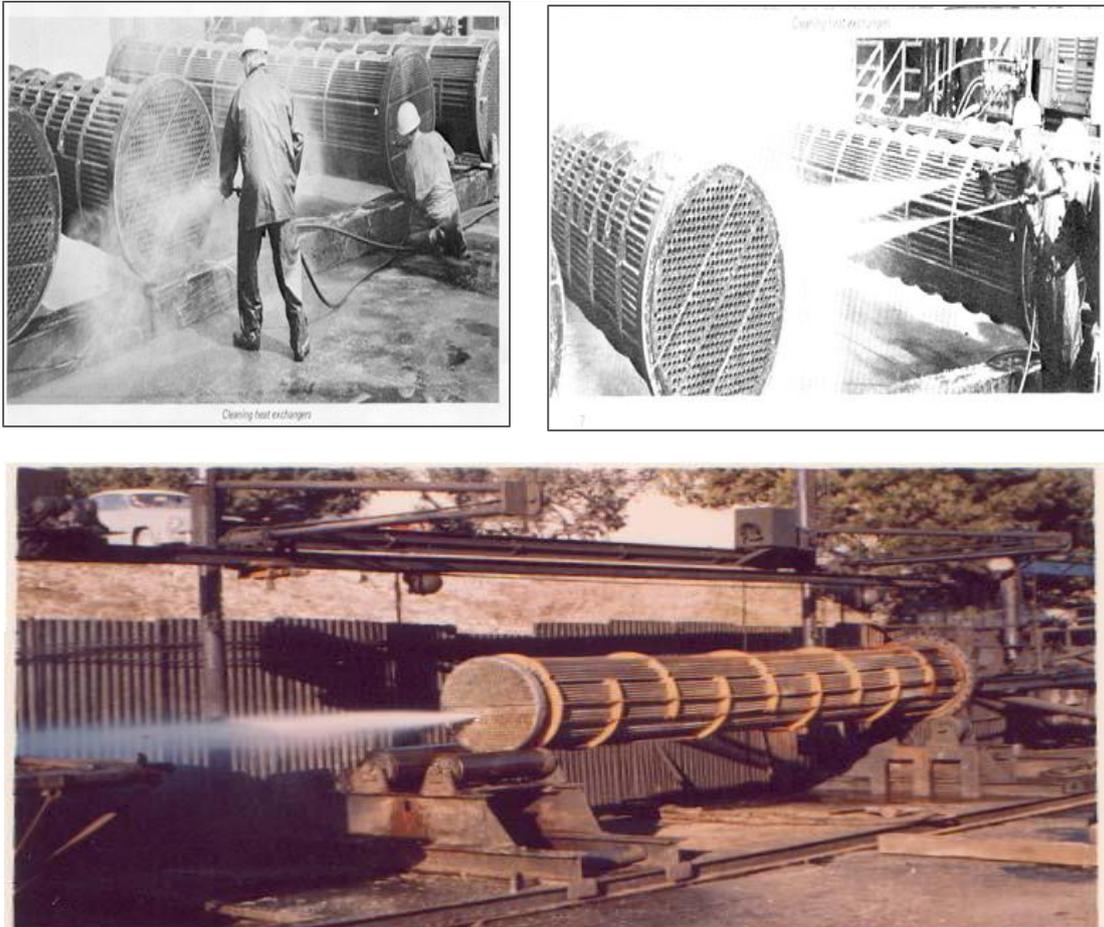
Le nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes peut s'effectuer après un démontage partiel (Enlèvement du capot, de la tête flottante et de la boîte de distribution) alors que le nettoyage de l'extérieur des tubes demande l'enlèvement de tout le faisceau. Le nettoyage mécanique est onéreux mais dans certain cas c'est le seul moyen d'enlever les dépôts (Dépôts solides bien adhésifs et chimiquement inerte).

Exemple :

- L'intérieur des tubes : utilisation des grattoirs (brosse interne), foret spéciaux à commande mécanique ou manuelle. Injection d'eau sous pression (70-80bar) à l'aide d'un flexible spécial de diamètre inférieur au diamètre des tubes.

- L'extérieur des tubes : utilisation des brosses métalliques (pas carré).

Utilisation d'une machine qui refoule de l'eau sous pression qui peut atteindre 2000psi (il y a un moteur diesel et une pompe à piston qui provoque ce refoulement) : le flexible de la machine qu'on fait déplacer au niveau des tubes dans tous les sens nous réalise ce nettoyage externe.



Source : cours IAP Skikda

Figure III.32 Nettoyage mécanique des faisceaux tubulaires

❖ **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.

Conclusion

Les échangeurs de chaleur sont des équipements très importants dans le processus des installations de raffinage et pétrochimiques.

Ils sont fabriqués sur commande en tenant compte des températures et pression tel qu'ils les prennent supérieur à celle du processus. Suite à des problèmes d'encrassement, de corrosion et les contraintes qu'ils subissent pendant leurs services engendrent des défaillances et des endommagements sur ses équipements.

L'intérêt de prévoir des solutions soit un programme d'exploitation et de maintenance soit des traitements au niveau de l'eau de refroidissent, est un acte qui permettra de diminuer le temps d'indisponibilité de l'équipement ainsi qu'augmenter la fiabilité et maintenir la cadence de la production.

Introduction

Dans ce chapitre, nous aborderons d'une manière détaillée le problème rencontré au niveau de l'unité 100 ainsi que notre approche en vue de le résoudre.

IV.1 Equipement Etudié

Il s'agit des deux échangeurs E115A/B type BES installés en série comme le montre la Figure IV.1.

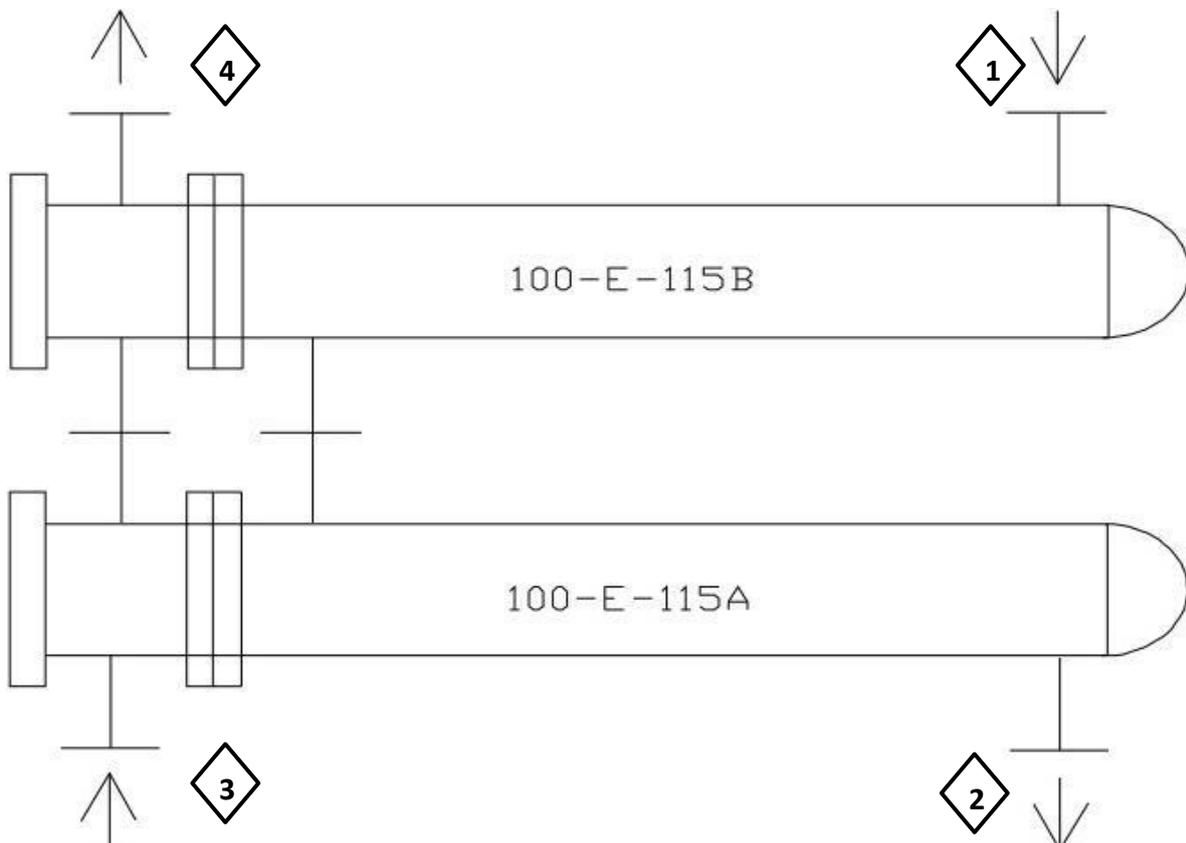


Figure IV.1: Échangeurs E115A/B.

- ❖ 1 : Naphta entré côté calandre
- ❖ 2 : Naphta sorti côté calandre
- ❖ 3 : Eau de refroidissement entré côté tube
- ❖ 4 : Eau de refroidissement sortie côté tube

Tableaux IV.1 Valeurs des températures des deux fluides

Chapitre IV: Problématique et Approche de Résolution

	1	2	3	4
T (design)	50	40	35	42
T (réel taux de marche 100%) (04/01/2022)	43	39	13	15
Débit Naphta	3625000 Kg/h			
T (réel taux de marche 76%) (15/03/2022)	43	41,5	17	18,9
Débit Naphta	272500 Kg/h			

Tableaux IV.2 les caractéristiques mécanique de l'échangeur E115 A/B [9].

