

**Université de Bouira**  
Akli Mohand Oulhadj



**جامعة البويرة**  
أكلي محمد أولحاج

République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique  
Université Akli Mohand Oulhadj (Bouira)

**Faculté des Sciences et des Sciences Appliquées**  
**Département de Génie Mécanique.**

## **PROJET DE FIN D'ÉTUDES**

**Présenté pour l'obtention du Diplôme de Master 2 par :**

**Berkai Syla**

**Aissaoui Sabrina**

**Filière : Génie Mécanique**  
**Spécialité : Energétique**

## **THÈME**

**Études expérimentales d'encrassement des  
préchauffeurs de l'unité de traitement du brut sud**

Remis le 09 / 07 /2019

Devant le jury

Président :

Rapporteur : M.Aberkane Sofiane

Co-Rapporteur : M.Bentarzi Madani

Examineur :

Examineur :



# REMERCIEMENTS

*En premier lieu, nous tenons à remercier Dieu, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.*

*Nous tenons à remercier **Mr.ABERKANE SOFIANE** notre promoteur pour son grand soutien et ses conseils considérables.*

*Nous tenons aussi à adresser nos remerciements les plus particuliers au chef de service de l'UTBS **Mr L.BENABED**, et aux messieurs **BENGRICHE ALI, MEDFOUNI SAMIR, BENTARZI MADANI** pour leurs accueils et leur disponibilités.*

*Nous remercions également tous les professeurs du département **GÉNIE MÉCANIQUE ENERGÉTIQUE**.*

*Que toute personne ayant participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail, accepte nos grands et sincères remerciements.*

Berkai Syla

Aissaoui Sabrina





# DEDICACES

Nous tenons a dédier ce modeste travail fruit des années d'études, a nos parents pour le sacrifice dont ils ont fait preuve à notre égard.

A nos deux familles et a nos amis et amies, nous adressons nos sentiments les plus chaleureux.



# Nomenclature

---

## Nomenclature

- A : Surface d'échange [ $m^2$ ]
- a : Surface d'échange du tube [ $m^2$ ]
- $a_c$ : La section de la calandre [ $m^2$ ]
- $a_t$ : La section par passe [ $m^2$ ]
- B : Espace entre chicane [m]
- Cp: Chaleur spécifique à pression constante [kJ/KgK]
- DC: Diamètre de la calandre [m]
- $D_e$ : Diamètre équivalent [m]
- $D_{FG}$  : Débit massique de fuel gaz alimentant les brûleurs.
- $d_i$ : Diamètre intérieur [m]
- $d_e$ : Diamètre extérieur [m]
- DTLM : Différence de température logarithmique moyenne [°C]
- e : Epaisseur [m]
- F : Facteur de correction
- $G_B$ : vitesse massique côté tubes [kg/h.m<sup>2</sup>]
- $G_{ct}$  : vitesse massique côté calandre [kg/h.m<sup>2</sup>]
- $H_e$  : Enthalpie molaire de l'alimentation chaude [kJ/kmol]
- $H_v$  : Enthalpie molaire du liquide soutiré du fond de colonne [kJ/kmol]
- $h_e$  : Enthalpie molaire du reflux [kJ/kmol]
- $h_l$  : Enthalpie molaire du liquide soutiré du fond de la colonne [kJ/kmol]
- $h_i$  : Coefficient de film interne.
- $h_o$  : Coefficient de film externe
- L : La longueur du tube
- L : Débit molaire du liquide soutiré du fond de la colonne [kmol/h]
- M : Débit molaire de l'alimentation chaude [kmol/h]
- m : Débit molaire du reflux froid [kmol/h]
- $N_t$ : Nombre de tube.
- Nu : nombre de Nusselt
- $n_t$  : nombre de passe par tube .
- $n_c$  : nombre de passe par calandre
-

# Nomenclature

---

P : Le pas

Pr : Nombre de Prandlt

$PCI_{FG}$  : Pouvoir calorifique inférieur du fuel gaz

$Q_v$ : Débit volumique dans les tubes [ $m^3/h$ ]

$Q_v'$ : Débit volumique dans la calandre [ $m^3/h$ ]

Q: Quantité de chaleur [Kcal/kg]

$Q_{reb}$ : Energie fournie par le rebouilleur [kJ/h ]

Re : Reynolds.

Rd: résistance d'encrassement [ $m^2 K/W$ ]

Te: Température d'entrée côté calandre [ $^{\circ}C$ ]

Ts: Température de sortie côté calandre [ $^{\circ}C$ ]

te: Température d'entrée côté tube [ $^{\circ}C$ ]

ts: Température de sortie côté tube [ $^{\circ}C$ ]

$U_s$ : coefficient de transfert sale [ $W/m^2 K$ ].

$U_p$ : coefficient de transfert propre [ $W/m^2 K$ ]

V : Débit molaire de la vapeur de tête de colonne [kmol/h]

V: vitesse de circulation de fluide

$\Delta P_t$ : Perte de charge côté tube [bar]

$\Delta P_c$  : Perte de charge côté calandre [bar]

## Symbols grecs :

$\Phi$	Densité surfacique de flux de chaleur	$w/m^2$
$\phi$	Flux de chaleur	W
$\lambda$	Conductivité thermique	W/m.K
$\rho$	Masse volumique	$Kg/m^3$
$\mu$	Viscosité dynamique	Kg/ms
$\nu$	Viscosité cinématique	$m^2/s$
$\varepsilon$	Efficacité	

$\eta_{th}$  : rendement thermique du four.

$\phi_t$  : Fonction corrective pour le chauffage ou refroidissement coté tube.

$\phi_c$ : Fonction corrective pour le chauffage ou refroidissement coté calandre

---

# Nomenclature

---

## Indices

<b>e</b>	Entrée
<b>s</b>	Sortie
<b>h</b>	chaud (cold)
<b>c</b>	froid ( hot)

## Abréviation :

<b>SONATRACH</b>	Société national de transport et commercialisation des hydrocarbures
<b>UTBS</b>	Unité de traitement brut sud
<b>CIS</b>	Complexe industriel sud
<b>HEH</b>	Haoud el Hamra
<b>OMN</b>	77 Champs satellite
<b>GPL</b>	Gaz de propane liquéfié
<b>GNL</b>	GAZ naturel liquéfié
<b>API</b>	American Petroleum institut
<b>HP</b>	Haute pression
<b>BP</b>	Basse pression
<b>TBP</b>	Très basse pression
<b>BSW</b>	Teneur en eau dans le brut
<b>TVR</b>	Tension de vapeur Reid
<b>MES</b>	la teneur en matières en suspension
<b>DCS</b>	Distributed control system
<b>ESD</b>	Emergency shutdown
<b>BWG</b>	Birmingham Wire Gage

---

## Listes des figures

---

Figure I.1 : Situation géographique du champ de Hassi-Messaoud.....	04
Figure I.2 : Situation géographique de l'UTBS.....	05
Figure I.3 : plan de masse de L'UTBS.....	06
Figure I.4 : Implantation et réseau de collecte du site UTBS.....	07
Figure I.5 : Séparateur tri-phasique.....	08
Figure I.6 : Principe de la séparation tri-phasique.....	08
Figure I.7 : Réchauffeur d'huile.....	09
Figure I.8 : Séparateur bi-phasique.....	10
Figure I. 9 : Principe de la séparation bi-phasique.....	10
Figure I. 10 : Dessaleur.....	11
Figure I.11 : Dessaleur 1 <sup>er</sup> et 2 <sup>ème</sup> étage.....	12
Figure I.12 : Colonne de stabilisation.....	13
Figure I.13 : Préchauffeur de la colonne de stabilisation.....	14
Figure I.14 :Four.....	15
Figure I.15 : Aéro-réfrigérants.....	14
Figure I.16 : Bac de stockage.....	16
Figure I.17 : Pompe booster.....	16
Figure I.18 : Pompe d'expédition.....	17
Figure I.19 : Package de comptage d'huile stabilisé.....	18
Figure I.20 : Système hors spécification (Hors-Spec).....	19
Figure II.1 : Présentation des trois types de transfert de chaleur.....	25
Figure II.2 : Evolution qualitative des températures dans un échangeur tubulaire Co-courant.....	27
Figure II.3 : Evolution qualitative des températures dans un échangeur tubulaire ou à plaques à contre courants.....	27
Figure II.4 : Exemples d'échangeurs à courants croisés.....	28
Figure II.5 :Échangeur monotube.....	30
Figure II.6 : Échangeur coaxial.....	30
Figure II.7. Échangeurs à tubes séparés.....	31
Figure II.8 : Échangeurs à tubes rapprochés.....	31
Figure II.9 :Ailettes transversales.....	32
Figure II.10 :Échangeur faisceau calandre.....	33
Figure I.11 : Échangeur à plaques.....	35
Figure II.12 :Échangeur sale et propre.....	36
Figure II.13 : Différents types d'évolution de la résistance d'encrassement en fonction du temps.....	43
Figure III.1 :Echange à contre-courant.....	47
Figure. III.2 : Ecoulement du fluide à travers la calandre.....	49
Figure III.3 : Définition de diamètre équivalent.....	50
Figure.III.4 : L'évolution de comparaison de la résistance d'encrassement durant les deux mois janvier et mars.....	59
Figure III.5 :L'évolution de la résistance d'encrassement en fonction de la température coté tube mois du mars.....	60
Figure III.6 :L'évolution de la vitesse de circulation en fonction de temps durant mois de janvier.....	61
Figure III.7 : L'évolution de la vitesse de circulation en fonction de temps durant mois de mars.....	61
Figure III.8 : Les pertes de charge en fonction de la température entrée préchauffeur.....	62
Figure III.9 :L'évolution des pertes de charge coté tube durant le mois de janvier.....	63

---

## Listes des figures

---

Figure III.10 : L'évolution des pertes de charge coté tube durant le mois de mars.....	63
Figure III. 11: Bilan thermique sur la colonne.....	66
Figure VI.1 : La variation de F5 et F6 en fonction de la pression de calcul.....	72

*Liste des tableaux*

Tableau III .1 : Caractéristiques design préchauffeurs (A et B).....	44
Tableau III .2 : Corrélations utilisées pour le calcul des propriétés physique des deux fluides.....	46
Tableau III.3 : Tableau des données le jour de calcul .....	52
Tableau III.4 : Propriétés physiques des deux fluides.....	53
Tableau III .5 :Tableau Comparatif entre les valeurs calculées et les valeurs données par le design.....	65
Tableau III .6. L'énergie fournie au niveau du rebouilleur.....	67
Tableau III .7. Pouvoir calorifique du combustible d'alimentation du four.....	68
Tableau VI.1 : Variation de $F_1$ avec le type d'échangeur.....	71
Tableau VI.2 : Variation de $F_2$ avec la longueur des tubes.....	71
Tableau VI.3 : Variation de $F_3$ avec la disposition des tubes.....	71
Tableau VI.4 : Variation de $F_4$ avec les matériaux des tubes et calandre.....	72

---

<b>Introduction générale</b> .....	01
<b>CHAPITRE I:Présentation de l'UTBS</b>	
I.1. Présentation de l'entreprise SONATRACH.....	03
I.2. Présentation du champ Hassi Messaoud.....	03
I.3. Présentation de l'UTBS.....	04
I.3.1. Présentation de l'unité de traitement.....	05
I.3.1.1. Réseaux de Collecte du brut non stabilisé des satellites vers UTBS.....	06
I.3.1.2. Séparation .....	07
I.3.1.3. Dessalage .....	10
I.3.1.4. Stabilisation .....	12
I.3.1.5. Stockage et expédition .....	15
I.3.1.6. Package de comptage d'huile stabilisé .....	17
I.3.1.7. Système hors spécification (hors-spec).....	19
I.3.1.8. Compression-expédition du gaz.....	19
I.3.1.9. Les systèmes utilités.....	19
I.3.1.10. Système de contrôle et sécurité de procédé.....	22
<b>CHAPITRE II :Généralité sur les échangeurs de chaleur</b>	
II.1. Généralités sur le transfert de chaleur.....	23
II.1.1. Définitions .....	23
II.1.2. Phénomène de conduction thermique .....	23
II.1.3. Phénomène de convection thermique .....	25
II.1.4. Phénomène de rayonnement .....	25
II.2. Généralités sur les échangeurs de chaleur.....	26
II.2.1. Critères de classement des échangeurs .....	26
II.2.1.1. Classement suivant la disposition des écoulements .....	26
II.2.1.2. Classement suivant types de contact .....	28
II.2.1.3. Classement suivant les types d'échange .....	28
II.2.1.4. Classement suivant la nature de matériau de la paroi d'échange.....	29
II.2.1.5. Classement suivant la compacité de l'échangeur .....	29
II.2.1.6. Classement suivant le régime d'écoulement .....	29
II.2.1.7. Classement technologique.....	29
II.2.1.7.1. Échangeur tubulaire .....	29
II.2.1.7.2. Échangeur à plaques.....	35
II.2.1.7.3. Autre types d'échangeurs.....	35
II.3. Encrassement .....	36
II.3.1. L'effet de l'encrassement dans l'industrie pétrolière.....	37
II.3.2. Les couts annuels dues à l'encrassement.....	37
II.3.2.1. Coûts liés a la conception de l'échangeur .....	37
II.3.2.2. Coûts liés au fonctionnement de l'échangeur.....	37
II.3.2.3. Coûts liés a l'arrêt de l'installation .....	38
II.3.3. Les formes d'encrassement.....	38
II.3.3.1. Encrassement particulaire.....	38
II.3.3.2. Encrassement par corrosion.....	38
II.3.3.3. Encrassement entartrage.....	39
II.3.3.4. Encrassement biologique .....	39
II.3.3.5. Encrassement par réaction chimique.....	39
II.3.3.6. Encrassement par solidification.....	40

---

II.3.4. Paramètres influençant l'encrassement.....	40
II.3.4.1. La vitesse d'écoulement du fluide d'alimentation.....	41
II.3.4.2. Température de la surface d'échange de chaleur.....	41
II.3.4.3. Concentration du précurseur.....	41
II.3.4.4. Présence de l'oxygène et du soufre.....	41
II.3.4.5. Nature et matériaux de construction de la surface.....	41
II.3.5. Cinétique d'encrassement.....	41
II.3.5.1. Cinétique asymptotique [évolution exponentielle].....	42
II.3.5.2. Cinétique affine [linéaire].....	42
II.3.5.3. Cinétique en racine carrée [évolution dents de scie].....	42
II.3.5.4. Cinétique quadratique.....	42

### **CHAPITRE III: Étude expérimentale de l'encrassement**

III.1. Introduction.....	44
III.2. Les caractéristiques design sur les échangeurs (préchauffeurs).....	44
III.3. Hypothèses simplificatrices.....	44
III.4. Calcul de la résistance d'encrassement.....	45
III.4.1. Les propriétés physiques des deux fluides.....	45
III.4.2. Bilan thermique.....	46
III.4.3. Calcul de la différence moyenne de température ( $\Delta T_{LM}$ ).....	47
III.4.4. Détermination de la température calorique $T_c$ .....	48
III.4.5. Calcul de la résistance d'encrassement par la méthode de KERN.....	48
III.4.5.1. Coté tube.....	48
III.4.5.2. Coté calandre.....	49
III.4.5.3. Coefficient de la résistance d'encrassement.....	52
III.4.5.4. Calcul de coefficient de transfert propre.....	52
III.5. Exemple de calcul.....	52
III.6. Algorithme de calcul par la méthode de KERN.....	57
III.7. Résultats et interprétation.....	59
III.7.1. L'évolution de la résistance d'encrassement en fonction du temps.....	59
III.7.2. L'évolution de la résistance d'encrassement en fonction de température.....	60
III.7.3. L'évolution de la vitesse de circulation en fonction du temps.....	61
III.7.4. L'évolution des pertes de charge en fonction de température.....	62
III.7.5. L'évolution des pertes de charge en fonction du temps.....	63
III.9. Calcul l'efficacité de préchauffeur.....	64
III.10. Comparaison entre la marche actuelle et la marche de design.....	65
III.11. Bilan thermique sur la colonne de stabilisation.....	66
III.12. Calcul l'énergie apportée au niveau du rebouilleur avec $R_d$ .....	67
III.12.1. Cas de design.....	67
III.12.2. Cas actuel.....	69
III.13. Calcul de la consommation fuel gaz du four qui est du à l'encrassement.....	69

### **CHAPITRE IV: Etude technico-économique**

IV.1. Estimation des coûts de construction d'un échangeur.....	71
IV.2. Coûts de maintenance.....	73
IV.2.1.1. Coût de montage et de démontage $C_1$ .....	73
IV.2.1.2. Coût d'entretien $C_2$ .....	73

---

IV.2.1.3. Coût de l'eau de rinçage C3.....	73
IV.3 .Manque à gagner de production du à l'arrêt du train pour le lavage des échangeurs...	74
<b>Conclusion générale</b> .....	<b>75</b>

# Résumé

---

## Résumé

Ce travail est porté sur la compréhension et l'étude du phénomène d'encrassement des échangeurs de chaleur à tubes et calandre.