Caractéristiques mécaniques	Paramètres
Longueur du faisceau	L= 5.2 m
Nombre de passe :	
Calandre	nc=2
Faisceau	nt=4
Diamètre extérieur des tubes	do=0.032 m
Diamètre intérieur des tubes	di=0.025 m
Diamètre extérieur calandre	dc=1.2 m
Disposition des tubes	pas Carré
Le pas	p= 0.0254 m

IV.2 Problématique

Au fil des années, les conditions de fonctionnement de refroidisseur E-115 ont considérablement changé faisant naissance à une baisse d'efficacité de ce dernier , Entre autre la baisse du débit au niveau du réseau d'eau de refroidissement et la mauvaise qualité et la température de cette eau , cette baisse de débit d'eau influe d'une manière considérable le transfert de chaleur dans les refroidisseurs de Naphta, ce problème est beaucoup plus rencontré durant la période d'été du à la température élevé faisant difficile d'abaisser la

température de naphta à une valeur inférieure à 40°C exigée pour des raisons de sécurité.

Les refroidisseurs de naphta : échangeurs E115A/B, qui constituent l'objet de notre étude connaissent une diminution importante de coefficient de transfert de chaleur due à plusieurs causes :

- Débit d'eau de refroidissement insuffisant .
- Bouchage dû à la présence des dépôts sur la paroi intérieure des tubes d'échangeur.
- Dégradation de la surface externe des tubes d'échangeur.
- Les fuites et la corrosion sur les tubes et la boîte de distribution d'échangeur.

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. Depuis il a été enregistré une augmentation de la température de Naphta à la sortie de cet échangeur pour atteindre parfois 50 °C. Suite aux différents problèmes rencontrés au niveau du refroidisseur de Naphta, un mauvais transfert de chaleur a été enregistré.

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

L'analyse des causes fait ressortir ce qui suit :

IV.3.1 Débit insuffisant de l'eau de refroidissement

le débit d'eau de refroidissement à travers les tubes du refroidisseur E-115 est insuffisant faible débit est dû à deux causes:

- Le débit d'eau dans le réseau de refroidissement issu de l'unité 500 est considérablement inférieur au débit de design, cela est dû à des problèmes au niveau des pompes de charges de l'eau de refroidissement.

Tableaux IV.3.Débites d'eau de refroidissement[10].

	Débit (m ³ /h)
Design	756
Actuel	323

- Une dizaine des tubes de la première passe de l'échangeur est pinoché du au fait qu'ils sont feuillards, cela a eu lieu lors de l'arrêt programmé septembre 2022.

Le fonctionnement de cet échangeur avec un débit d'eau de refroidissement insuffisant, favorise l'augmentation de la température de Naphta.

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

L'eau de refroidissement contient des particules solides et organiques qui peuvent altérer l'état des équipements, elle subit certains traitements avant son utilisation dans les unités notamment l'injection des produits chimiques tels que les inhibiteurs de corrosion, l'acide sulfurique, le dispersant et le biocide.

IV.3.3 Bouchage des tubes d'échangeur

le bouchage est un problème transitoire de chaleur et de masse qui nécessite l'action simultanée de plusieurs processus complexes. On peut décomposer les mécanismes de bouchage selon 4 événements séquentiels :

- L'initiation comme étant le temps nécessaire avant la formation du dépôt sur une surface propre. Il faut signaler que, dans la grande majorité des études expérimentales traitant de bouchage particulaire sur des tubes d'échangeur, la phase d'initiation du processus de bouchage n'est pas détectée.
- L'adhésion des particules sous l'effet des forces de Van der Waals, des forces électrostatiques ou capillaires.
- Le réentraînement des particules déposées dû aux forces de cisaillement
- Le vieillissement du dépôt caractérisé par un changement de texture et une usure du au dépôt.
- Vieillissement du dépôt

IV.3.4 Fuites et corrosion des tubes et des boîtes

La corrosion au niveau de l'échangeur E115 est due à la présence des sels corrosifs, tel que chlorure dissous, cela est dû au fait que le complexe est dépendant en terme d'utilités, l'eau de refroidissement n'est pas toujours assurée par l'ADE (Algérienne des eaux), on utilise souvent l'eau de désaléage 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 ou biologique.

Le problème des fuites sur les tube d'échangeur E115 est du à deux types de corrosion, le premier type s'appel 'la corrosion caverneuse', cette dernière est un Résultat d'une attaque électrochimique, elle peut apparaître même pour des concentrations faibles en ions Cl^- et à température ambiante, elle est accélérée par l'élévation de température, cette augmentation de température est du au faible débit d'eau provoquant la stagnation d'eau à l'intérieur de l'échangeur.

Le second type de corrosion appel '**l'érosion**', cette dernière contribue aussi au perçage des tubes.

IV.3.5 Les conséquences de ces problèmes

Ce problème de refroidissement est à la Foix 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, citant :

- Risque d'auto-inflammation de Naphta ;
- Arrêt non programmé des installations ;
- Perte et non atteinte de niveau de production prévu.

IV.4 Tentatives de résolution du problème

• **Traitements à court terme**

Afin de remédier la situation, les exploitants de l'unité 100 font appel aux solutions suivantes qui sont souvent dites temporaires mais qui se répètent à chaque fois que le problème de refroidissement émerge :

- Utilisation des sprinklers pour refroidir le corps des échangeurs ;
- Arrosage des bacs de stockage de Naphta ;
- Réduction de taux de marche jusqu'à 60% de capacité de l'unité ;
- Démontage des boites et des faisceaux et nettoyage manuel ;
- Attaque mécanique des dépôts (perçage) ;
- Nettoyage hydraulique à la lance (vapeur, air) ;
- Utilisation des additifs (inhibiteurs, antitartres, dispersant, acides,..) ;
- Amélioration des paramètres de fonctionnement de l'eau de refroidissement (températures, débits, pression..) ;

- **Traitements à moyen terme**

- Achat des nouveaux faisceaux tubulaires pour l'échangeur E-115A/B en stand-by, lorsque le faisceau en place est encrassé il est retiré de l'installation pour entretien et remplacé par son duplicata pour maintenir la cadence de production ;
- Utilisation des nouveaux matériaux pour les tubes, matériaux plus onéreux que l'acier tels que le titane qui résiste bien à l'encrassement ;

- **Traitements à long terme**

- Proposition d'un nouveau 3ème échangeur 100-E-115 C qui peut participer dans le bon fonctionnement des deux premiers échangeurs 100-E-115A/B et assurer un bon refroidissement de naphta vers stockage. On doit prendre en considération le type, la géométrie, la configuration de l'échangeur et les conditions de fonctionnement telle que les températures et les débits. Cette approche est justifiée vu que le manque à produire dû à ces perturbations en terme d'exploitation coutera le complexe plus que le coût d'un échangeur. L'installation de cet échangeur en parallèle offrira une flexibilité en termes d'exploitation rendant possible le nettoyage des échangeurs E115A/B en dehors des périodes d'arrêts programmés tout en respectant le débit à refroidir respectivement pour chaque échangeur.
- la mauvaise qualité de l'eau de refroidissement nécessite un traitement efficace pour assurer un bon rendement de refroidisseur et augmenter son longévité (diminuer la vitesse l'encrassement).

On note que le problème ne disparaît que dans le cas de baisse de taux de marche ainsi réduisant le débit du naphta à refroidir.

IV.5 Solution proposée dans notre étude

Pour faire face à ce problème de production, nous étudierons la possibilité d'insertion d'un échangeur de chaleur dénommé E115C en parallèle avec E115A/B avec même dimensions.

Dans cette étude, on va examiner la possibilité d'insérer un échangeur tubulaire en parallèle avec les échangeurs E115A/B en vue de limiter le débit de naphta entrant E115A sans agir sur le taux de marche de production de l'unité 100.