Notre étude a été effectuée sur la batterie des préchauffeurs (A et B) train 30 de l'unité UTBS à Hassi Messaoud, les fluides entrants (le brut non stabilisé et le brut stabilisé) respectivement, coté tubes et côté calandre, ont un pouvoir fortement encrassant et posent d'importants défis vis-à-vis de l'efficacité et de la durée de vie.

Pour évaluer la résistance d'encrassement dans les préchauffeurs, nous avons utilisé la méthode de Kern. Les résultats trouvés montrent que les valeurs de la résistance d'encrassement augmentent en fonction du temps sous influence des différents paramètres (température et nature de la surface d'échange, vitesse d'écoulement de fluide d'alimentation, présence de certains constituants dans la charge d'alimentation) cela provoque une perte de charge supplémentaire aux cours d'écoulement ainsi qu'une diminution de transfert de chaleur entre effluents, ce qui mis en cause directement l'efficacité de l'échangeur.

Mots clés : Échangeur de chaleur, l'encrassement.

## ABSTRACT

This work focuses on the understanding and study of the fouling phenomenon of tube and shell heat exchangers.

Our study was carried out on the battery of the preheaters (A and B) train 30 of the UTBS unit at Hassi Messaoud, the incoming fluids (the unstabilized crude and the stabilized crude) respectively, side tube and side shell, have a power strongly fouling and pose significant challenges to efficiency and longevity.

To evaluate the fouling resistance in preheaters, we used the Kern method. The results found show that the values of the fouling resistance increase as a function of time under the influence of the various parameters (temperature and nature of the exchange surface, fluid flow rate, presence of certain components) this causes additional pressure drop during flow and decrease in heat transfers between effluent, which directly pose a problem about the efficiency of the exchanger.

Key words: heat exchanger, fouling.

---

## ملخص

يركز هذا العمل على فهم ودراسة ظاهرة ترسبات المبادلات الحرارية للأنايبب والاسطوانة.

اجريت دراستنا على بطارية التسخين الاولى (BوA) القطار 30 من وحدة UTBS في حاسي مسعود، السوائل المستعملة (النفط الخام غير المستقر والنفط المستقر) على التوالي، جهة الانابيب وجهة الاسطوانة، يتمتعان بقوة ترسب كبيرة، وبالتالي يفرض تحديات كبيرة على فعالية الالة وطول حياة استعمالها.

لوضع تقييم لمقاومة الترسبات في المبادل الحراري، استخدمنا طريقة kern، اظهرت النتائج التي تحصلنا عليها ان قيم مقاومة الترسبات تزداد بدلالة الزمن تحت تأثير عوامل مختلفة (درجة الحرارة وطبيعة سطح المبادل، سرعة التدفق السائل المغذي، تواجد مواد عضوية في السوائل المتدفقة) وهذا يسبب فقدان الحمل الحراري الاضافي اثناء التدفق وكذلك انخفاض في انتقال الحرارة بين السائلين، مما ينقص من فعالية المبادل.

الكلمات المفتاحية: المبادل الحراري، الترسبات.

---

# Introduction générale

---

Toute notre civilisation s'est construite et développée autour de ce concentré d'énergie exceptionnel qu'est le pétrole. Sa forte densité énergétique (une grande quantité d'énergie dans un faible volume) et sa facilité de stockage et de transport ont fait une énergie prépondérante dans le bouquet énergétique mondial. L'Algérie est le 18<sup>ème</sup> producteur de pétrole, malgré la chute des prix et une tendance mondiale de baisse des investissements dans ce secteur, l'Algérie est déterminée à maintenir, voire à augmenter ses investissements en amont et en aval. La priorité consiste non seulement à soutenir l'effort d'exploitation pour assurer la sécurité énergétique à très long terme, mais aussi à renforcer son rôle en tant qu'acteur important du commerce international de l'énergie. L'expédition du pétrole brut nécessite des spécifications commerciales en qualité de TVR. Pour satisfaire cette condition le brut doit être stabilisé. Le procédé de stabilisation consiste à enlever les hydrocarbures gazeux ou volatils d'un pétrole brut sans toucher aux hydrocarbures les plus lourds, et cela par chauffage du brut jusqu'à une température précise. L'installation de stabilisation est dotée d'un échangeur de chaleur tubulaire. Les échangeurs de chaleur sont encore parmi les plus utilisés dans le secteur industriel, ils constituent une technologie ancienne qui même si elle se trouve de plus en plus concurrencée reste une technologie indispensable notamment pour des fluides à forte pression ou très visqueux.

L'encrassement des échangeurs est un phénomène prépondérant dans la réduction des performances de ces installations où son degré s'évalue par la mesure du coefficient global d'échange de transfert et aussi la résistance d'encrassement en fonction du temps, qui est une réplique fidèle de l'évolution de l'état physique des surfaces d'échange ou plusieurs travaux ont déjà été effectués dans ce sens.

Cette contre-performance est dû essentiellement au phénomène de l'encrassement des préchauffeurs de la colonne, un phénomène caractérisé par un paramètre appelé la résistance d'encrassement.

Ce travail nous permet d'étudier l'évolution de la résistance d'encrassement avec le temps par le monitoring des paramètres opératoires, et ainsi de déterminer les facteurs qui favorisent ce phénomène.

# Introduction générale

---

Cette étude est répartie sur quatre chapitres :

- **Le premier chapitre** est consacré à la zone d'étude, ou on a donné une description de la région Hassi-Messaoud en générale, et en particulier l'unité de traitement brut sud (UTBS).
- **Le deuxième chapitre** constitue une étude bibliographique assez générale mais non exhaustive sur les échangeurs de chaleur et leur problème durant leur exploitation, le transfert de chaleur dans les échangeurs, une description des différents types d'encrassement et les remèdes.
- **Le troisième chapitre** expose la procédure expérimentale : le monitoring des paramètres de service (température et débit) aux bornes de préchauffeurs de train 30 afin de trouver la meilleure tendance de l'évolution de la résistance d'encrassement en fonction du temps.
- **Le quatrième chapitre** présente l'étude technico-économique, le coût de nettoyage et le coût de l'arrêt et de la conception de préchauffeur.

Le travail se termine par une conclusion générale.

**I.1. Présentation de l'entreprise SONATRACH**

La SONATRACH (Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures), intervient également dans d'autres secteurs tels que : la génération électrique, les énergies nouvelles et renouvelables et le dessalement d'eau de mer. Elle exerce ses activités en Algérie et partout dans le monde.

SONATRACH est une société par actions, sa date de création remonte à 1963 (décret présidentiel N°63-491 du 31/12/1963).

Le 22 septembre 1966, les missions de l'entreprise ont été élargies pour toute la chaîne pétrolière.

Le 24 février 1971 est une date historique pour l'entreprise et le pays. Elle symbolise la nationalisation des hydrocarbures.

SONATRACH est la première entreprise pétrolière de continent africain. Elle est classée 12<sup>ème</sup> parmi les compagnies pétrolières mondiales, 4<sup>ème</sup> exportateur de gaz naturel liquéfié (GNL), 3<sup>ème</sup> exportateur de gaz de pétrole liquéfié (GPL) et 5<sup>ème</sup> exportateur de gaz naturel [1].

**I.2. Présentation du champ Hassi Messaoud**

Le champ de Hassi Messaoud se situe à 850 km au Sud-Sud Est d'Alger et à 350 km des frontières tunisiennes. Par sa superficie qui s'étend sur près de 2200 km<sup>2</sup>, son climat est de type continental avec des variations de température allant de 0°C en hiver à 50°C environ en été il est le plus grand gisement de pétrole en Algérie et l'un des champs les plus complexes du monde. (Figure. I.1)

➤ Capacité de production :

- 02 centres de traitement d'huile, capacité totale : 52 000 tonnes par jour.
- 03 centres de traitement GPL capacité totale 62 00 tonnes par jour.
- 03 centres de traitement Gaz, capacité totale 32,4 millions mètre cubes par jour.
- 04 centres de traitement condensat, capacité totale : 1950 tonnes par jour.
- 09 stations de réinjection de Gaz, capacité totale : 46,2 millions mètre cubes par jour.
- 11 stations d'injection d'eau, capacité totale : 66 000 mètre cubes par jour.



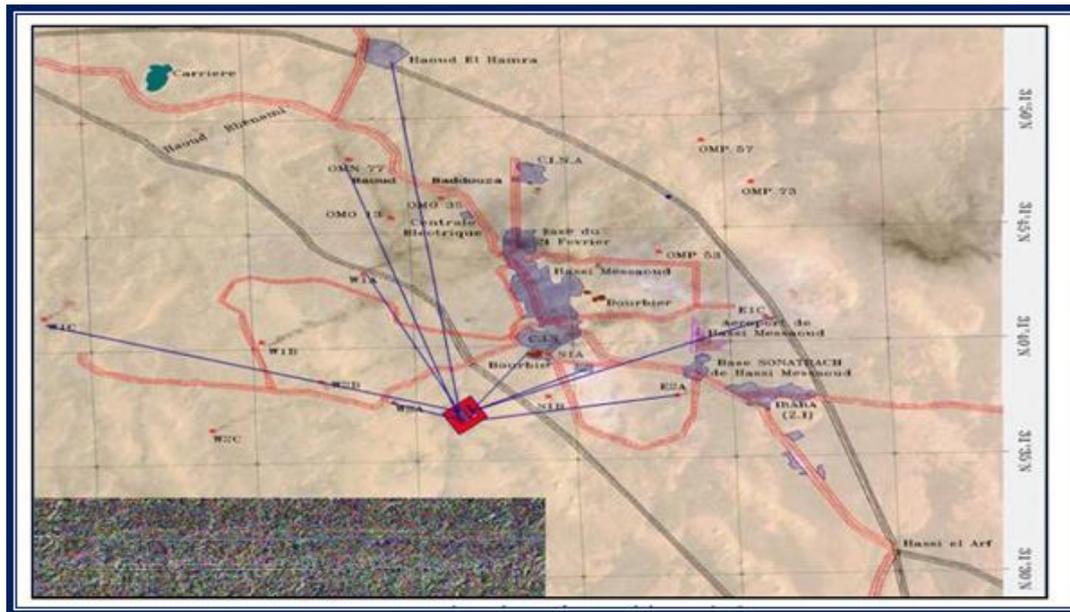
Figure I.1 : Situation géographique du champ de Hassi-Messaoud

### I.3. Présentation de l'UTBS

L'UTBS est une unité de traitement de brut Sud destinée à recevoir et traiter l'huile non stabilisée provenant de six champs satellites existants dans la région de Hassi-Messaoud Sud et d'expédier l'huile stabilisée vers le centre de stockage situé à Haoud El Hamra. Le site est situé à 7 Km au Sud-Ouest du Centre Industriel Sud (CIS). (Figure I.2)

L'UTBS est composée de 3 trains de traitement d'huile de 100 000 barils par jours de capacité normale de traitement chacun et de 4 trains de compression du gaz associé

Le traitement consiste à dessaler et à stabiliser le brut provenant des satellites. Le gaz associé est utilisé comme gaz combustible, l'excédent étant envoyé vers l'unité de GPL située au CIS. L'eau nécessaire au lavage du brut provient de deux puits d'eau d'albien. Les eaux huileuses traitées sont envoyées vers l'unité d'injection d'eau, ou vers le bassin d'évaporation.



**Figure I.2** : Situation géographique de l'UTBS

**L'UTBS a été mise en service en septembre 2010 et elle a pour objectif**

- D'améliorer les spécifications des produits ;
- D'augmenter la production d'huile stabilisée ;
- Atteindre 80% de la production totale d'huile stabilisée ;
- Délocalisation et amélioration de la sécurité des installations ;
- Produire en toute sécurité [2].

**Les caractéristiques de l'huile stabilisée à UTBS sont les suivantes**

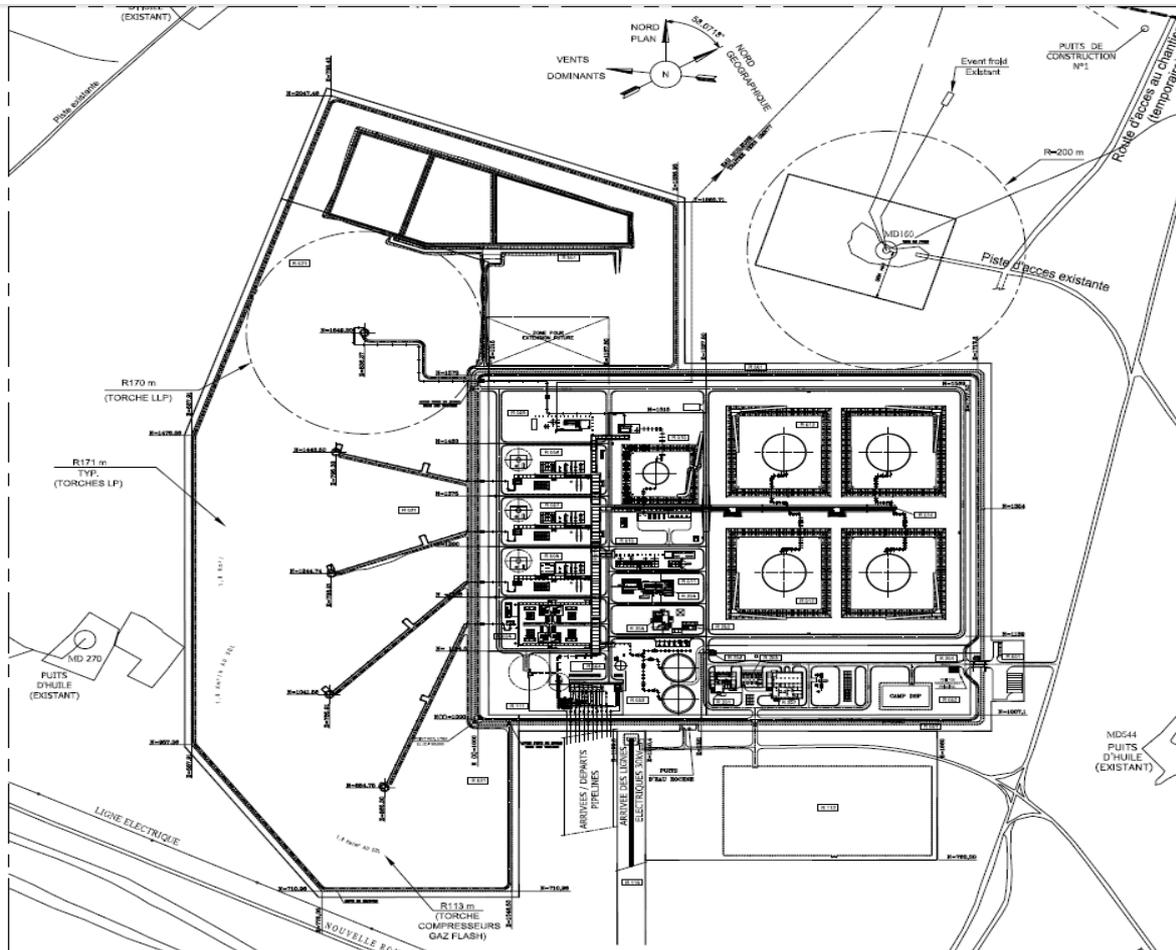
- **Tension de vapeur Reid (TVR)** : Inférieure ou égale à 10 psi en hiver et inférieure ou égale à 7 psi en été ;
- **Teneur en eau et sédiments (BSW)** : Inférieure ou égale à 0.1% vol ;
- **Salinité** : Inférieure ou égale à 40 mg/L.