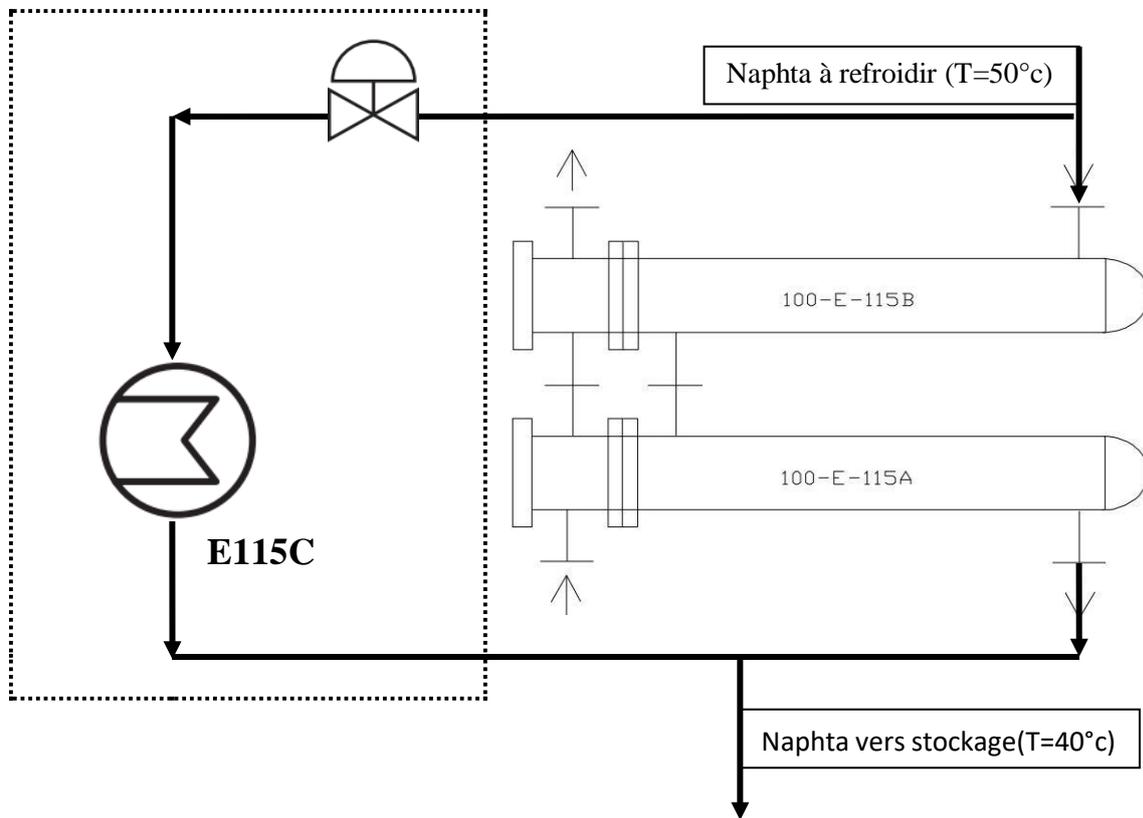


Figure IV.II. Approche de notre étude

Nous mettrons en place une vanne automatique pour s'assurer le fonctionnement de l'échangeur nouveau E115 C et l'arrêter de ce dernier .

Nous utiliserons la méthode de Kern pour dimensionner l'échangeur E115C

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 utiliserons la méthode de Kern pour des calculs de vérification de l'échangeur E115C.

Conclusion :

Dans ce chapitre on a abordé les différentes causes du problème ainsi que les mesures de maîtrise mises en œuvre au niveau du complexe, enfin on a expliqué l'approche qu'on suivra afin de le résoudre. Afin d'assurer le stockage de Naphta en toute sécurité, Il convient au chapitre suivant un calcul de vérification de l'échangeur E-115A/B .

V. Partie Calcul

• V.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous effectuerons le calcul thermique et le dimensionnement de l'échangeur E115C par la méthode de Kern, la figure Figure V.1 illustre les étapes par lesquelles on va passer le long de ce chapitre .

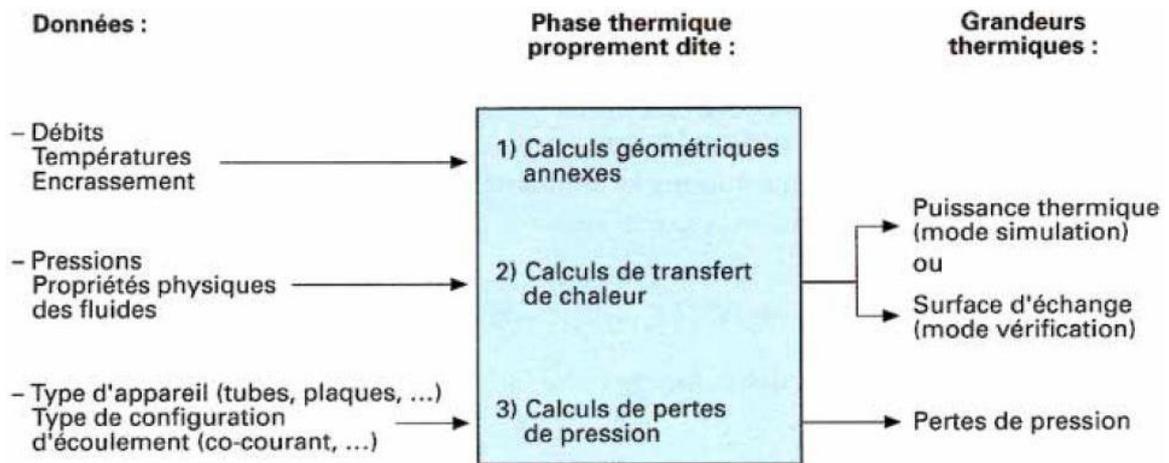


Figure V.1:Principe de dimensionnement [11].

• Les propriétés thermo-physiques des deux fluides [9].

TableauV.1) Les propriétés thermo-physiques de Naphta

Capacité calorifique (C_p)	2,1991 (kJ/kg.°C)
Masse volumique (ρ)	691,5 kg/m ³
Viscosité dynamique (μ')	1.171kg/h.m
Conductivité thermique (λ')	0.1226 kcal/h.m.°c
Resistance d'encrassement (r_c)	0,000344 m ² .°C/W

Tableau V.2) Les propriétés thermo-physiques de l'eau de refroidissement

Capacité calorifique (c_p)	4,1781 (kJ/kg.°C)
Masse volumique (ρ)	991,5kg/m ³
Viscosité dynamique(μ)	2.627kg/h.m
Conductivité thermique (λ)	0.6335 kcal/h.m.°c
Resistance d'encrassement (r_e)	0,000172 m ² .°C/W

V.3 Calcul Thermique de l'échangeur 100-E-115A/B

Nous avons effectué ces calculs à l'aide de logiciel Excel

V.3.1- Calcul de Design :

1. Bilan thermique:

On suppose : il n'y a pas de pertes de chaleur, donc le bilan global est:

$$Q \text{ cédée} = Q_{\text{recue}} = Q$$

$$Q \text{ cédée} = Q_1 = M.C_{pc}.(T_1 - T_2)$$

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

$$Q \text{ recue} = Q_2 = m.C_{pf}.(t_2 - t_1)$$

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

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

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

2. Calcul de la différence logarithmique moyenne de température:

$$DLTM = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$$

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

$$\Delta T_1 = \Delta t_{\text{max}} = T_1 - t_2 = 8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

$$\Delta T_2 = \Delta t_{\text{min}} = T_2 - t_1 = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Donc:

$$DTLM = 6,383 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. Calcul de facteur de correction F:

F : coefficient de correction avec $F = \epsilon (R.E)$

R : Rendement thermique de l'échangeur

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) = 1,43$$

E : Efficacité de transfert de l'échangeur

$$E = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) = 0,47$$

Donc Selon l'Annexe 1 on a : $F = 0,92$

4. Coefficient de transfert SALE U's:

U's : E.(350-720)

Supposons :

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

5. Surface d'échange :

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

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

6. Calcul de la Surface d'échange d'un tube

$$a_t = \pi \times d_e \times l$$

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

7. Calcul de nombre de tube par calandre N't:

$$N'_t = \frac{A'}{(a_t \times n_c)}$$

$$N'_t = 832 \text{ tubes}$$

8. Détermination de coefficient global de transfert sale U_s

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

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

9. Températures caloriques

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

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

Fc : Fraction calorique

D'après l'Annexe 8, DTLM < 30°C donc :

Les écarts de températures sont faibles

$$F_c = 0,5$$

$$T_c = 45 \text{ °C}$$

$$t_c = 38,5 \text{ °C}$$

10. Calcul du coefficient de transfert propre

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

Pour calculer le coefficient de transfert propre U_p il est nécessaire de passer par les étapes suivantes:

A/Coefficient de transfert thermique coté tube*** Section de passage par passe**

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

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

*** Vitesse massique**

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

Gt= 9288757,221 kg/h.m2
Gt= 2580,210 kg/s.m2

*** Nombre de Reynolds**

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

Ret= 75643,81

Donc le régime est turbulent

*** Coefficient de colburn jh**

D'après abaque : JH = f(Ret, L/di)

L/di= 260 JH= 220
Ret= 75643,81 ft= 0,012

*** Coefficient de film interne**

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \times \left(\frac{\lambda_f}{d_i}\right) \times \left(Cp_f \times \frac{\mu_f}{\lambda_f}\right)^{1/3}$$

hi/φt= 41394,127 KJ/h.m2.°C

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t}\right) \times \frac{d_i}{d_e}$$

hio/φt= 33115,302

B/Coefficient de transfert thermique coté Calandre

*** Section par calandre**

$$A_c = \left(\frac{D_c}{P}\right) \times (P - d_e) \times B$$

Ac= 0,118 m2

*** Vitesse massique :**

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

Gc= 3530742,857 kg/h.m2
Gc= 980,762 kg/s.m2

*** Diamètre équivalent :**

Déq = 4.Surface/Périmètre = 4.(X.P.P - π.de.de/4) / π.de = (4.P.P/ π.de) - de

$$\text{Dég} = 0,027 \text{ m}$$

* **Nombre de Reynolds :**

$$\text{Re}_c = \frac{D_{eq} \times G_c}{\mu_c}$$

$$\text{Re}_c = 78122,76$$

Donc le régime est turbulent

* **Coefficient de colburn j'h**

D'après abaque : J'H = f(Rec)

$$j'h = 170$$

$$f't = 0,11$$

* **Coefficient de film interne**

$$\frac{h_o}{\phi_c} = j'_h \times \left(\frac{\lambda_c}{D_{éq}} \right) \times \left(C_{p_f} \times \frac{\mu_c}{\lambda_c} \right)^{1/3}$$

$$h_o/\phi_c = 5046,743 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

C/ Calcul de la température de tube:

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

$$T_t = 39,36 \text{ °C}$$

* **Facteurs de correction de la viscosité :**

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

$$\phi_t = 1,00$$

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

$$\phi_c = 0,99$$

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

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

$$h_{io} = 33200,455 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

E/ Calcul du coefficient de film externe:

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

ho= 5008,599 KJ/h.m2.°C

Donc:

Up= 4352,05 KJ/h.m2.°C

Up= 1041,16 Kcal/h.m2.°C

11. Vérification de la résistance d'encrassement

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

Rs= 0,000919 m2.h.°C/Kcal

12. Calcul des pertes de charge côté tube

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271.10^{15} \times \rho} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t} + 2 \right]$$

ΔPt= 5,610 kg/cm2

13. Calcul des pertes de charge côté calandre

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

ΔPc= 5,093 kg/cm2

14. Calcul de l'efficacité du E115

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

On a: Q est la quantité de chaleur échangée entre les deux fluides

Qmax est la quantité de chaleur théorique échangé entre eux

$m_f \times C_{Pf} < M_C \times C_{PC} \longrightarrow$

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

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

$m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \longrightarrow$

Nous avons:

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

mf*Cpf= 1310009,830 KJ/h.°C

Mc*CPc= 917176,438 KJ/h.°C

Donc:

Donc: Qmax= 13757646,569 KJ/h

$$\epsilon = 0,67 \quad 67\%$$

V.3.2- Calcul d'apprêt le Taux de marche 100% (04/01/2022)

1. Bilan thermique:

$$Q \text{ cédée} = Q1 = M.Cpc.(T1 - T2)$$

$$Qc = 3188840,000 \text{ KJ/h}$$

$$Q \text{ recue} = Q2 = m.Cpf.(t2 - t1)$$

$$Qf = 2699375,600 \text{ KJ/h}$$

Donc :

$$Qc = 762880,383 \text{ kcal/h}$$

$$Qf = 645783,636 \text{ kcal/h}$$

2. Calcul de la différence logarithmique moyenne de température:

$$\Delta T1 = \Delta t_{max} = T1 - t2 = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T2 = \Delta t_{min} = T2 - t1 = 26 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Donc : DTLM} = 26,988 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. Calcul de facteur de correction F:

$$R = (T1 - T2) / (t2 - t1)$$

$$= 2,00$$

$$E = (t2 - t1) / (T1 - t1)$$

$$= 0,07$$

Selon l'Annexe 1 on a : $F = 0,97$

4. Coefficient de transfert SALE U's:

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

5. Surface d'échange :

$$A' = 52,99 \text{ m}^2$$

6. Calcul de la Surface d'échange d'un tube

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

7. Calcul de nombre de tube par calandre N't:

$$N't = 65 \quad N_t = N_{total} - N_{bouché}$$

$$N_t = 860 - 175$$

$$N_t = 685 \text{ tubes}$$

8. Détermination de coefficient global de transfert sale U_s

$$U_s = 52,11 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

9. Températures caloriques

D'après l'Annexe 8, $DTLM < 30^\circ\text{C}$ donc :

Les écarts de températures sont faibles

$$F_c = 0,5$$

$$T_c = 41 \text{ °C}$$

$$t_c = 14 \text{ °C}$$

10. Calcul du coefficient de transfert propre**A/Coefficient de transfert thermique coté tube***** Section de passage par passe**

$$a_t = 0,0269 \text{ m}^2$$

*** Vitesse massique**

$$G_t = 12013575,712 \text{ kg/h.m}^2$$

$$G_t = 3337,104 \text{ kg/s.m}^2$$

*** Nombre de Reynolds**

$$Re_t = 95990,35$$

Donc le régime est turbulent

*** Coefficient de Colburn j_h**

D'après abaque : $JH = f(Re_t, L/d_i)$

$$L/d_i = 260$$

$$Re_t = 95990,35$$

$$JH = 140$$

$$f_t = 0,014$$

*** Coefficient de film interne**

$$h_i/\phi_t = 26496,190 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

B/Coefficient de transfert thermique coté Calandre*** Section par calandre**

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

*** Vitesse massique :**

$$G_c = 3068783,069 \text{ kg/h.m}^2$$

$$G_c = 852,440 \text{ kg/s.m}^2$$

*** Diamètre équivalent :**

$$\text{Dég} = 4 \cdot \text{Surface} / \text{Périmètre} = 4 \cdot (\text{X} \cdot \text{P} \cdot \text{P} - \pi \cdot \text{de} \cdot \text{de} / 4) / \pi \cdot \text{de} = (4 \cdot \text{P} \cdot \text{P} / \pi \cdot \text{de}) - \text{de}$$

$$\text{Dég} = 0,027 \text{ m}$$

*** Nombre de Reynolds :**

$$\text{Rec} = 67901,23$$

Donc le régime est turbulent

*** Coefficient de colburn j'h**

D'après abaque : $J'H = f(\text{Ret})$

$$j'h = 125$$

$$f't = 0,125$$

*** Coefficient de film interne**

$$h_o / \phi_c = 3710,896 \text{ KJ/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

C/ Calcul de la température de tube:*** Facteurs de correction de la viscosité :**

$$\phi_t = 1,00$$

$$\phi_c = 0,99$$

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

$$h_{io} = 21257,837 \text{ KJ/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

E/ Calcul du coefficient de film externe:

$$h_o = 3678,292 \text{ KJ/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

Donc :

$$U_p = 3135,71 \text{ KJ/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$U_p = 750,17 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

11. Vérification de la résistance d'encrassement

$$R_s = 0,017857 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C} / \text{Kcal}$$

12. Calcul des pertes de charge côté tube

$$\Delta P_t = 11,291 \text{ kg/m.h}^2$$

13. Calcul des pertes de charge côté calandre

$$\Delta P_c = 1,926 \text{ kg/m.h}^2$$

14. Calcul de l'efficacité du E115

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

Donc: $Q_{\max} = 40490634,000$ KJ/h

$\varepsilon = 0,07$ 7%

V.3.3- Calcul d'apprêt le Taux de marche 76% (15/03/2022)

1. Bilan thermique:

$Q \text{ cédée} = Q_1 = M.Cpc.(T_1 - T_2)$

$Q_c = 899944,875$ KJ/h

$Q \text{ recue} = Q_2 = m.Cpf.(t_2 - t_1)$

$Q_f = 2564222,710$ KJ/h

$Q_c = 215297,817$ kcal/h

$Q_f = 613450,409$ kcal/h

2. Calcul de la différence logarithmique moyenne de température:

$\Delta T_1 = \Delta t_{\max} = T_1 - t_2 = 24,1$ °C

$\Delta T_2 = \Delta t_{\min} = T_2 - t_1 = 24,5$ °C

Donc:

$DTLM = 24,299$ °C

3. Calcul de facteur de correction F:

$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$

= 0,79

$E = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$

= 0,07

} Selon L'Annexe 1 on a : $F = 0,95$

4. Coefficient de transfert SALE U's:

Supposons :

U's : E.(350-720)

$U's = 550$ kcal/h.m².°C

5. Surface d'échange :

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

$A' = 16,96$ m²

6. Calcul de la Surface d'échange d'un tube

$a_t = 0,4082$ m²

7. Calcul de nombre de tube par calandre N't:

$$N't = 21 \text{ tubes}$$

8. Détermination de coefficient global de transfert sale Us

$$Us = 13,28 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

9. Températures caloriques

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

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

Fc : Fraction calorique

$$F_c = 0,5$$

D'après l'Annexe 8, DTLM < 30°C donc :

Les écarts de températures sont faibles

$$T_c = 42,25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_c = 17,95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

10. Calcul du coefficient de transfert propre

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

Pour calculer le coefficient de transfert propre Up il est nécessaire de passer par les étapes suivantes:

A/Coefficient de transfert thermique coté tube*** Section de passage par passe**

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

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

*** Vitesse massique**

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

$$G_t = 9568952,748 \text{ kg/h.m}^2$$

$$G_t = 2658,042 \text{ kg/s.m}^2$$

*** Nombre de Reynolds**

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

$$Re_t = 77190,14$$

Donc le régime est turbulent

*** Coefficient de colburn j_h**

D'après abaque : $JH = f(\text{Ret}, L/d_i)$

$L/d_i =$	260	}	$JH =$	160
$\text{Ret} =$	77190,14		$ft =$	0,013

*** Coefficient de film interne**

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \times \left(\frac{\lambda_f}{d_i}\right) \times \left(Cp_f \times \frac{\mu_f}{\lambda_f}\right)^{1/3}$$

$h_i/\phi_t =$ 30194,157 KJ/h.m2.°C

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t}\right) \times \frac{d_i}{d_e}$$

$h_{io}/\phi_t =$ 24155,325 KJ/h.m2.°C

C/ Calcul de la température de tube:

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

$T_t =$ 21,90 °C

*** Facteurs de correction de la viscosité :**

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

$\phi_t =$ 1,00

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

$\phi_c =$ 0,99

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

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

$h_{io} =$ 24224,708 KJ/h.m2.°C

E/ Calcul du coefficient de film externe:

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

$h_o =$ 4653,523 KJ/h.m2.°C

Donc: $U_p =$ 3903,64 KJ/h.m2.°C

$U_p = 933,89$ Kcal/h.m².°C

11. Vérification de la résistance d'encrassement

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

$R_s = 0,074210$ m².h.°C/Kcal

12. Calcul des pertes de charge côté tube

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271.10^{15} \times \rho} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t} + 2 \right]$$

$\Delta P_t = 7,163$ kg/m.h²

13. Calcul des pertes de charge côté calandre

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

$\Delta P_c = 1,088$ kg/m.h²

14. Calcul de l'efficacité du E115

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

On a: **Q** est la quantité de chaleur échangée entre les deux fluides
Q_{max} est la quantité de chaleur théorique échangé entre eux

$m_f \times C_{Pf} < M_C \times C_{PC} \longrightarrow$

$m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \longrightarrow$

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

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

Nous avons: $m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \longrightarrow$

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

$m_f \times C_{Pf} = 1349590,900$ KJ/h.°C

$M_c \times C_{PC} = 599963,250$ KJ/h.°C

Donc: $Q_{max} = 15599044,500$ KJ/h

$\epsilon =$ **0,16** | **16%**

V.4 Calcul Thermique de l'échangeur 100-E-115C (Session d'été 05-Aout-2021)

Les données ;

Fluides	Fluide froid		Fluide chaud	
Fluide circulant	Tube: eau		Calandre: naphta	
Débit massique (Kg/h)	m	323000	M	159500
Température entrée (°C)	t1	26	T1	52
Température sortie (°C)	t2	29,5	T2	44
Température moyenne (°C)	Tmf	27,75	Tmc	48

1. Bilan thermique:

On suppose : il n'y a pas de pertes de chaleur, donc le bilan global est: **Q cédée = Qrecue = Q**

Q cédée = Q1 = M.Cpc.(T1-T2) **Qc=** **2806051,600** KJ/h
Q recue = Q2 = m.Cpf.(t2-t1) **Qf=** **4724811,700** KJ/h

2. Calcul de la différence logarithmique moyenne de température:

$DLTM = (\Delta T1 - \Delta T2) / \ln (\Delta T1 / \Delta T2)$

$\Delta T1 = \Delta T_{max}$: différence de température maximale donc: $\Delta T1 = \Delta t_{max} = T1 - t2 =$ **22,5** °C
 $\Delta T2 = \Delta T_{min}$: différence de température minimale $\Delta T2 = \Delta t_{min} = T2 - t1 =$ **18** °C

Donc:

DTLM= **20,166** °C

3. Calcul de facteur de correction F:

F : coefficient de correction avec
R : Rendement thermique de l'échangeur
E : Efficacité de transfert de l'échangeur

$F = \epsilon (R.E)$

$R = (T1 - T2) / (t2 - t1) =$ 2,29
 $E = (t2 - t1) / (T1 - t1) =$ 0,13

Annexe 1 on a : **F =** **0,925**

4. Coefficient de transfert SALE U's:

U's : E.(350-720)

Supposons :

U's = **550** kcal/h.m2.°C

5. Surface d'échange

A' = **65,43** m2

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

6. Calcul de la Surface d'échange d'un tube

$$a_t = \pi \times d_e \times l$$

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

7. Calcul de nombre de tube par calandre N't:

$$N'_t = \frac{A'}{(a_t \times n_c)}$$

$$N'_t = 80 \text{ tubes}$$

8. Détermination de coefficient global de transfert sale U_s

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

$$U_s = 51,26 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

9. Températures caloriques

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

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

F_c : Fraction calorique

D'après l'Annexe 8, $DTLM < 30^\circ\text{C}$ donc :

Les écarts de températures sont faibles

$$F_c = 0,5$$

$$T_c = 48 \text{ °C}$$

$$t_c = 27,75 \text{ °C}$$

10. Calcul du coefficient de transfert propre

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

Pour calculer le coefficient de transfert propre U_p il est nécessaire de passer par les étapes suivantes:

A/Coefficient de transfert thermique coté tube*** Section de passage par passe**

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

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

*** Vitesse massique**

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

Gt= 9568952,748 kg/h.m2
 Gt= 2658,042 kg/s.m2

*** Nombre de Reynolds**

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

Ret= 76633,77

Donc le régime est turbulent

*** Coefficient de colburn jh**

D'après abaque :

$$JH = f(Re_t, L/d_i)$$

L/di= 260

Ret= 76633,77

JH= 210
 ft= 0,0125

*** Coefficient de film interne**

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \times \left(\frac{\lambda_f}{d_i}\right) \times \left(Cp_f \times \frac{\mu_f}{\lambda_f}\right)^{1/3}$$

hi/φt= 39682,851 KJ/h.m2.°C

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t}\right) \times \frac{d_i}{d_e}$$

hio/φt= 31746,280

B/Coefficient de transfert thermique coté Calandre

*** Section par calandre**

$$A_c = \left(\frac{D_c}{P}\right) \times (P - d_e) \times B$$

Ac= 0,118 m2

*** Vitesse massique :**

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

Gc= 1350264,550 kg/h.m2
 Gc= 375,073 kg/s.m2

*** Diamètre équivalent :**

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

$$D_{\text{eq}} = \mathbf{0,027} \text{ m}$$

*** Nombre de Reynolds :**

$$Re_c = \frac{D_{\text{eq}} \times G_c}{\mu_c}$$

$$Re_c = \mathbf{29876,54}$$

Donc le régime est turbulent

*** Coefficient de colburn j'h**D'après abaque : $J'H = f(Re_t)$

$$j'h = \mathbf{170}$$

$$f't = \mathbf{0,11}$$

*** Coefficient de film interne**

$$\frac{h_o}{\phi_c} = j'_h \times \left(\frac{\lambda_c}{D_{\text{eq}}} \right) \times \left(C_{p_f} \times \frac{\mu_c}{\lambda_c} \right)^{1/3}$$

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

C/ Calcul de la température de tube:

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

$$T_t = \mathbf{30,53} \text{ } ^\circ\text{C}$$

*** Facteurs de correction de la viscosité :**

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

$$\phi_t = \mathbf{1,00}$$

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

$$\phi_c = \mathbf{0,99}$$

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

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

$$h_{io} = \mathbf{31827,913} \text{ KJ/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

E/ Calcul du coefficient de film externe:

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

Donc :

$$h_o = 5008,599 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

$$U_p = 4327,59 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

$$U_p = 1035,31 \text{ Kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

11. Vérification de la résistance d'encrassement

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

$$R_s = 0,018544 \text{ m}^2.\text{h.°C/Kcal}$$

12. Calcul des pertes de charge côté tube

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times G_t^2}{1,271.10^{15} \times \rho} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \phi_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 6,105 \text{ kg/cm}^2$$

13. Calcul des pertes de charge côté tube

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

$$\Delta P_c = 0,745 \text{ kg/cm}^2$$

14. Calcul de l'efficacité du E115

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

On a: **Q** est la quantité de chaleur échangée entre les deux fluides

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

$$m_f \times C_{Pf} < M_C \times C_{PC} \longrightarrow$$

$$m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \longrightarrow$$

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

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

$$m_f \times C_{Pf} > M_C \times C_{PC} \longrightarrow$$

Nous avons:

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

Donc:

$$m_f \times C_{Pf} = 1349946,200 \text{ KJ/h.°C}$$

$$M_C \times C_{PC} = 350756,450 \text{ KJ/h.°C}$$

Donc: $Q_{max} = 9119667,700$ KJ/h
 $\epsilon = 0,52$ | 52%

Récapitulatif des Résultats

Tableau : Résultats de calcul (design)

Echangeur	Côté tubes	Côté calandre
Q (kg/h)	9171764,379	9170068,811
$\Delta T_1, \Delta T_2$ (°C)	8	5
DTLM (°C)	6.383	
R	1,43	
E	0,47	
F	0.92	
ΔTLM corrigé (°C)	5.872	
U'_s (kcal/h.m ² .°C)	550	
A (m ²)	679,37	
a_t (m ²)	0,4082	
N'_t	832	
U_s (kcal/h.m ² .°C)	532,19	
T_c (°C)	45	
t_c (°C)	38,5	
A (m2)	0,0338	0,118
G (kg/s.m ² .°C)	9288757,221	3530742,857
Re	75643,81	78122,76
JH	220	170

f_t	0,012	0,11
h_{i0}/\varnothing_t (kJ/h.m ² .°C)	33115,302	
h_i/\varnothing_t (kJ/h.m ² .°C)	41394,127	
h_o/\varnothing_c (kJ/h.m ² .°C)	5046,743	
T_t (°C)	39,36	
h_{i0} (kJ/h.m ² .°C)	33200,455	
h_o (kJ/h.m ² .°C)	5008,599	
U_p (kcal/h.m ² .°C)	1041,16	
R_s (m ² .h.°C/Kcal)	0.000919	
ΔP (kg/cm ²)	0,561	0,509
ε (%)	67	

Tableau: Résultats de calcul (actuel-04/01/2022)

Echangeur	Côté tubes	Côté calandre
Q (kg/h)	3188840,000	2699375,600
$\Delta T_1, \Delta T_2$ (°C)	28	26
DTLM (°C)	26.988	
R	2	
E	0,07	
F	0.97	
ΔTLM corrigé (°C)	26.17836	
U'_s (kcal/h.m ² .°C)	550	