### **I.3.1 Présentation de l'unité de traitement**

L'unité UTBS comprend les principaux systèmes procédés, utilités et infrastructures suivants :

1. Réseau de collecte du brut
2. Séparation de brute
3. Dessalage
4. Stabilisation
5. Stockage- expédition comptage et système hors spécification

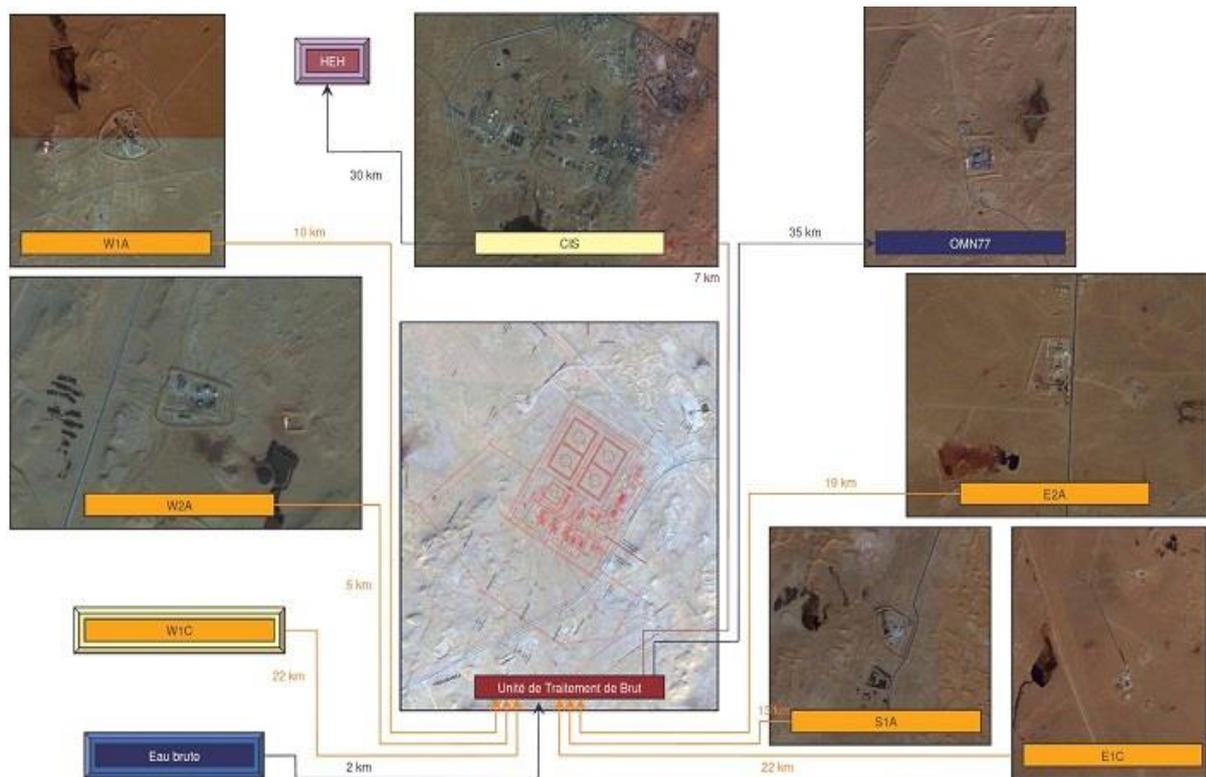
6. Compression de gaz
7. Les systèmes utilités
8. Système DCS/ ESD/ F&G et salle de contrôle



**Figure I.3 : Plan de masse de l'UTBS**

### **I.3.1.1. Réseau de collecte du brut non stabilisé vers l'UTBS**

La figure I.4 présente les puits producteurs alimentant les plateformes satellites existantes où une première séparation huile/gaz/eau est réalisée. Au niveau de chaque plateforme satellite, le brut non stabilisé est pompé du séparateur tri-phasique vers les installations existantes du CIS (Complexe Industriel Sud) ou vers la nouvelle unité UTBS via le nouveau réseau de collecte. Un ensemble de connexions est réalisé afin de relier les plateformes satellites existantes au nouveau réseau de collecte. Le nouveau réseau de collecte permet d'acheminer le brut non stabilisé des plateformes satellites existantes vers le manifold M01 situé à l'entrée de l'UTBS.



**Figure I.4** : Implantation et réseau de collecte du site UTBS

Le manifold M01 est constitué de deux collecteurs : un 24" opérant à une pression normale (13,5 bar) en phase liquide alimentant les trois unités d'huile et le système hors-spec, et un 16" opérant à basse pression (3 bar) en phase mixte alimentant le système hors-spec lorsque les pompes d'expéditions d'huile de deux satellites au maximum sont hors-service.

L'UTBS comprend trois trains de traitement d'huile identiques pouvant produire chacun 100 000 barils par jour d'huile stabilisée à partir du brut provenant des satellites existants. Le brut non stabilisé provenant des satellites existants est répartie vers les trains de traitement de l'UTBS si le débit d'huile provenant des satellites est supérieur à la capacité des trains de traitement en service, l'excédent est dirigé vers l'unité de traitement d'huile hors-spec.

### I.3.1.2 Séparations

#### a- Séparateur tri-phasique

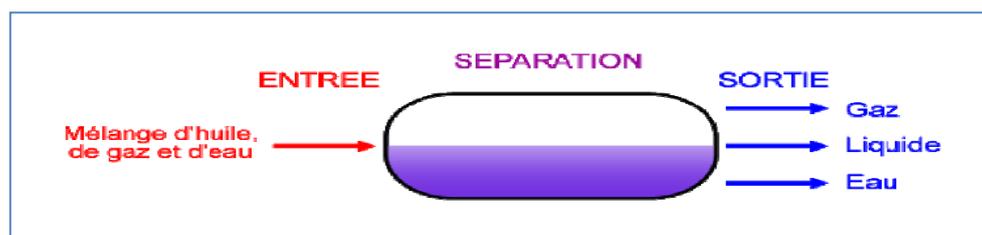
Le séparateur tri-phasique constitue le premier étage de séparation. Il reçoit l'huile provenant des satellites, ainsi que les condensats récupérés dans les KO drum inter-étage de la compression et l'huile recyclée provenant du système d'huile hors-spec.

Le séparateur tri-phasique est opéré à 6.5 bar. Le gaz est envoyé par contrôle de pression vers la compression via le collecteur de gaz de flash, l'excès de gaz étant envoyé vers la torche basse pression de l'unité. L'huile est envoyée par contrôle de niveau vers le réchauffeur d'huile. Etant donnée la faible quantité d'eau attendue dans le brut provenant des satellites où une première séparation a été réalisée, l'eau de procédé est collectée dans un appendice ("boot") et elle est envoyée, par contrôle de niveau, vers l'unité de traitement des eaux huileuses. [3]

Le séparateur tri-phasique est équipé de plaques de tranquillisation ainsi que de plaques de coalescence pour améliorer la séparation eau/huile. Un dévésiculeur est installé sur la sortie gaz pour limiter l'entraînement de liquide vers le collecteur de gaz de flash. Voir Figures (I.5 et I.6.)



**Figure I.5 :** Séparateur tri-phasique



**Figure I.6 :** Principe de la séparation tri-phasique

### **b- Le réchauffeur d'huile**

L'huile provenant du séparateur tri-phasique passe par les tubes du réchauffeur (échangeur) d'huile coté chambre, pour être chauffée à 70°C qui est la température opératoire optimale du package de dessalage. L'échange thermique nécessaire est fourni par l'huile stabilisée chauffée à 120°C, provenant du fond de colonne, et passant coté calandre des

échangeurs. Celle-ci procure l'apport calorifique nécessaire au réchauffage de l'huile non stabilisée (70°C).

Outre les chambres et tubes, les réchauffeurs (échangeurs) d'huile sont constitués de deux calandres en série, chaque calandre peut être entourée. Les réchauffeurs (échangeurs) d'huile et les préchauffeurs de la colonne de stabilisation font partie du schéma d'intégration thermique de l'unité, qui permet de récupérer une partie de la chaleur de l'huile chaude stabilisée en fond de colonne. L'huile chauffée à 70°C alimente le séparateur bi-phasique, voir (figure I.7).



**Figure I.7 : Réchauffeur d'huile**

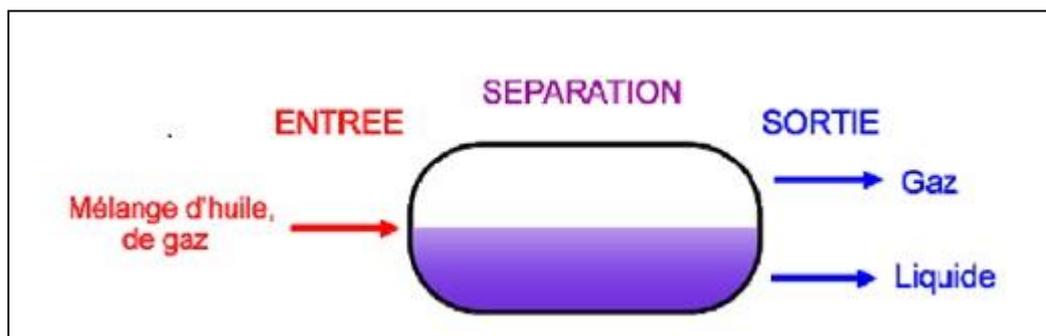
### **c- Le séparateur bi-phasique**

Le séparateur bi-phasique qui constitue la deuxième étape de la séparation il est opéré à 5 bars. Il consiste à séparer gaz et huile. Le gaz de flash dû à la chauffe dans le réchauffeur d'huile et à la détente à 5 bars dans le séparateur bi-phasique est envoyé vers la compression via le collecteur de gaz de flash sous contrôle de pression, l'excès de gaz étant envoyé vers la torche basse pression de l'unité. L'huile est pompé du séparateur bi-phasique vers le package de dessalage par les pompes d'alimentation du dessaleur, centrifuges verticales.

Le séparateur bi-phasique est équipé d'une plaque de tranquillisation pour améliorer la séparation ainsi que d'un dévésiculateur installé sur la sortie gaz pour limiter l'entraînement de liquide vers le collecteur de gaz flash. Un analyseur d'eau dans l'huile est installé sur la sortie huile du séparateur bi-phasique, voir (figures I.8 et I.9).



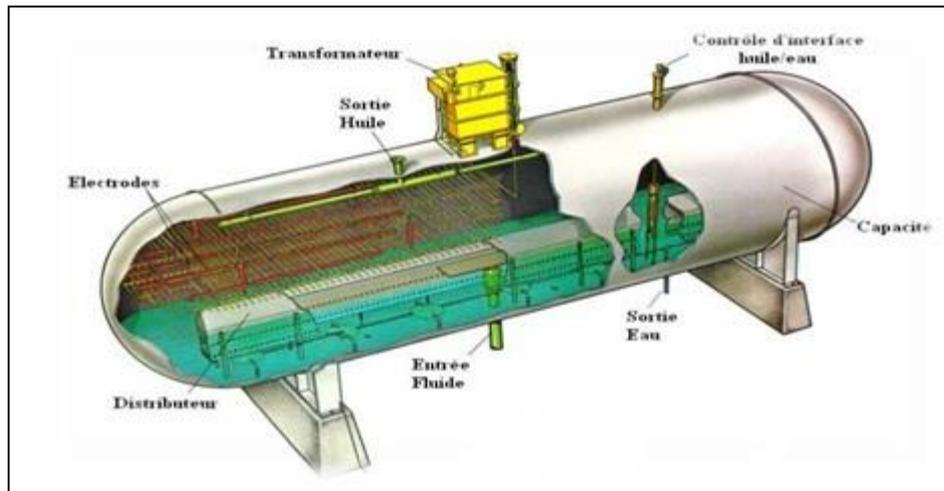
**Figure I.8 :** Séparateur bi-phasique



**Figure I. 9 :** Principe de la séparation bi-phasique

### I.3.1.3 Dessalage

L'huile provenant du séparateur bi-phasique passe à travers le dessaleur, le package de dessalage permet de diminué la teneur en BSW à la sortie du package à 0,1% volume et la concentration en sel à 20 mg/l équivalent NaCl afin de respecter les spécifications en eau et sel de l'huile stabilisée au niveau du stockage (concentration en sel inférieure à 40 mg/l et BSW inférieure à 0,1% volume garantie en sortie de l'UTBS) et de limiter l'encrassement de la colonne par dépôts de sel, voir ( figure I.10).



**Figure I. 10 :** Dessaleur

Le mélange brut-eau de gisement est émulsifié avec de l'eau de lavage recyclée des 1<sup>er</sup> et 2<sup>ème</sup> étages de dessalage. Cette émulsion assure un bon mélange entre l'eau de gisement et l'eau de lavage, assurant ainsi une diminution de la concentration en sel de la phase aqueuse.

Cette émulsion est ensuite séparée en deux phases liquides dans le dessaleur, sous l'action d'un champ électrostatique, qui favorise la coalescence des micros gouttelettes d'eau, formant ainsi des gouttes de taille plus importante, tombant par gravité dans le fond du séparateur électrostatique. Le champ électrostatique est créé entre deux électrodes, une reliée à la masse et l'autre reliée à un transformateur HT installé en partie supérieure du dessaleur.

Un distributeur installé à l'entrée du dessaleur assure une distribution optimum de l'huile dans le champ électrostatique. L'eau coalescée dans le premier étage de dessalage est envoyée vers le package de traitement des eaux huileuse. Une partie de l'eau est recyclée vers l'entrée du premier étage.

Le brut sortant du premier étage de dessalage est ensuite mélangé avec de l'eau de lavage constitué d'un mélange d'eau brute et d'eau de recirculation vers le deuxième étage de dessalage. Un mélange efficace est recréé. L'huile et l'eau sont de nouveau coalescées dans le deuxième étage de dessaleur opérant à une pression de 10,5 Bar à 70°C, toujours sous l'action d'un champ électrostatique. Pour être en grande partie recyclée vers le premier étage grâce aux pompes de recyclage du deuxième étage, le reste étant renvoyé vers l'entrée du deuxième étage. [3]

Une injection de dés émulsifiant est prévue sur chaque étage de dessalage, en amont de la vanne mélangeuse afin de faciliter la séparation eau/huile à chaque étage de dessalage, voir (figure I.11).



**Figure I.11** : Dessaleur 1<sup>er</sup> et 2<sup>ème</sup> étage

#### **I.3.1.4 Stabilisation**

L'huile dessalée alimente la colonne de stabilisation :

- 20% du débit alimente directement la tête de la colonne (alimentation froide).
- 80% du débit alimente le préchauffeur de la colonne de stabilisation (alimentation chaude de la colonne).

La colonne de stabilisation opérant à 5 bars permet de retirer les composés les plus légers du brut et d'atteindre en fond de colonne la TVR requise pour le stockage dans les bacs à toit flottant. En d'autres termes, la colonne de stabilisation permet d'augmenter la température de vaporisation de l'huile stabilisée au-dessus de la température de sortie des aéro-réfrigérants d'huile. Son principe de fonctionnement est la distillation. La distillation consiste à mettre en contact à différentes températures un liquide et une vapeur. Un équilibre est créé entre le liquide et la vapeur dont le résultat est l'augmentation de la concentration des fractions légères dans le gaz et l'augmentation de la concentration des fractions lourdes dans le liquide. Le processus est répété sur chaque plateau et permet une séparation des parties les plus légères de l'huile. La chaleur en fond de colonne est fournie par le rebouilleur.

La colonne de stabilisation permet d'atteindre une TVR de ~7 psi (en été) (c'est-à-dire pour obtenir un point de bulle de 61°C à pression atmosphérique) et de ~10 psi (en hiver) (c'est-à-dire pour obtenir un point de bulle de 42°C à pression atmosphérique).

Des internes spéciaux permettent la distillation du brut et l'obtention de la spécification en TVR :

- Les plateaux au nombre de 21 dans chaque colonne permettent un contact prolongé du liquide et de la vapeur, 8 plateaux à 2 passes sont installés dans la partie supérieure de la colonne, 13 plateaux à quatre passes dans la partie inférieure. L'alimentation liquide froide est réalisée en tête de colonne, au-dessus du plateau 21 l'alimentation chaude mixte est réalisée au-dessus du plateau 13.
- Des distributeurs sont installés sur les entrées, en tête de colonne, au-dessous du plateau 1 et au-dessus du plateau 13.
- Afin de limiter la présence de sel dans la colonne, des soutirages d'eau sont installés sur les plateaux 11 et 19. Ils permettent de collecter l'eau qui s'écoule par différence de densité dans des pots de récupération. L'eau accumulée est drainée manuellement vers le package de traitement des eaux huileuses.

Le liquide descendant du plateau 1 est mélangé à l'huile stabilisée en fond de colonne qui ne comporte pas de cloison.

Le four apporte la chaleur nécessaire à la stabilisation et permet la vaporisation d'une partie de l'huile stabilisée. Le retour vers la colonne du mélange bi-phasique en sortie du four de rebouillage est réalisé sous le plateau 1. La vapeur alimente le plateau 1 alors que le liquide est mélangé au liquide stabilisé en fond de colonne et en vaporise une partie, voir (figure I.12).



**Figure I.12** : Colonne de stabilisation

**a) Le préchauffeur de la colonne de stabilisation**

Le préchauffeur est un échangeur de chaleur de type faisceaux calandre. L'appareil est constitué de deux calandres en série et des tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes. A chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en quatre passes. Les faisceaux sont logés dans une calandre ; munie de tubulures d'entrée et de sortie.

La température de l'huile provenant du package de dessalage est de 70°C environ. Elle passe côté chambre et tubes. Elle est chauffée par l'huile stabilisée passant côté calandre. Afin d'optimiser la récupération de chaleur, la température de l'huile stabilisée en sortie du préchauffeur, côté calandre, est réglée à 120°C.



**Figure I.13** : Préchauffeur de la colonne de stabilisation

**b) Rebouillage (Four)**

Le four de rebouillage est un four à tirage naturel à quatre passes. Le débit vers les passes est équilibré manuellement. Le four dispose de six brûleurs et six pilotes. Le gaz provient du système de gaz combustible. Un pot de récupération est installé en amont du package de gaz combustible pour collecter le liquide éventuellement présent dans le gaz. Chaque four dispose de son propre ballon d'azote haute pression pour permettre l'étouffement du four en cas d'incendie.

L'huile stabilisée chaude (entre 135°C dans le cas d'hiver et 160°C dans le cas été) sort de la colonne et passe côté calandre dans le préchauffeur de la colonne de stabilisation puis côté calandre dans le réchauffeur d'huile et cède ainsi de sa chaleur à l'huile non stabilisée.



**Figure I.14** : Four

### c) Aéro – Réfrigération

Les Aéro-réfrigérants permettent le refroidissement final avant stockage qui est assuré par les réfrigérants d'huile stabilisée, constitués de 4 baies en parallèle, chaque baie comportant deux ventilateurs, dont un à variables.



**Figure I.15** : Aéro-réfrigérants

**I.3.1.5 Stockage et expédition**

En sortie des Aéro-réfrigérants, l'huile provenant des différentes unités de traitement alimente les bacs de stockage à toit flottant via le collecteur commun d'huile stabilisée. Quatre bacs à toit flottant sont installés. La capacité de chaque bac correspond à la production journalière de l'UTBS. En fonctionnement normal, un bac est en remplissage et un bac est en vidange. Les pompes booster et les pompes d'expédition, installées en série, permettent d'expédier l'huile stabilisée de l'UTBS vers le centre de stockage de HEH via le pipeline existant de 24'' reliant CIS à HEH.

Les pompes booster sont des pompes centrifuges verticales et fournissent une pression d'aspiration suffisamment grande pour les pompes d'expédition qui sont des pompes centrifuges horizontales nécessitant un NPSH disponible élevé. Les pompes booster et d'expédition permettent d'exporter la production journalière de l'UTBS (300 000 barils) en 18 heures sous contrôle de débit.

Le débit d'huile expédiée est mesuré par le package de comptage de l'huile stabilisée. Le package de comptage est de type fiscal et comporte 2 branches en parallèle.

L'UTBS est relié au pipeline CIS-HEH par un nouveau pipeline enterré de 30''. Ce pipeline de 30'' dispose d'une gare de racleur de départ située au niveau de l'UTBS et d'une gare de racleur d'arrivée située au niveau du raccordement avec le pipeline 24'' CIS-HEH. Les gares sont prévues pour des racleurs conventionnels. La gare de racleur d'arrivée dispose d'un réservoir de drain atmosphérique enterré pour récupérer le liquide présent dans la gare après une opération de raclage. La dépressurisation de la gare et la décharge de la soupape d'expansion thermique sont réalisées vers ce réservoir. Le liquide stocké dans le réservoir peut être ensuite vidé par camion équipé d'un tuyau suçoir. Voir (Figures I.16, I.17, I.18)



**Figure I.16:** Bac de stockage



**Figure I.17:** Pompe booster



**Figure I.18** : Pompe d'expédition

### **I.3.1.6 Package de comptage d'huile stabilisé**

Le débit d'huile expédiée est mesuré par le package de comptage de l'huile stabilisée. Le package de comptage comporte 2 branches en parallèle, un système de prise d'échantillon automatique et d'une ligne de calibration. Chaque ligne de comptage est équipée d'un capteur de débit de type ultrasonique de haute précision et de capteurs de pression et de température permettant la correction du débit expédié. Chaque ligne de comptage dispose de totalisateurs permettant de connaître le volume total expédié.

Afin de conserver la précision du capteur de comptage, une calibration régulière est nécessaire. Une boucle de calibration est installée en sortie des lignes de comptage pour étalonner le débitmètre ultrasonique. Cette boucle de calibration peut, grâce à un jeu de vannes adéquat, être positionnée en série des lignes de comptage d'huile. La boucle de calibration est constituée d'une ligne de volume connu située entre deux gares de racleurs dans laquelle circule un racleur. Des capteurs permettent de connaître avec précision le temps mis par le racleur pour parcourir la ligne de calibration.

Ceci permet de connaître le débit transféré dans la boucle d'étalonnage et dans les lignes de comptage. Afin d'augmenter encore la précision du système, une vanne 4 voies permet de faire circuler le racleur plusieurs fois dans la ligne de comptage dans un sens et dans l'autre. La comparaison entre le débit mesuré par le débitmètre ultrasonique et la boucle d'étalonnage permet de vérifier la qualité de mesure du débitmètre et de corriger des éventuelles erreurs.

Un système d'échantillonnage automatique prélève régulièrement une petite quantité d'huile en sortie des lignes de comptage de manière à obtenir un échantillon significatif représentatif de l'huile stabilisée expédiée. Une bouteille est reliée à une boucle de circulation en circuit fermé et une vanne automatique permet la prise d'échantillon de manière régulière.



**Figure I.19** : Package de comptage d'huile stabilisé

### **I.3.1.7 Système hors spécification (hors-spec)**

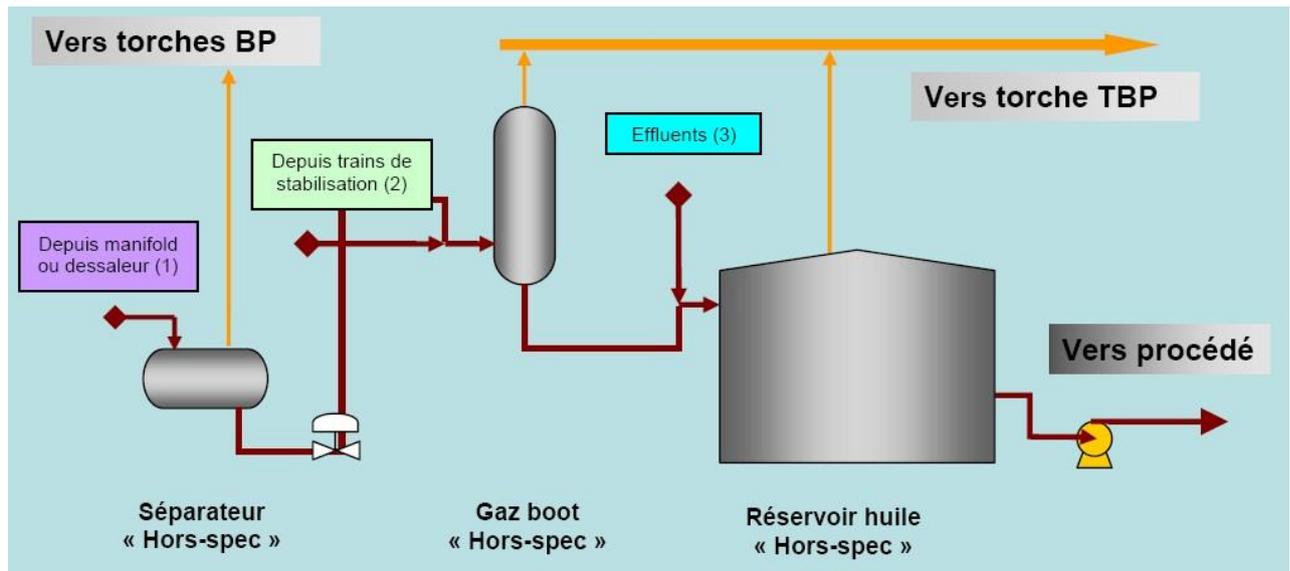
Lorsque le brut ne respecte pas une des spécifications ou en cas de déclenchement des trains (by-pass de l'unité), la production peut être déviée temporairement vers le système hors spécification appelé aussi (hors-spec) pour être progressivement réinjecté dans le procédé ultérieurement.

→ Dans le cas où le brut provient du manifold d'entrée (by-pass de l'unité) ou des dessaleurs, il est dirigé vers le séparateur d'huile (hors-spec) pour un premier dégazage puis s'écoule, sous contrôle de niveau, vers le gaz boot d'huile (hors spec) qui réalise un dégazage à pression atmosphérique.

→ Dans le cas où le brut provient de la sortie des trains de stabilisation, il est directement dirigé vers le gaz boot d'huile (hors-spec).

Ensuite, le brut s'écoule gravitairement du gaz boot d'huile (hors-spec) vers le réservoir de stockage d'huile (hors-spec) d'une capacité brute de 20 000 m<sup>3</sup>.

→ Les effluents provenant du ballon de torche Très Basse Pression (TBP), du réservoir de drains fermés, du système de traitement des drains ouverts sont renvoyés vers le réservoir de stockage d'huile (hors-spec), voir (figure I.20).



**Figure I.20** : Système hors spécification (Hors-Spec)

L'huile stockée est ensuite recyclée à l'aide d'une pompe dans le procédé en amont de l'échangeur brut non traité/brut stabilisé.

### I.3.1.8 Compression – expédition du gaz

Une partie des gaz associés produits dans les unités de traitement sert de gaz combustible pour les besoins de l'usine, l'autre est comprimée et envoyée vers le manifold de l'unité de GPL situé au Centre Industriel Sud (CIS).

### I.3.1.9 Les systèmes utilités

➤ **Réseau de torche** : Réseau de torche de l'UTBS comprend cinq systèmes :

Un Réseau Torche Très Basse Pression (TBP), qui collecte les gaz du :

- Ballon de gaz boot d'huile «Off-Spec» ;
- Réservoir d'huile «Off-Spec» ;
- Ballon de drains fermés ;
- Système de traitement des eaux huileuses.

Trois Réseaux Torche Basse Pression (BP), auxquelles sont connectés les :

- Equipements du train de stabilisation ;
- Séparateur d'huile «Off-Spec»

**➤ Drains fermés**

Les hydrocarbures liquides s'écoulent par gravité vers le réservoir de drains fermés, qui est un séparateur bi-phasique se trouvant dans une fosse en béton, la tubulure d'entrée du réservoir se situe à -3,3 m par rapport au niveau 0. Le réservoir des drains fermés respire sur la torche très basse pression.

Le liquide collecté dans ce réservoir est envoyé vers le bac de stockage d'huile Off-Spec par les pompes des drains fermés qui sont des pompes à vis situées dans la fosse.

**➤ Drains ouverts**

Le réseau des drains ouverts collecte les effluents suivants :

- Les eaux de pluie ;
- Les eaux d'extinction des feux du réseau incendie ;
- Les eaux de lavage ;
- La purge d'eau des bacs de stockage des hydrocarbures ;

Ces effluents, sont réceptionnés à une profondeur de – 5.6 m dans le bassin tampon puis envoyés vers l'API par l'intermédiaire des pompes du bassin tampon. Après décantation, les huiles écrémées sont récupérées dans une fosse de collecte et évacuées vers le bac de stockage d'huile Off-Spec. À la sortie de l'ensemble du traitement, les effluents pré-déshuilés sont envoyés vers le package de traitement des eaux huileuses.

**➤ Eau brute et eau incendie**

Deux puits éruptifs dans la couche aquifère Albien alimentent l'UTBS en eau brute.

Après passage à travers un filtre et injection d'un biocide afin d'éviter le développement d'organismes vivants dans le bac de stockage d'eau brute.

Une partie de cette eau est pompée vers les deux bacs de stockage d'eau incendie. Le réseau d'eau incendie est enterré et maintenu à 8 bars à l'aide des pompes jockey, deux pompes électriques et deux pompes diesel comme secours, chacune démarre après 30 secondes.

L'autre partie est pompée vers le réseau de distribution d'eau de lavage, qui est utilisée de façon permanente comme eau de lavage dans les dessaleurs. Elle peut être également utilisée de façon intermittente pour le nettoyage à froid des plateaux des colonnes de stabilisation et des échangeurs de chaleur.

**➤ Eau potable**

L'unité de potabilisation traite l'eau éocène grâce à un procédé de nano filtration afin de générer de l'eau potable qui sera distribuée vers les consommateurs sur le site de l'UTBS.

En arrivant à UTBS, l'eau éocène passe dans le filtre d'eau éocène. Ce filtre dispose d'un système de contre-lavage en ligne automatique. Une injection d'hypochlorite de calcium est effectuée en amont des filtres.