A (m ²)	52,99	
a _t (m ²)	0,4082	
N' _t	65	
U _s (kcal/h.m ² .°C)	52,11	
T _c (°C)	41	
t _c (°C)	14	
A (m ²)	0,0269	0,118
G (kg/s.m ² .°C)	3337,104	3068783,069
R _e	95990,35	67901,23
JH	140	125
f _t	0,014	0,125
h _{io} /Ø _t (kJ/h.m ² .°C)	21196,952	
h _i /Ø _t (kJ/h.m ² .°C)	26496,190	
h _o /Ø _c (kJ/h.m ² .°C)	3710,896	
T _t (°C)	18,02	
h _{io} (kJ/h.m ² .°C)	21257,837	
h _o (kJ/h.m ² .°C)	3678,292	
U _p (kcal/h.m ² .°C)	3135,71	
R _s (m ² .h.°C/Kcal)	0,017857	
ΔP (kg/cm ²)	11,291	1,926
ε (%)	7	

Tableau: Résultats de calcul (actuel-15/03/2022)

Echangeur	Côté tubes	Côté calandre
Q (kg/h)	899944,875	2564222,710
$\Delta T_1, \Delta T_2$ (°C)	24,1	24,5
DTLM (°C)	24.229	
R	0,79	
E	0,07	
F	0.95	
ΔTLM corrigé (°C)	23.01755	
U'_s (kcal/h.m ² .°C)	550	
A (m ²)	16,96	
a_t (m ²)	0,4082	
N'_t	21	
U_s (kcal/h.m ² .°C)	13,28	
T_c (°C)	42,25	
t_c (°C)	17,95	
A (m ²)	0,0338	0,118
G (kg/s.m ² .°C)	2658,042	2306878,307
Re	77190,14	52839,41
JH	160	160
f_t	0,013	0,11
h_{io}/\varnothing_t (kJ/h.m ² .°C)	24155,325	

h_i/\varnothing_t (kJ/h.m ² .°C)	30194,157	
h_o/\varnothing_c (kJ/h.m ² .°C)	4694,772	
T_t (°C)	21,90	
h_{io} (kJ/h.m ² .°C)	24224,708	
h_o (kJ/h.m ² .°C)	4653,523	
U_p (kcal/h.m ² .°C)	933,89	
R_s (m ² .h.°C/Kcal)	0,074210	
ΔP (kg/cm ²)	7,163	1,088
ε (%)	17	

Tableau: Résultats de calcul E115C (actuel-04/08/2021)

Echangeur	Côté tubes	Côté calandre
Q (kg/h)	1130337,727	671304,211
$\Delta T_1, \Delta T_2$ (°C)	22,5	18
DTLM (°C)	20.166	
R	2,29	
E	0,13	
F	0.925	
ΔTLM corrigé (°C)	18.65355	
U'_s (kcal/h.m ² .°C)	550	
A (m ²)	65,43	
a_t (m ²)	0,4082	

N'_t	80	
U_s (kcal/h.m ² .°C)	51,26	
T_c (°C)	48	
t_c (°C)	27,75	
A (m ²)	0,0338	0,118
G (kg/h.m ² .°C)	9568952,748	1350264,857
Re	76633,77	29876,54
JH	210	170
f_t	0,0125	0,11
h_{i0}/\varnothing_t (kJ/h.m ² .°C)	31746,851	
h_i/\varnothing_t (kJ/h.m ² .°C)	39682,851	
h_o/\varnothing_c (kJ/h.m ² .°C)	5046,743	
T_t (°C)	30,53	
h_{i0} (kJ/h.m ² .°C)	31827,913	
h_o (kJ/h.m ² .°C)	5008,599	
U_p (kcal/h.m ² .°C)	1035,31	
R_s (m ² .h.°C/Kcal)	0.018544	
ΔP (kg/cm ²)	6,105	0,745
ε (%)	52	

V.5 Interprétation des résultats

Nous avons remarqué que :

- Cas design : la surface calculée (679 m²) aussi les pertes de charges sont proches de celles mentionnées dans la fiche technique de l'échangeur E-115A/B ainsi que les pertes de charge qu'on a calculée sont inférieures aux pertes de charge admissibles. Par contre l'efficacité calculée est seulement de 67%.
- Cas réel 04/01/2022 : une surface d'échange calculée de 53 m² très inférieur à celle du design, Température d'entrée eau est 13°C et un faible débit de l'eau 323 m³/h avec un débit de naphta 362500 m³/h (Taux de marche 100%) a donné une efficacité Très bas de 7%.
- Cas réel 15/03/2022 (avec une température d'entrée eau de 17°C) : Dégradation de la surface d'échange à 16,96 m² même le débit de l'eau reste faible (323 m³), et avec un débit de Naphta réduit 272500 m³/h (Taux de marche réduit 76%), l'efficacité obtenue est de 16%.
- Cas réel 05/08/2021 avec un taux de marche 90% et débit de naphta 319000 m³/h au présence de l'échangeur E115C , la charge est divisé sur 2 (50% vers E115A/B et 50 % vers E115C(159,5 m³/h) , avec le même débit de l'eau de refroidissement (323 m³/h) poue cela l'efficacité augmente à 52%.

Donc pour un bon fonctionnement de notre équipement E-115A/B ce qui a été prouvé par le calcul de l'efficacité qui a atteint les 67%. Pour remédier ce problème on a proposer un 3ème Echangeur E115C nous effectuerons le dimensionnement de ce dernier.

Tableaux : les caractéristiques de l'échangeur E-115

Caractéristiques mécaniques	Paramètres
Type : BES	Echangeur faisceau calandre à tête flottante
Position	Horizontale
Superficie totale	702,46 m ²
Nombre d'appareil	2 en série
Nombre de tubes	860
Longueur du faisceau	L= 5,2 m

Longueur de calandre	$L_c = 4,95 \text{ m}$
Nombre de passe Calandre:	$n_c = 2$
Nombre de passe Faisceau :	$n_t = 4$
Diamètre extérieur des tubes	$d_o = 0,025 \text{ m}$
Diamètre intérieur des tubes	$d_i = 0,020 \text{ m}$
Epaisseur paroi	$e = 0,0025$
Diamètre extérieur calandre	$D_c = 1,2 \text{ m}$
Disposition des tubes	pas Carré inversé
Le Pas	$P = 0,032 \text{ m}$
Espacement entre chicanes	$B = 0,45 \text{ m}$

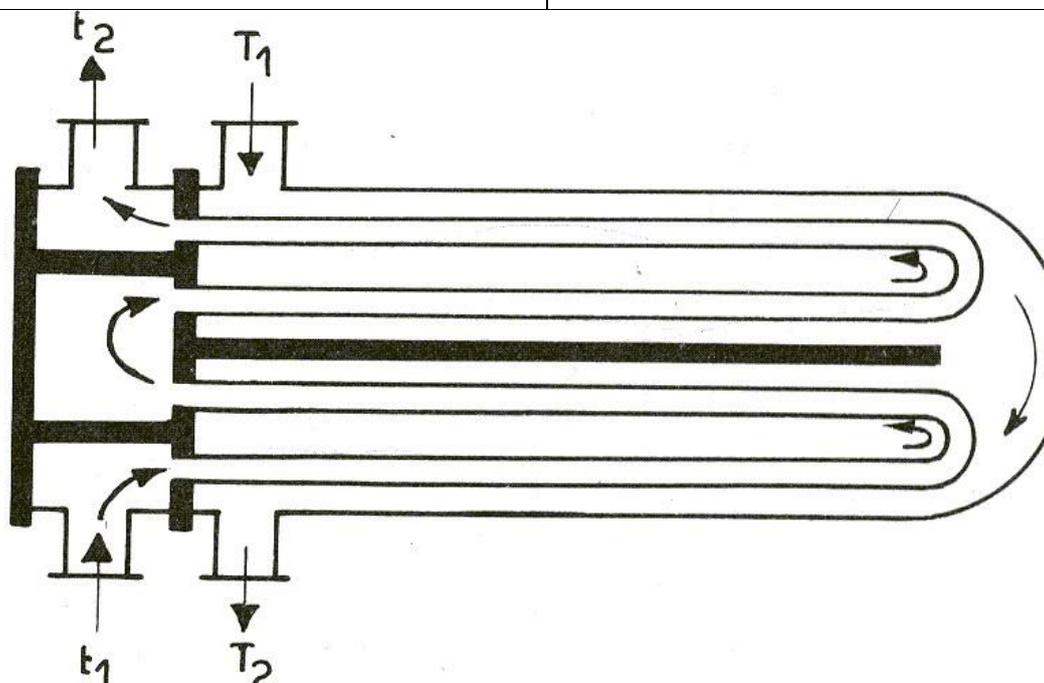


Figure V.2. Echangeur E115 C

Conclusion

Le long de ce chapitre, nous avons effectué un dimensionnement d'un nouveau échangeur E115 C contribuant au refroidissement de naphta produit à l'unité 100 sans agir sur le taux de marche, on arrive ainsi à éviter le manque à gagner du au arrêts imprévus et la mobilisation du personnel vu que les phases de démarrage, arrêt, manipulation de taux de marche sont les phases les plus critiques de chaque unité de production et présentent un risque important vu que le fonctionnement de l'unité est assuré manuellement.

Ce chapitre arrive à terme en présentant les résultats des calculs ainsi que les caractéristiques de l'échangeur E115 C.