➤ **Air service, air instrument et azote**

- **Air service** : L'air comprimé est généré par un jeu de 5 compresseurs à vis et refroidi par l'air dont 3 sont entraînés par des moteurs électriques 5,5 kV et 2 par des moteurs diesel. L'air comprimé est ensuite envoyé dans le ballon d'air humide d'une capacité de 72,6 m<sup>3</sup>.

- **Air instrument** : L'air à la sortie du ballon d'air humide est filtré puis séché par un jeu de 2 packages de séchage d'air à adsorption en parallèle chacun équipé de filtres en entrée et en sortie, l'un est en service, l'autre est en régénération. L'air sec en sortie ayant un point de rosée de -45°C à la pression du réseau est stocké dans un ballon d'air sec de capacité de 152 m<sup>3</sup>.

- **Azote** : Le kit de production d'azote consiste en deux (2) trains, chacun d'une capacité de 370 Nm<sup>3</sup>/h d'azote de pureté de 97 % vol.

Le processus par lequel l'azote gazeux est extrait à partir de l'air ambiant est basé sur les propriétés séparatrices des modules à membrane à fibre creuse. L'air comprimé relativement sec et propre traverse les modules à membrane dans lesquelles l'air est séparé en deux flux, l'un d'azote enrichi et l'autre d'oxygène enrichi. Le principe permettant cette séparation est la différence de taille entre les molécules de gaz traversant la membrane. L'azote BP est utilisé pour l'inertage.

Une partie de l'azote BP produit est comprimée à une pression de 30 barg par l'unité de compression d'azote, une partie alimente les ballons d'étouffement à l'azote des fours de rebouillage et l'autre partie est stockée dans le réservoir d'azote

➤ **Unité de traitement des eaux huileuses**

Le package de Traitement des Eaux Huileuses permet de traiter les eaux huileuses de procédé ainsi que les effluents pré-déshuilés des drains ouverts avant stockage dans le bac tampon d'eau traitée pour réinjection dans les puits. Le but du traitement des eaux huileuses est de réduire la teneur en matières en suspensions (MES) dans l'eau traitée (< 30mg/L) et la teneur en hydrocarbures insolubles dans l'eau traitée (10mg/L).

L'eau traverse deux cyclones de dessablages pour éliminer les particules solides, puis passe par un dégazeur pour éliminer les gaz avec injection d'un coagulant en amont, ensuite elle est déshuilée et dégazée davantage dans une unité de flottation pour être à la fin envoyée vers un bac d'eau traitée.

**➤ Laboratoire**

Des analyses sont effectuées à fin de vérifier la conformité de l'huile produite aux spécifications commerciales à savoir la TVR, la densité, le BS&W et la salinité. Ainsi que la conformité de l'eau de rejet aux spécifications environnementales à savoir la teneur en MES et la teneur en huile.

**I.3.1.10 Système de contrôle et sécurité de procédé****A. Le système de contrôle du procédé comprendra**

**Distributed control system: le DCS assure:**

- Les interfaces opérateurs,
- La gestion des alarmes,
- L'historisation et l'émission des rapports,
- Les fonctions de régulation, d'automatisme et de conduite,
- L'interface avec les sous-systèmes,
- L'interface avec les systèmes extérieurs

**B. Emergency shutdown ESD**

Un automate de sécurité est installé l'UTBS, il permet en cas de détection de condition anormales potentiellement dangereuse d'effectuer de manière sûre et automatique, un arrêt d'urgence des installations, des équipements, des machines, et les pressurisations (avec l'action de l'opérateur), afin de :

- Protéger le personnel
- .Empêcher ou minimiser la pollution de l'environnement.
- Protéger les unités et les équipements.
- Empêcher ou minimiser la perte d'hydrocarbures.

**C. Système de détection de feu et de gaz**

Le système de détection Feu et Gaz a pour objectifs :

- La détection de feu et de gaz sur site, l'extérieur des locaux.
- Certaines actions de protection Feu et Gaz (mousse, poudre, eau bruisée, déluges, CO2...).
- La transmission au système **ESD**, par des liaisons câblées, d'ordres déclenchement de certaines actions procédé (mise en sûreté des unités).
- La transmission au Public Adresse / Général Alarme (PA/GA), par liaisons câblées, d'ordres d'activation d'alarmes sonores et lumineuses sur site (hauts parleurs et feux clignotants).

## II.1. Généralités sur le transfert de chaleur

La connaissance des lois de la transmission de la chaleur est essentielle pour tous les ingénieurs et techniciens qui ont à connaître des problèmes thermiques : frigoristes, thermiciens, spécialistes en génie des procédés, etc. Lorsque deux corps, ou deux milieux, ne sont pas à la même température, ils ne sont pas en équilibre thermique. On peut alors observer un passage d'énergie calorifique de chaleur, du corps ou du milieu le plus chaud, vers le corps ou le milieu le moins chaud. On sait que le transfert de chaleur spontané est impossible d'un milieu froid vers un milieu chaud [4].

On distingue trois types de transfert thermique, qui peuvent coexister :

- La conduction.
- La convection.
- Le rayonnement.

### II.1.1. Définitions

#### Quantité de chaleur (Q)

C'est une quantité d'énergie échangée par ces trois types de transferts mise en jeu (absorbée, produite ou transférée), elle s'exprime en joule (J) ou en calorie (1cal = 4.1855 J).

#### Température (T)

Elle se définit en chaque point d'un corps liquide, solide ou gazeux. C'est une fonction scalaire de l'espace et du temps lorsque le problème en dépend (problème instationnaire). L'unité de température est le degré Kelvin [K] ou encore le degré Celsius [°C].

### II.1.2. Phénomène de conduction thermique

#### ➤ Définition

La conduction est un processus physique de transmission de la chaleur qui s'appuie sur un milieu matériel (solide, liquide, gaz), sans mouvement de matière, et qui fait passer la chaleur des zones chaudes aux zones froides à l'aide de mécanismes à l'échelle microscopique (vibration atomique ou moléculaires, diffusion électronique...). La conduction est le seul mécanisme qui permet à la chaleur d'être transmise dans un solide. [5]

#### ➤ Loi de Fourier

D'après l'hypothèse fondamentale de Fourier qui régit le transfert de chaleur unidimensionnel par conduction.

La loi énoncée par Fourier s'écrit :  $Q = - \lambda A (dt/dx)$

Où :

**Q** : Quantité de chaleur échangée [kW].

**A** : Surface d'échange de chaleur [m<sup>2</sup>].

dt/dx : Gradient de température le long de x.

**λ** : Coefficient de proportionnalité de la loi de Fourier (ou conductivité thermique) [kW/m.k].

Le signe (-) qui apparaît dans cette expression signifie que la chaleur se propage dans le sens des températures décroissantes.

### II.1.3. Phénomène de convection thermique

#### ➤ Définition

La convection est un processus physique de transmission de la chaleur qui s'appuie sur un milieu matériel avec mouvement de matière. On ne peut donc avoir de convection que dans les liquides et les gaz. Le flux transmis par convection entre une paroi à température  $T_s$  et un fluide à température  $T_\infty$ . [5]

Cette convection peut être naturelle lorsque les variations de la masse volumique du fluide, résultent des variations de sa température, comme elle est forcée quand le mouvement de fluide est créé par une différence de pression (pompe soufflerie). Elle peut être aussi accompagnée d'un changement de phase (évaporation ou condensation). [6]

#### ➤ Loi de Newton

C'est la loi fondamentale de la convection thermique donnée par la loi de Newton :  
 $Q = h A (T_s - T_\infty)$

Où :

**Q** : Quantité de chaleur échangée [kW].

**A** : Surface d'échange de la chaleur [m<sup>2</sup>].

**T<sub>s</sub>** : Température de la surface du solide en contact avec le fluide.

**T<sub>∞</sub>** : Température du fluide.

**h** : Coefficient d'échange par convection [kW/ m<sup>2</sup>. °C].

Ce coefficient caractérise l'efficacité de la convection, il dépend :

a- Des caractéristiques de la paroi en contact avec le fluide : forme, dimension et état de surface.

b- De la manière dont le fluide circule par rapport à la paroi : orientation de la vitesse et grandeur de cette vitesse.

c- Des caractéristiques physiques du fluide : conductivité thermique, chaleur massique, masse volumique et viscosité.

### II.1.4. Phénomène de rayonnement

#### ➤ Définition

Lorsqu'un corps est porté à une température quelconque, il émet un rayonnement de nature électromagnétique comparable à la lumière ou aux ondes hertziennes, qui transportent de l'énergie et peut se propager, même dans le vide absolu, à la vitesse de la lumière ( $C=3.10^8\text{m/s}$ ). Un autre corps, recevant ce rayonnement, peut en absorber une fraction plus ou moins grande qui est alors transformée en chaleur.

Il est ainsi possible, grâce au rayonnement, même en absence de tout support matériel, de transmettre de la chaleur d'un corps vers un autre à une température plus basse.

#### ➤ Loi de Boltzmann

Elle concerne l'émission totale d'une surface d'un corps noir ou gris, qui surmonte cette surface.

La loi de Boltzmann exprime le flux de chaleur émis par la surface :

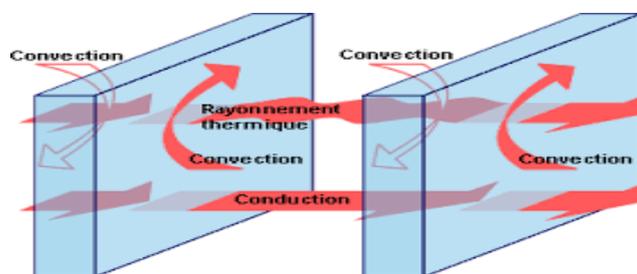
$$Q = \varepsilon \sigma T^4$$

Où :

$Q$  : Flux de chaleur émis [ $\text{kW/m}^2$ ].

$\varepsilon$  : Emissivité de la surface.

$\sigma = 5.669 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{k}^4$  : constante de Stéphane-Boltzmann.



**Figure II.1** : représente les trois types de transfert de chaleur.

Dans la réalité, tout échange thermique s'effectue simultanément et éventuellement sous trois modes de transfert qui se concurrencent, l'échange est alors la somme des trois effets.

Cependant, lorsque l'un des modes est prédominant, on négligera l'effet des deux autres.

## II.2. Généralités sur les Echangeurs de chaleur

Un échangeur de chaleur est un système qui permet d'échanger la chaleur entre deux fluides ou plus. Dans un échangeur thermique le fluide chaud et le fluide froid sont séparés par une paroi bien adaptée et par principe la transmission de la chaleur se fait du fluide chaud vers le fluide froid. Le même fluide peut conserver son état physique (liquide ou gazeux) ou se présenter successivement sous les deux phases : c'est le cas des condenseurs ; évaporateurs rebouilleurs ou des tours de refroidissement. En principe, pour les échangeurs les plus couramment utilisés dans l'industrie, les deux fluides s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi ou cloison à faible inertie thermique au travers de laquelle les échanges se font par conduction. En effet, la chaleur que l'un des fluides cède à la paroi par convection le long de la surface de contact est transférée par conduction est cédée à l'autre fluide par convection le long de l'autre face. Le rayonnement n'intervient de manière significative que s'il existe des différences de température très importantes entre un fluide semi-transparent et la paroi.

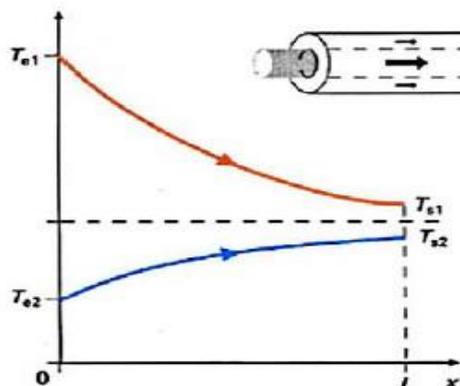
### II.2.1. Critères de classement des échangeurs

Il existe plusieurs critères de classements des différents types des échangeurs nommons les principaux :

#### II.2.1.1. Classement suivant la disposition des écoulements

- **Ecoulement Co-courants (Ecoulement des deux fluides parallèles et de même sens)**

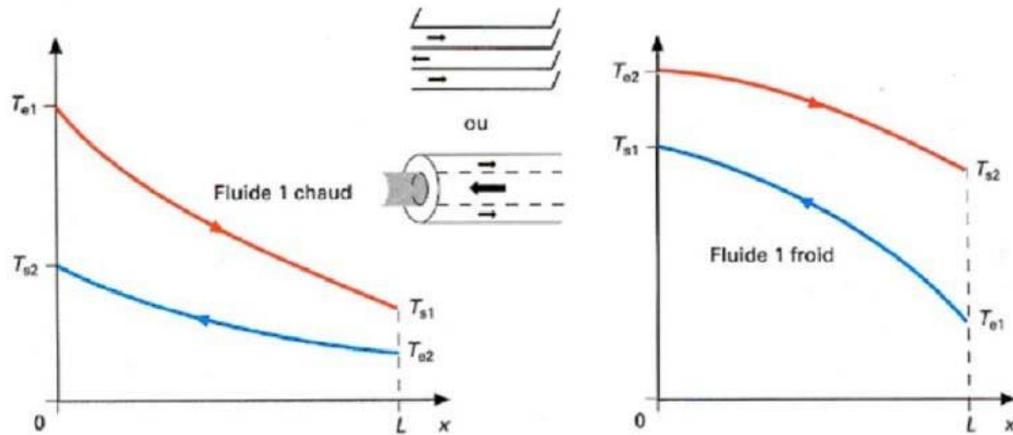
Il s'agit d'échangeurs dits à Co- courants ou la température de fluide froid ne peut pas être supérieure à la température de sortie du fluide chaud.



**Figure II.2** : Evolution qualitative des températures dans un échangeur tubulaire Co- courant

- **Ecoulement contre courants (Ecoulement des fluides parallèles mais de sens contraires)**

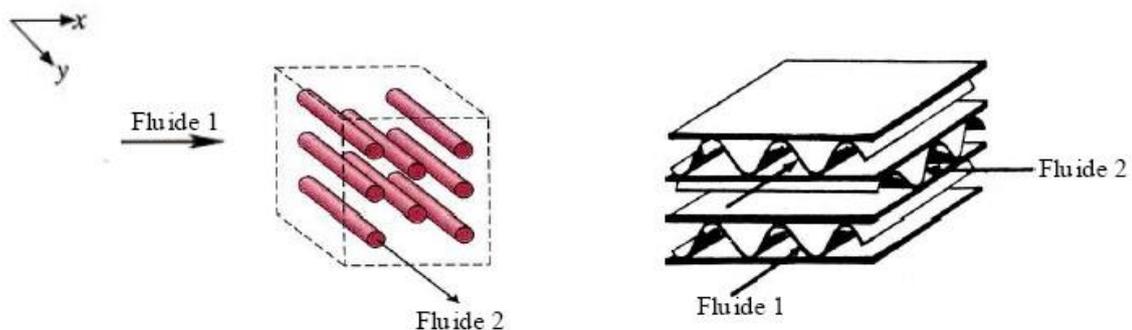
Il s'agit d'échangeurs à contre courants ou la température du fluide froid peut dépasser la température de sortie du fluide chaud. Cette disposition est l'une des plus favorables pour l'échange thermique.



**Figure II.3 :** Evolution qualitative des températures dans un échangeur tubulaire ou à plaques à contre courants

- **Ecoulement des fluides croisés avec ou sans brassage**

Les deux fluides s'écoulent perpendiculairement l'un à l'autre, le fluide non brassé est canalisé : c'est celui dont la veine est divisée entre plusieurs canaux parallèle distincts et de faible section .l'autre fluide circule librement entre les veines et peut être considéré comme partiellement brassé du fait des tourbillons générés par les tubes.



**Figure II.4 :** Exemples d'échangeurs à courants croisés.

### II.2.1.2 Classement suivant types de contact

- **Échangeur à contact direct** : le type le plus simple comprend un récipient ou canalisation dans lequel les deux fluides sont directement mélangés et atteignent la même température finale.
- **Échangeur à contact indirect** : les deux fluides s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi.

### II.2.1.3. Classement suivant les types d'échange

- **Échangeur avec changement de phase**

**Les échanges avec changement de phase sont caractérisés par trois cas différents :**

- ✓ L'un des fluides se condense alors que l'autre se vaporise (machines frigorifiques)
- ✓ Le fluide secondaire se vaporise en recevant de la chaleur de fluide primaire lequel ne subit pas de changement d'état (évaporateur)
- ✓ Le fluide primaire se condense en cédant sa chaleur latente au fluide secondaire plus froid lequel ne subit pas de changement d'état.

- **Échangeur sans changement de phase**

Correspondent aux échangeurs dans lesquels l'un des fluides se refroidit pour réchauffer le deuxième fluide sans qu'il y ait changement de phase les températures des fluides sont donc variables, tout le long de l'échangeur.

### II.2.1.4 Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange

- 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.

### II.2.1.5 Classement suivant la compacité de l'échangeur

La compacité est définie par le rapport de la surface d'échanges au volume de l'échangeur. Un échangeur soit considéré comme compact si sa compacité est supérieure à  $700\text{m}^2/\text{m}^3$  ; cette valeur est susceptible de varier de 500 à  $800\text{m}^2/\text{m}^3$ .

### II.2.1.6 Classement suivant le régime d'écoulement

En distingue deux classes d'échangeurs à fluides séparés :

- ✓ Échangeurs fonctionnant en régime permanent ou stationnaire, ce type d'échangeur se subdivise lui-même en deux catégories :
  - Échangeurs exposés à une flamme : chaudières et fours
  - Échangeurs non exposés à une flamme : échangeurs tubulaires, à plaques, à serpentins, à ailettes
- ✓ Échangeurs fonctionnant en régime instationnaire : les cowpers et les régénérateurs de fours.

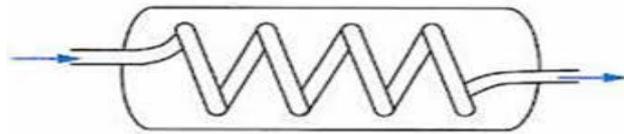
### II.2.1.7 Classement technologique

- À tube : monotubes, coaxiaux ou multitubulaires ;
- À plaques : à surface primaire ou à surface secondaire ;
- Autre types : contact direct, à caloducs ou à lit fluidisé ;

#### II.2.1.7.1. échangeurs tubulaires

Pour des raisons économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principale de la paroi d'échange sont 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 :

- **Échangeur monotube** : Dans lequel le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et a généralement la forme d'un serpent.



**Figure II.5** : Échangeur monotube

- **Échangeur bitube (coaxial)** : Dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés, en générale le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur.

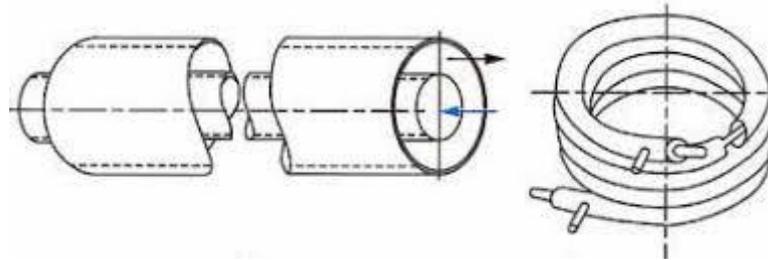
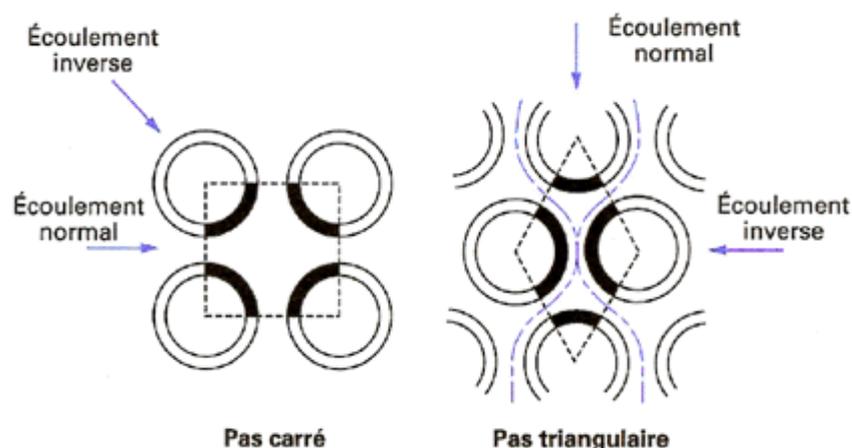


Figure II.6 : Échangeur coaxial

**Échangeur multitubulaire :** Pour pouvoir appréhender le dimensionnement des échangeurs tubulaires, il est bon de posséder les ordres de grandeurs couramment utilisés.

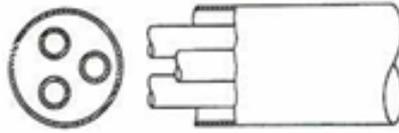
- **La longueur des tubes :** de 1 à 5 mètre pour éviter une flèche importante de faisceau tubulaire et par conséquent des difficultés d'insertion et d'extraction de la calandre
- **Diamètre de calandre :** de préférence inférieure à 1 mètre
- **Diamètre de tube :** 12.7 mm <math>< do < 38\text{mm}</math>
- **Espacement des tubes :** la disposition peut être soit carrée soit triangulaire cette disposition est utilisée pour faciliter le nettoyage de faisceau en cas de fluide salissant obtenir un faisceau tubulaires circulant coté calandre. Plus compacte, ainsi lorsque les tubes sont en quinconce en peut avoir 15 % de tubes en plus pour le même pas et le même diamètre de calandre.



- **épaisseurs des tubes :** elles sont normalisées comme les diamètres des tubes, elles varient selon la pression et les diverses sollicitations mécaniques, chimiques et thermiques, ainsi qu'en fonction de la nature du fluide.

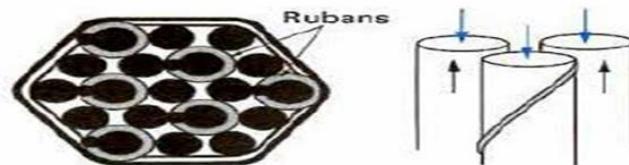
Ce type existant sous quatre formes :

- ✓ **Échangeur à tubes séparés** : à l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant se trouvent placés plusieurs tubes de petit diamètre maintenus écartés par des entretoises. L'échangeur peut être soit rectiligne soit enroulé.



**Figure II.7** : Échangeurs à tubes séparés

- ✓ **Échangeurs 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.

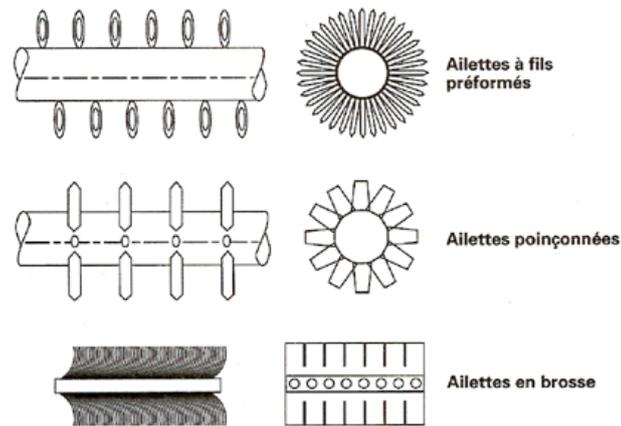


**Figure II.8** : Échangeurs à tubes rapprochés

- ✓ **Échangeur à tubes ailettes** : qui permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique. Les ailettes peuvent être disposées de différentes façons :

Les ailettes transversales divisées en deux groupes : les ailettes continues qui sont traversées par plusieurs tubes et qui sont généralement de forme rectangulaires planes ou ondulées, et les ailettes indépendantes qui sont traversées par un seul tube et qui peuvent être annulaires ou hélicoïdales, pleines ou segmentées [7].

Elles peuvent être aussi à fil performé, poinçonnées ou en brosse. (Figure II.9)



**Figure II.9 :** Ailettes transversales

- ✓ **Échangeur à tubes et calandre :** c'est l'échangeur actuellement le plus répandu, il est schématisé dans la figure (II.10). L'appareil est constitué par des tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes. A chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en quatre passes. Les faisceaux sont logés dans une calandre ; munie de tubulures d'entrée et de sortie.

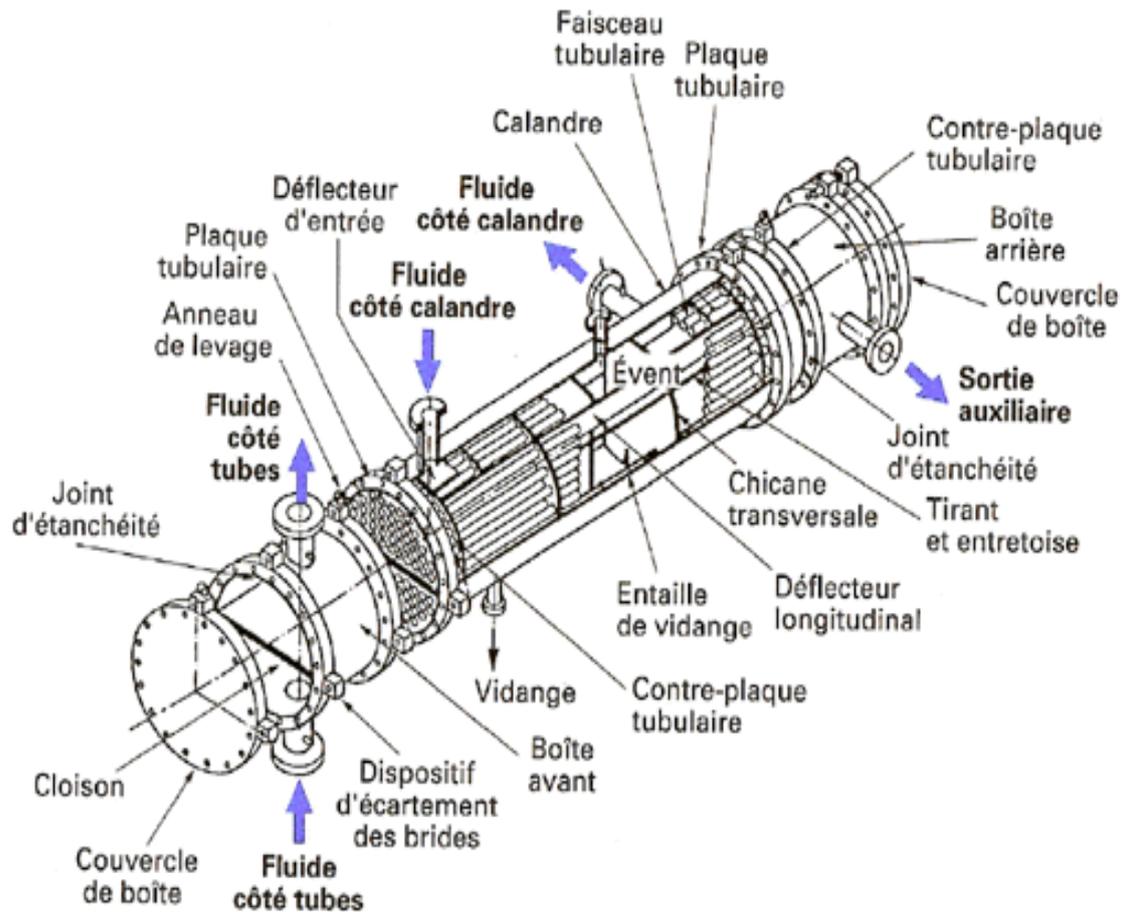


Figure II.10 : Échangeur faisceau calandre

- **Calandre**

C'est le contenant du faisceau tubulaire. L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres, la calandre est réalisée à partir de plaques d'acier roulées et soudées. A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaque de renforcement ou non. Selon la pression de service, la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le lavage et portera la plaque d'identité de l'appareil.

- **Faisceau**

Les tubes constituant le faisceau forment une classe spéciale répondant aux spécifications le diamètre nominal correspond au diamètre extérieur pour lequel les tolérances sont sévères. Les épaisseurs de tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham Wire Gage). Les tubes sont fixés à chacune de leur extrémité par mandrinage (ou dudgeonnage) dans deux plaques tubulaires.

La perforation des trous dans ces plaques est normalisée, elle s'effectue selon une disposition pas triangulaire .compte tenu de l'orientation du faisceau par rapport à la direction générale du fluide circulant dans la calandre, on obtient les quatre dispositions.

Le faisceau de tubes porte également des chicanes transversales qui ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tube par accroissement de la vitesse. Ces chicanes généralement constitués par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont l'aire représente 20 % de la section totale. Ces chicanes assurent en outre la rigidité du faisceau et ils sont solidaires de la plaque tubulaire fixe au moyen de tirants et entretoises qui occupent la place de tubes.

Les chicanes longitudinales sont constituées par une simple tôle insérée au milieu du faisceau. Cette disposition oblige le fluide à effectuer un aller-retour dans la calandre, et l'on a alors un appareil désigné par le terme « deux passes côté calandre ».

Enfin, au niveau de la bride d'entrée de la calandre, on soude généralement sur le faisceau une plaque perforée qui brise le jet liquide et réduit ainsi l'érosion des tubes.

L'introduction du faisceau dans la calandre détermine parfaitement la circulation du fluide à l'extérieur des tubes.

La circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boîte de distribution, portant les brides d'entrée et de sortie, et d'une boîte de retour. Le classement de ces boîtes oblige le fluide à traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour but d'accroître la vitesse et d'augmenter ainsi le coefficient de transfert à l'intérieur des tubes. Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passages ou passes dans le faisceau. L'étanchéité des cloisons des boîtes accolées aux plaques tubulaires est assurée par des joints, de sorte qu'il faut supprimer certaines rangées de tubes pour ménager les portées du joint sur les plaques tubulaires. Dans ces conditions, il est possible d'estimer le nombre de tubes pouvant être montés sur une plaque tubulaire donnée, déduction faite des emplacements des tirants et des portées de joint.

Les boîtes de retour sont constituées par un métal identique à celui des tubes, alors que les boîtes de distribution sont toujours en acier au carbone et protégées intérieurement

par des peintures plastifiées ou des revêtements d'époxy résines lorsque la corrosion le nécessite.

### II.2.1.7.2. Échangeur à plaques

Ces échangeurs utilisent à l'origine pour satisfaire les besoins de l'industrie laitière. Ce sont des échangeurs composés d'un nombre variant de plaques disposées les unes à côté des autres, et séparées par un espace. Les fluides chauds et froids circulent en passages alternés, chaque fluide froid est entouré par deux fluides chauds et inversement. Du fait de leur compacité, ces échangeurs permettent une grande surface d'échange dans un volume limité.