Conclusion Général

Notre étude s'achève en présentant les résultats du dimensionnement de l'échangeur nouveaupouvant une foi installé résoudre le problème de refroidissement tout en gardant le taux de marche de l'unité 100 au niveau souhaitable.

On a obtenu un échangeur possédant des caractéristiques qui tiennent en compte la perte de charge et la surface d'échange thermique désiré.

L'installation de cet échangeur en parallèle offrira une flexibilité en termes d'exploitation rendant possible le nettoyage des échangeurs E115A/B en dehors des périodes d'arrêts programmés tout en respectant le débit à refroidir respective pour chaque échangeur.

Cette approche est justifiée vu que le manque à produire du à ces perturbations en terme d'exploitation coutera le complexe plus que le cout d'un échangeur.

Loin d'être final à elle-même, cette étude doit être complétée par une étude technico-économique faisant appel à une équipe pluridisciplinaire afin de la mise en œuvre de ces acquis.

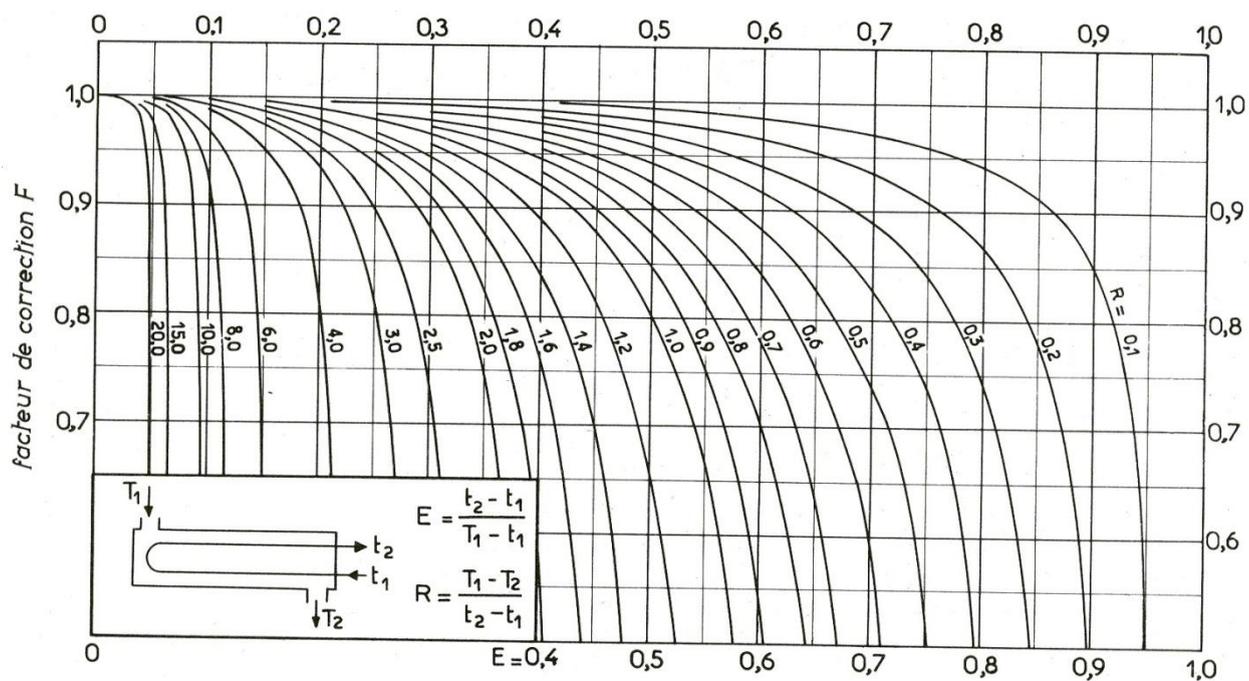
Nous suggérons comme perspective de faire une étude pour les différentes configurations géométriques (à plaques, tubulaires coaxiaux et échangeurs à courants croisés) et de comparer leurs efficacités tout en prenant en compte l'aspect économique.

Références Bibliographiques

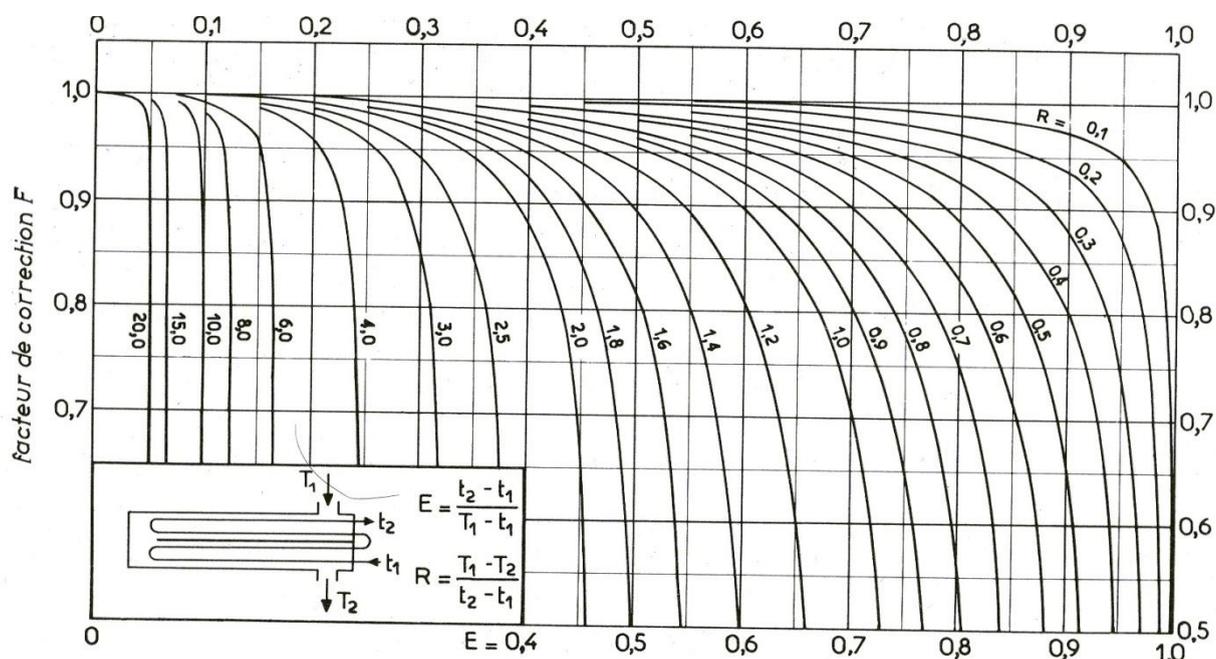
- [1] Mr. Seghiri Salah, Mr. Chérif Ben Salah : " Analyse de La performance de la fonction Achats sous l'égide de la nouvelle procédure de passation des marchés (R18)", octobre 2012.
- [2] Mr. Riabi Houssemeddine : " Etude de l'opportunité d'installer un échangeur nouveau afin de mieux refroidir le naphta, U100, Complexe RA2K.", juillet 2015.
- [3] Manuels Opératoires Unités 100/200/300/500, 2006 CNPC. Complexe RA2K, Sonatrach
- [4] IFP training : Equipements thermiques, IAP Hassi Messaoud.
- [5] M. A.Masri, 2010. Echangeurs de chaleur : Exploitation, Design et Sélection. Séminaire Formation Industrie, IAP Ecole de Boumerdès.
- [6] André Bontemps, Alain Garrigue. Description des échangeurs. Techniques de l'ingénieur. Traité Génie Énergétique. B2341.
- [7] A. Menidjel, 2009. Exploitation des échangeurs à faisceaux et calandre. IAP Ecole de Skikda.
- [8] Pierre Wuithier, 1972. Le Pétrole : Raffinage et Génie Chimique, Tome I. Collection Sciences et Techniques du Pétrole. Editions Technip Paris.
- [9] Christophe Marvilet, Echangeurs de chaleurs, Problèmes de fonctionnement. Techniques de l'ingénieur. Traité Génie Énergétique. B344.
- [10] Bob Tippee, Oil and Gas Journal. PennWell Corporation. Oklahoma US.
- [11] Adrian Bejan & Allan D.Kraus, 2003. Heat Transfer Handbook. Edition John Wiley. New Jersey US.

Annexes

Annexe I: Détermination du facteur de correction.



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



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

Annexe II: Détermination du Coefficient de transfert sale (U_s)

COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE U_s ⁽¹⁾

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniacque et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniacque	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 III: Caractéristiques des tubes d'échangeur.

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

Annexe IV: Disposition des tubes en carrée

DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _c calandre		Tubes : 3/4'' P = 1''				Tubes : 1'' P = 1 1/4''				Tubes : 1 1/4'' P = 1 9/16''			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26			12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Annexe V: Facteur de Colburn côté tube.