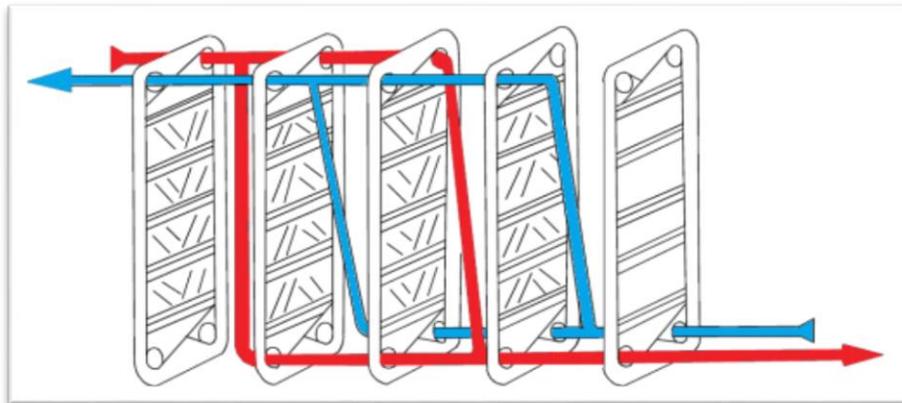


Figure I.11 : échangeur à plaques

### II.2.1.7.3. Autres types d'échangeurs

- **Échangeur régénérateurs rotatifs et statiques** : ce sont les échangeurs où le fluide chaud cède une partie de son énergie à une matrice ; dans cette catégorie de régénérateurs, on classe les échangeurs à matrice tournante et les échangeurs statiques ou à valves.
- **Échangeur à caloducs longitudinal** : un caloduc est une enceinte étanche contenant un liquide en équilibre avec sa vapeur. Les caloducs ont une très grande conductivité thermique équivalente, grâce à l'utilisation des phénomènes d'évaporation et de condensation du fluide interne. Le liquide s'évapore dans la zone chauffée (évaporateur) et la vapeur vient se condenser dans la zone refroidie (condenseur). Le condensat retourne vers l'évaporateur sous l'effet des forces de capillarité ou l'effet des forces de gravité.

- **Échangeur liquide-liquide** : sont utilisés pour transférer les calories entre deux ou plusieurs liquides.
- **Échangeur lamellaire** : c'est une variante de l'échangeur de type tubes et calandre, dans lequel le faisceau est constitué de tubes aplatis ou lamelles. Chaque lamelle peut contenir un élément interne (tabulateur) pour obtenir une meilleure tenue à la pression et un meilleur échange thermique.
- **Échangeur à plaque brasées** : ces échangeurs sont en aluminium brasé. Les fluides circulent dans des passages définis par deux tôles planes consécutives et fermés latéralement par des barres. Les tôles ondulées sont réalisées par emboutissage de feuillard sur des presses spéciales (des hauteurs, des épaisseurs, des espacements différents).

### II.3. Encrassement d'un échangeur de chaleur

L'accumulation des dépôts indésirables 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 de chaleur. L'encrassement peut être une matière cristalline, des produits de réactions chimiques y compris la corrosion, ou de particule. La nature de 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 dépôts, par exemple, la décomposition d'un liquide organique, dans les conditions de température dans l'échangeur de chaleur. Le problème d'encrassement est produit par une certaine forme de contaminant dans le fluide, souvent à très faible concentration, par exemple des particules solides ou des micro-organismes. [8].



**Figure II.12** :Echangeur sale et propre

### II.3.1 L'effet de l'encrassement dans l'industrie pétrolière

- Augmente la surface d'échange de chaleur.
- Réduit l'efficacité thermique.
- Diminue le flux de chaleur.
- Augmente la température sur le côté chaud et diminue sur le côté froid.
- Induit la corrosion.
- Augmente l'utilisation de l'eau de refroidissement.
- Réduit le débit.
- Augmente la chute de pression.
- Augmente la pression en amont.
- Augmente la dépense d'énergie [9].

### II.3.2 Les coûts annuels dus à l'encrassement

#### II.3.2.1 Coûts liés à la conception de l'échangeur

Il s'agit surtout, dans cette phase, de surdimensionner les surfaces d'échange par l'affectation d'une valeur, le plus souvent empirique, de résistance d'encrassement. Dans de nombreux procédés industriels, l'utilisation d'échangeurs thermiques fonctionnant avec une efficacité continuellement proche d'une efficacité optimale est souvent requise. Dans ce cas, l'échangeur considéré est dupliqué. Ainsi, lorsque l'échangeur en place est encrassé, il est retiré de l'installation pour entretien, et remplacé par son duplicata. Le coût engendré par la nécessité d'avoir une réserve de réplique vient alors s'ajouter au surcroît lié au surdimensionnement des surfaces d'échange.

Le phénomène de corrosion est aussi pris en compte lors de la conception d'un échangeur. Un des moyens de le minimiser est d'utiliser des matériaux plus onéreux que l'acier, tel que le titane. Il faut donc s'attendre à ce que le coût d'un tel échangeur soit plusieurs fois plus élevé que celui d'un échangeur classique [10].

#### II.3.2.2. Coûts liés au fonctionnement de l'échangeur

Si le problème de l'encrassement n'est pas anticipé correctement lors de la phase de conception, des coûts supplémentaires dus aux arrêts intempestifs pour maintenance et entretien viennent s'ajouter. En effet, des arrêts non planifiés de l'installation peuvent mener à une perte complète de production qui représente à son tour un manque à gagner pour les

industriels. Outre ces dépenses, les démontages et remontages répétés peuvent aboutir à une détérioration plus rapide du matériel, ainsi qu'à une réduction de la durée de vie des échangeurs.

L'encrassement des surfaces d'échange entraîne une perte d'énergie non négligeable due à la diminution du transfert de chaleur et à l'augmentation de la perte de charge. Généralement, cette perte d'énergie au niveau de l'échangeur doit être compensée par une utilisation accrue d'énergie primaire.

### **II.3.2.3. Coûts liés à l'arrêt de l'installation**

Le nettoyage des échangeurs thermiques entraîne des coûts de main d'œuvre supplémentaires et exige un équipement adéquat surtout si un traitement chimique est requis. Dans ce cas, un circuit complémentaire impliquant des pompes et des réservoirs peut être nécessaire. Les produits chimiques doivent être achetés et les effluents issus du processus de nettoyage doivent être traités. Les processus de nettoyage plus conventionnels, tels que la projection de vapeur ou d'air comprimé, ou la circulation de boules ou de ressorts dans l'installation, exigent des dépenses supplétives à celle liées à la main d'œuvre [10].

### **II.3.3. Les formes d'encrassement**

On distingue six formes d'encrassement :

#### **II.3.3.1. Encrassement particulaire**

Il s'agit du dépôt puis de l'accumulation sur les surfaces d'échange des 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 (oxyde et hydroxyde de fer)
- Les écoulements gazeux peuvent être fortement chargés de particules de poussières.
- Les fumées industrielles de résidus solides de combustion.

#### **II.3.3.2. 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. Il s'agit là d'un mécanisme de corrosion. Lorsque l'encrassement est dû à des produits de corrosion générés, en amont l'encrassement correspondant est du type particulaire [11].

#### **II.3.3.3. 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. L'entartrage peut se produire dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre, dans les chaudières, dans les échangeurs de l'industrie agroalimentaire, et dans les systèmes géothermiques [11].

#### **II.3.3.4. Encrassement biologique**

Il est dû au développement de micro-organismes (bactéries, algues ou champignons) qui créent un film au contact de la surface d'échange : il peut même, à l'échelle macroscopique, être caractérisé par le développement de coquillages. Les actions de prévention consistent soit à réduire les micro-organismes, soit à empêcher leur développement. Les traitements correspondants utilisent des biocides et il est essentiel de maintenir la concentration du produit pendant le temps de réaction. Le biocide le plus utilisé est le chlore qui est toxique pour la plupart des micro-organismes et a une action rapide. Le choix final du traitement à adopter est en général un compromis entre les problèmes de toxicité, de pollution, du coût et de maintenance. La tendance à l'encrassement biologique est naturelle puisque les bactéries sont omniprésentes dans l'eau ; en outre, les conditions physico-chimiques rencontrées dans les échangeurs sont le plus souvent favorables à son développement. [11].

#### **II.3.3.5. Encrassement par réaction chimique**

On rencontre ce type d'encrassement quand une réaction chimique se produit au niveau de la surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent. Cette réaction est souvent polymérisation ; il est en la formation d'un dépôt. Les domaines concernés sont essentiellement l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds), l'industrie agroalimentaire (pasteurisation du lait) et les circuits de chauffage utilisant des fluides organiques.

**❖ Les paramètres influant sur ce type d'encrassement sont**

- La température de la surface ;
- La température moyenne du fluide ;
- L'augmentation de la pression qui provoque la formation des composés *ROO''* ;
- La vitesse du fluide ;
- La composition : à côté du constituant principal, les constituants secondaires même à l'état de traces, en particulier, les oléfines, l'oxygène moléculaire et l'air, les composés complexes organométalliques dissous et les produits de corrosion peuvent affecter le dépôt ;
- L'état de surface du métal et du dépôt ainsi que la géométrie de l'écoulement qui affecte les distributions de vitesses, de températures et de concentrations près de la surface.

EPSTEIN souligne les caractères généraux de la cinétique chimique de l'encrassement par réaction chimique comme étant une réaction de polymérisation par auto - oxydation qui se propage comme une réaction en chaîne à radicaux libres où l'oxygène moléculaire joue un rôle prépondérant [11].

**II.3.3.6. Encrassement par solidification**

Il s'agit de la solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous-refroidie (formation d'une couche de glace à l'intérieur des conduites forcées ou de givre) ou du dépôt d'un constituant à haut point de fusion d'un liquide au contact d'une surface de transfert de chaleur froide (dépôt d'hydrocarbures paraffiniques). Une vapeur peut également se déposer sous une forme solide sans passer par l'état liquide (formation du givre) [11].

**II.3.4 Paramètres influençant l'encrassement**

Il existe plusieurs paramètres influençant sur l'encrassement. Ces paramètres sont liés en général au fluide d'alimentation ou à la surface d'échange :

**II.3.4.1 La vitesse d'écoulement du fluide d'alimentation**

La vitesse d'écoulement a une influence très importante sur la formation du dépôt sur une paroi. L'augmentation de cette dernière, due au débit élevé du fluide, fait décroître la résistance d'encrassement. D'autre part, pour une faible température de surface, l'augmentation

de la vitesse d'écoulement est une méthode efficace pour réduire le phénomène d'encrassement des équipements thermiques.

#### **II.3.4.2 Température de la surface d'échange de chaleur**

La température de la surface d'échange est aussi un paramètre très important, car la déposition des particules solides sur une surface d'échange est favorisée lorsque la température est élevée, d'où la formation d'un encrassement plus rapide et plus sévère.

Les travaux d'Oufer relatifs à l'encrassement par réaction chimique, la variation de la vitesse d'écoulement par rapport à la température obéit à la loi d'Arrhenius. La vitesse d'encrassement est liée à la constante de vitesse de la réaction chimique qui, elle-même, est fonction de la température.

#### **II.3.4.3 Concentration du précurseur**

Plus la concentration du précurseur est élevée, plus la formation du dépôt est grande pour l'encrassement particulaire. Dans une autre étude, il a été trouvé qu'à température élevée et à faible vitesse, les concentrations élevées du styrène augmente les vitesses d'encrassement par le polystyrène formé.

#### **II.3.4.4 Présence de l'oxygène et du soufre**

Selon les études réalisées par Oufer sur la polymérisation du styrène sur les jets fuels, la formation du dépôt par réaction chimique est favorisée par la présence de l'oxygène et du soufre dans la charge d'alimentation.

#### **II.3.4.5 Nature et matériaux de construction de la surface**

Les surfaces rugueuses ont tendance à favoriser l'initiation de l'encrassement. Le dépôt formé par la suite modifie cette rugosité. D'où un bon choix des matériaux de construction devra éviter l'encrassement par corrosion.

#### **II.3.5 Cinétique d'encrassement**

Dans la littérature, il est classique de rencontrer quatre grandes catégories. Chacune d'entre elle représente un mode d'encrassement bien précis, et fait intervenir des paramètres particuliers tels que la taille des particules encrassantes, la vitesse d'écoulement, ou encore la géométrie de la surface d'échange [12].

### II.3.5.1 Cinétique asymptotique [évolution exponentielle]

Ce modèle d'évolution développé par Kern et Seaton est le plus rencontré dans la littérature. Il est plus particulièrement représentatif de l'encrassement particulaire. La résistance de l'encrassement évolue jusqu'à une valeur limite asymptotique  $R_s^*$ . L'expression de cette cinétique est la suivante :

$$R_d = R_d^* [1 - \exp(-t/\tau)]$$

### II.3.5.2 Cinétique affine [évolution linéaire]

La croissance affine du dépôt serait représentative de la formation de givre, notamment sur les surfaces des évaporateurs. Ceci peut permettre d'écrire la résistance d'encrassement sous la forme :

$$R_d = k * t$$

Où  $k$  : représente le taux d'accroissement de la résistance d'encrassement.

### II.3.5.3 Cinétique en racine carrée [évolution en dents de scie]

Ce troisième type d'évolution, caractéristique de l'encrassement par cristallisation, peut être aussi représenté par exemple par la formation de givre.

### II.3.5.4 Cinétique quadratique

Ce type de cinétique est représentatif de l'évolution de la résistance d'encrassement d'un pasteurisateur ou d'un stérilisateur de produits laitiers, divers auteurs s'accordent généralement pour considérer plusieurs phases dans l'apparition et le développement de l'encrassement à savoir, l'initiation, le transfert des particules à la paroi, le réentraînement et le vieillissement du dépôt.

Dans les quatre modèles de cinétique proposés précédemment, on ne prend pas en compte la période d'initiation : durée associée au temps nécessaire avant de pouvoir observer la formation d'un dépôt encrassant sur une surface propre. Par conséquent, selon le type d'opérations industrielles traitées, ainsi que le type d'encrassement observé, il sera nécessaire de majorer les temps optimum de fonctionnement de quelques heures voir de quelques jours pour rendre compte de juste possible, des réalités industrielles.

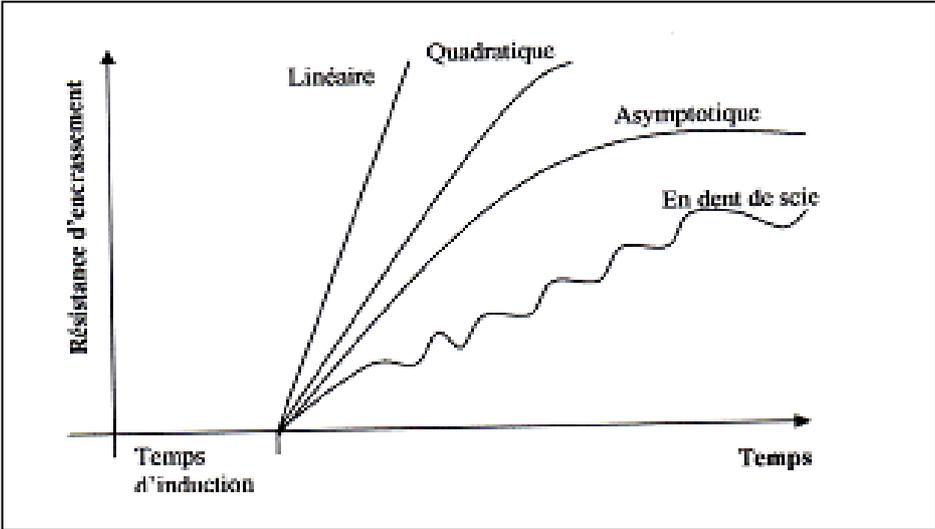


Figure II.13: Différents types d'évolution de la résistance d'encrassement en fonction du temps.