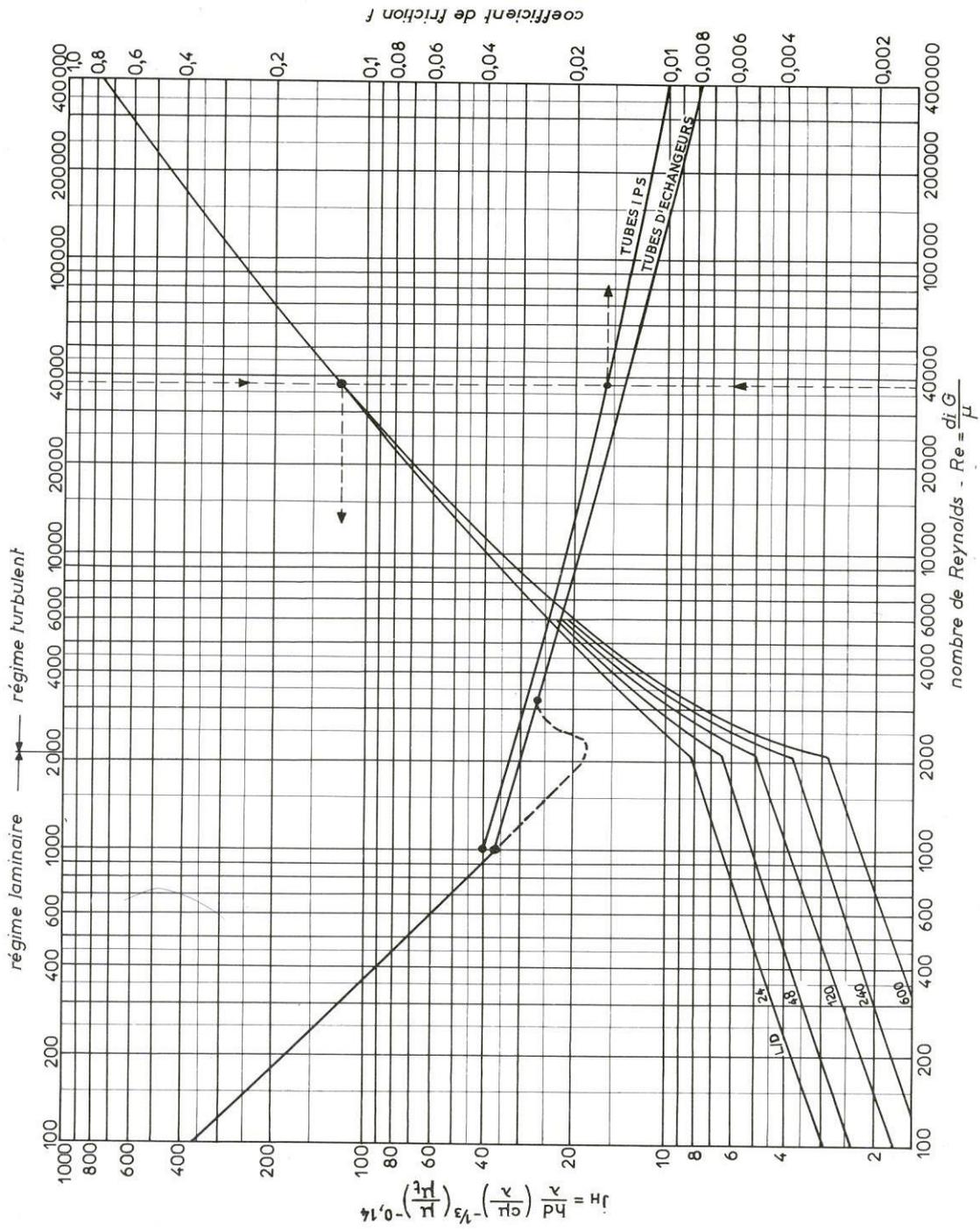


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

Annexe VI: Choix du pas

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

(1) Le pas est la distance centre à centre de deux tubes voisins.

Annexe VII: Facteur de Colburn côté calandre.

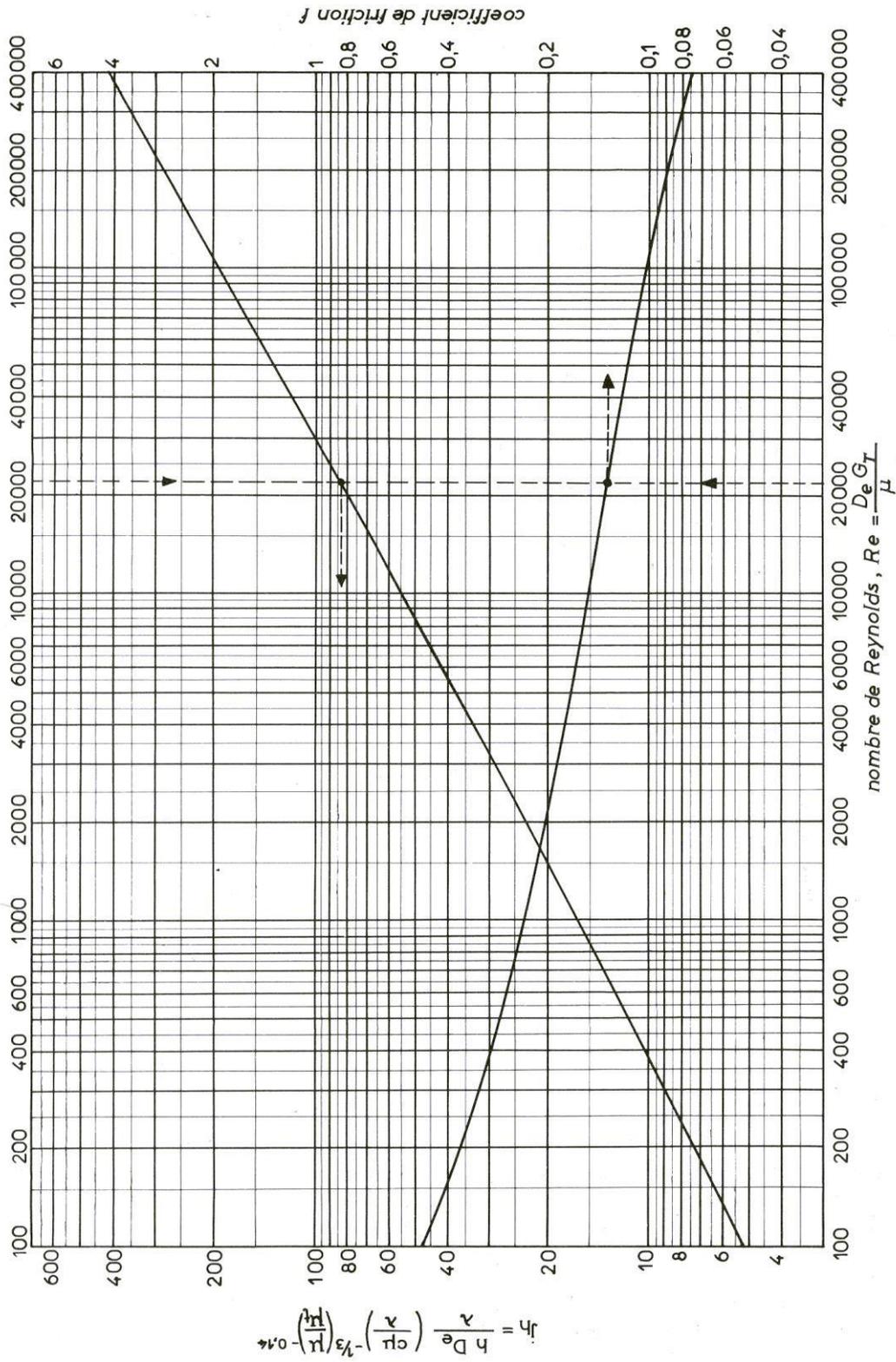


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

Annexe VIII: Détermination des températures caloriques.

CAS GÉNÉRAL	L'UN DES FLUIDES EST TRÈS VISQUEUX	DTLM < 30°C T ₁ - T ₂ < 60°C t ₂ - t ₁ < 60°C				
<p>Calcul aux extrémités chaude et froide : Δt_{ch}, Δt_{fr}, U_{ch} et U_{fr}</p> <p align="center">DEUX SOLUTIONS</p> <table border="1"> <tr> <td align="center">1</td> <td align="center">2</td> </tr> <tr> <td> $\frac{Q}{A}$ par [V.1.39] (DTLM) par [V.1.6] $U_p = \frac{Q/A}{F. (DTLM)}$ </td> <td> K_c et r par [V.1.45] F_c par figure V.1.28 ou éq. [V.1.46] Calcul de T_c et t_c par [V.1.41 et 42] h_o et h_{io} à T_c et t_c $U_p = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$ </td> </tr> </table>	1	2	$\frac{Q}{A}$ par [V.1.39] (DTLM) par [V.1.6] $U_p = \frac{Q/A}{F. (DTLM)}$	K _c et r par [V.1.45] F _c par figure V.1.28 ou éq. [V.1.46] Calcul de T _c et t _c par [V.1.41 et 42] h _o et h _{io} à T _c et t _c $U_p = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$	3	4
1	2					
$\frac{Q}{A}$ par [V.1.39] (DTLM) par [V.1.6] $U_p = \frac{Q/A}{F. (DTLM)}$	K _c et r par [V.1.45] F _c par figure V.1.28 ou éq. [V.1.46] Calcul de T _c et t _c par [V.1.41 et 42] h _o et h _{io} à T _c et t _c $U_p = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$					
	<p>Δt et densité du fluide visqueux K_c et F_c par figure V.1.28 T_c et t_c [V.1.41 et 42]</p> $U_p = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$	F _c = 0,5 T _c et t _c [V.1.41 et 42] h _o et h _{io} à T _c et t _c $U_p = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$				