### III.1 Introduction

L'échangeur qu'on a vue dans l'unité de traitement de brut sud (UTBS) est composée de deux échangeurs de type tube-calandre, disposés en série, où cette dernière est considérée comme étant un seul échangeur à deux passes du côté calandre et quatre passes du côté tube. Pour cela on a utilisé la méthode KERN qui a le but de calcul la résistance d'encrassement ( $R_d$ ).

### III.2 Les caractéristiques design sur les échangeurs (préchauffeurs)

	Coté calandre	Coté tube
Fluide circulant	Brut stabilisé	Brut non stabilisé
Débit entrant (Kg/h)	$M=539081,1$	$m=455041,8$
Température d'entrée (°C)	$T_e=160$	$t_e=68,1$
Température de sortie (°C)	$T_s=119,8$	$t_s=114,1$
Perte de charge (bar)	$\Delta P=0,9$	$\Delta P=0,9$
Densité à 15°	$d_4^{15}=0,79$	$d_4^{15}=0,78$
Chaleur spécifique à pression constante (kJ/Kg°C)	$C_p=2,474$	$C_p=2,306$
Facteur d'encrassement (m <sup>2</sup> K/W)	$R_d=0,00035$	$R_d=0,00035$
Nombre de passe	$n_c=02$	$n_t=04$
Nombre des tubes	$N_t=1830$	
Diamètre extérieur des tubes (m)	$d_o=25,4 \cdot 10^{-3}$	
Diamètre intérieur de la calandre (m)	$D_c=1,2$	
Epaisseur des tubes (m)	$e=2,77 \cdot 10^{-3}$	
Longueur des tubes (m)	$L=6,096$	
Pas : triangulaire (m)	$P=31,75 \cdot 10^{-3}$	
Surface de l'échangeur (m <sup>2</sup> )	$A=851$	
L'écartement entre les chicanes (m)	$B=0,716$	
Nombre de chicanes	$N_c=17$	

Tableau III.1 : caractéristiques design préchauffeurs (A et B).

### III.3 Hypothèses simplificatrices

Etant donnée la non existence de moyens techniques de mesure adéquats pour traiter séparément chaque échangeur, nous avons retenu comme hypothèses, le fait que les deux échangeurs, placés en série, peuvent être considérés comme étant un seul échangeur ayant les caractéristiques suivantes :

- Le même débit de brut traverse le côté tube de chaque échangeur.
- Le même débit de brut traverse le côté calandre de chaque échangeur.
- Le nombre de tubes total est la somme des tubes de chaque échangeur.
- Le nombre total de passes coté tube est égal à deux fois le nombre de passes coté tube de chaque échangeur.
- Les températures d'entrée et de sortie des fluides sont prises aux extrémités de la batterie.
- Le débit volumique du brut reste constant le long du circuit de préchauffe.

#### III.4 Calcul de la résistance d'encrassement

Pour accéder à la résistance d'encrassement  $R_d$  [13], il faut déterminer :

- Au démarrage de l'installation, le coefficient d'échange en conditions propre  $U_p$ .
- Périodiquement, le coefficient d'échange global en conditions encrassant  $U_s$ .
- La résistance d'encrassement est donnée par  $R = 1/U_s - 1/U_p$ .

Si les conditions aux bornes de l'échangeur (débits, températures d'entrée) ne sont pas stationnaires, il est nécessaire de réévaluer le coefficient d'échange global en conditions propres correspondant aux nouvelles conditions de fonctionnement

Pour le calcul d'un échangeur à faisceaux et calandre, cette méthode est semi empirique, basé sur un travail expérimental sur des échangeurs commerciaux.

##### III.4 .1 Les propriétés physiques des deux fluides

Les corrélations utilisées pour le calcul des propriétés physique des deux fluides sont représentés dans le tableau suivant :

propriétés physique	corrélations	Condition d'utilisations
Densité	$d_4^T = d_4^{15} - \alpha \cdot (T - 15)$	T(°C) $\alpha = 0,001828 - 0,00132 \cdot d_4^{15}$ $d_4^{15} : 0,78 - 0,79$
Chaleur spécifique [14] (kJ/Kg°C)	Relation de Gragoe : $C_p = ((0,388 + 0,00045 \cdot T) \cdot 4,187) / (\text{spgr}60/60)^{0,5}$	32°F < T < 400°F Spgr60/60 : $d_4^{15}$
Viscosité dynamique [14] (kg/ms)	$\mu = A \cdot e^{B/T}$	T (K) Pour le brut A = 1,06 10 <sup>-3</sup> , B = 15,003
Conductivité thermique [15] (W/m² K)	$\lambda = 0,17 - (1,418 \cdot 10^{-4} \cdot T)$	T(K)
La masse volumique (kg/m³)	$\rho = d_4^T \cdot \rho_{eau}$	$\rho_{eau} = 1000$

Tableau III .2 : corrélations utilisées pour le calcul des propriétés physique des deux fluides.

### III.4.2 Bilan thermique

Somme des énergies entrantes = somme des énergies sortantes

$$\begin{aligned}
 Q &= M \cdot C_p \cdot (T_e - T_s) = m \cdot C_p' \cdot (t_e - t_s) \\
 Q &= Q_v \cdot \rho \cdot C_p \cdot (T_e - T_s) = Q'_v \cdot \rho' \cdot C_p' \cdot (t_e - t_s)
 \end{aligned}
 \tag{III.1}$$

Avec :

$Q'_v$  : Débit volumique du fluide côté calandre (m³/h)

$Q_v$  : Débit volumique du fluide côté faisceau (m³/h)

$\rho'$  : La masse volumique du fluide côté calandre (kg/m³)

$\rho$  : La masse volumique du fluide côté faisceau (kg/m³)

$C_p$  : Chaleur massique moyenne côté faisceau (kJ/kg C°)

$C_p'$  : Chaleur massique moyenne côté calandre (kJ/kg C°)

$T_e$  : Température d'entrée côté calandre (C°)

$T_s$  : Température de sortie côté calandre (C°)

$t_e$  : Température d'entrée côté faisceau (C°)

$t_s$  : Température de sortie côté faisceau (C°)

III.4.3 Calcul de la différence moyenne de température ( ΔTLM)

La différence de température est donnée par :

$$\Delta TLM = \frac{(T_e - t_s) - (T_s - t_e)}{\ln \left( \frac{T_e - t_s}{T_s - t_e} \right)} \tag{III.2}$$

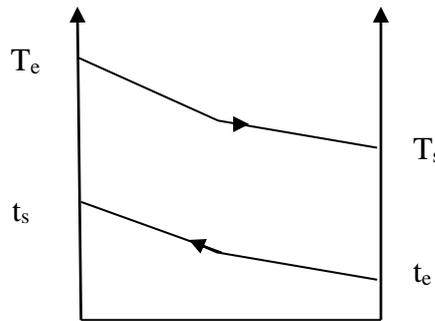


Figure III.1 : Echange à contre-courant

- Calcul de la température moyenne corrigée

$$\Delta TLM \text{ corrigée} = \Delta TLM * F$$

Où : F est déterminée à partir de graphe F=f (R, P) (voir l'annexe A figure 1).

Avec :

$$R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} \tag{III.3}$$

Et

$$E = \frac{t_s - t_e}{T_e - T_s} \tag{III.4}$$

Remarques

- le terme E caractérise le rendement de l'échange thermique
- le terme F mesure l'efficacité de l'appareil par rapport au contre-courant pur
- 0,8<F<1 pour les échangeurs de chaleur faisceaux calandre à quatre passe côté tube et deux passe du côté calandre

III.4.4 Détermination de la température calorifique Tc .tc

$$T_c = T_s + Fc(T_e - T_s) \tag{III.5}$$

$$t_c = t_e + Fc(t_s - t_e) \tag{III.6}$$

Où Fc = f (kc, R), kc= f (Δt, d) et  $R = \frac{t_s - t_e}{T_e - T_s}$  sont déterminés d'après le graphe (voir l'annexe A graphe N°:2.)

- Calcul du coefficient de transfert

$$U_s = \frac{Q}{A \Delta TLM_c} \quad (\text{III.7})$$

$U_s$  : coefficient de transfert

$A$  : surface d'échange globale  $m^2$  obtenue à partir de design

### III.4.5 Calcul de la résistance d'encrassement par la méthode de KERN

La détermination de coefficient de transfert local  $U_p$  nécessite l'estimation coefficients de film  $h_i$  et  $h_o$ , par la suite nous allons présenter les étapes de détermination de coefficient de transfert propre.

#### III.4.5.1 Coté tube

##### Section par passe

$$a_t = \left( \frac{N_t}{n_t} \right) * \left( \frac{\pi d_i^2}{4} \right) \quad (\text{III.8})$$

$N_t$  : nombre de tubes

$n_t$  : nombre de passe coté tube

$d_i$  : diamètre intérieur de tube

##### Vitesse massique $G_t$

$$G_t = \frac{m}{a_t} \quad (\text{III.9})$$

Débit massique  $m$  :

$$m = \frac{Q_v * \rho}{3600} \quad (\text{III.10})$$

$Q_v$ : débit volumique ( $m^3/s$ )

$\rho$ : la masse volumique ( $kg/m^3$ )

Caractéristiques du fluide a  $T_c$  et  $t_c$  :  $C_p$ ,  $d$ ,  $\lambda$ .

##### Calcul du nombre de Reynolds

$$Re = \frac{(d_i * G_t)}{\mu} \quad (\text{III.11})$$

##### Détermination $j_h$ d'après le nombre de Reynolds

$$j_h = 0,027 * Re^{0,8}$$

$$j_h = \left( \frac{h_i * d_i}{\lambda} \right) * \left( \frac{c_p * \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} * \Phi_t^{-1} \tag{III.12}$$

Donc 
$$\left( \frac{h_i}{\Phi_t} \right) = j_h \left( \frac{\lambda}{d_i} \right) * \left( \frac{c_p * \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \tag{III.13}$$

$$\left( \frac{h_{io}}{\Phi_t} \right) = \left( \frac{h_i}{\phi_t} \right) \left( \frac{d_i}{d_o} \right) \tag{III.14}$$

$h_i$  : Coefficient de film interne.

$h_{io}$  : Coefficient de film interne rapporté à la surface extérieure.

$\Phi_t$  : Fonction corrective pour le chauffage ou refroidissement coté tube.

III.4.5.2 côté calandre

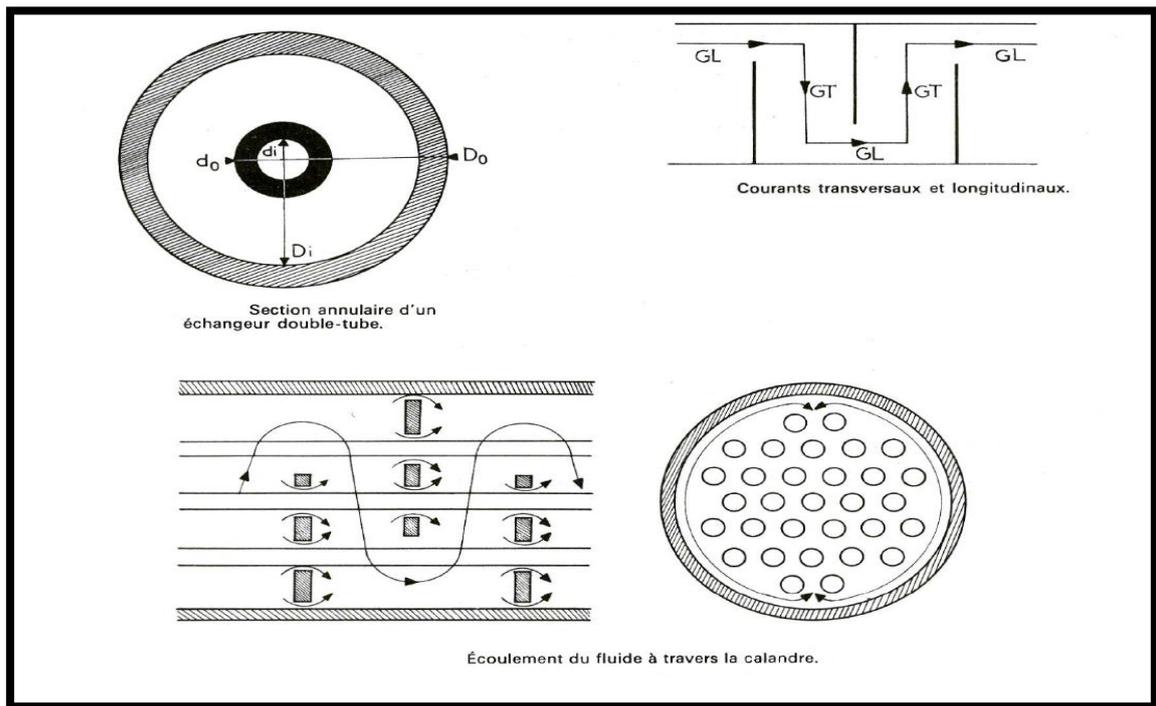


Figure III.2 : Ecoulement du fluide à travers la calandre.

Section par calandre

$$a_{ct} = \left( \frac{D_c}{P} \right) * (P - d_o) * B \tag{III.15}$$

B : l'écartement entre les chicanes (m)

P : Pas triangulaire (m)

$D_c$  : Diamètre intérieur de la calandre (m)

$d_o$  : Diamètre extérieur des tubes (m)

Vitesse massique  $G_t'$

Caractéristiques du fluide à  $T_c$ :  $C_p'$ ,  $d'$ ,  $d$ ,  $\lambda'$ .

$$G_t' = \left( \frac{M}{a_{ct}} \right) \tag{III.16}$$

M :débit massique coté calandre(kg/s)

Calcul du nombre de Reynolds

$$Re' = \left( \frac{D_e * G_t'}{\mu'} \right) \tag{III.17}$$

Calcul du diamètre équivalent ( $D_e$ )

$$D_e = \left( \frac{4 * p^2}{\pi * d_o} \right) - d_o \tag{III.18}$$

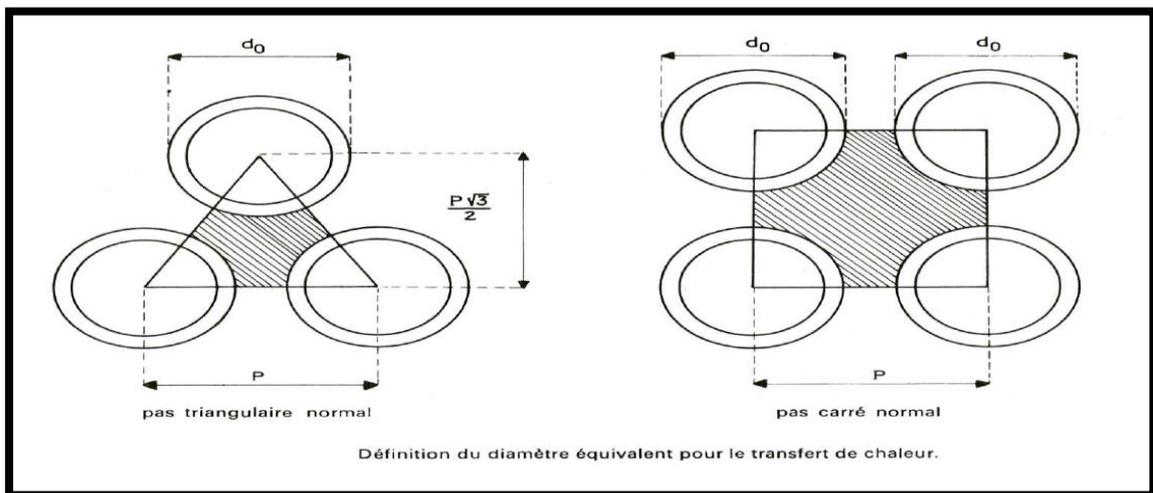


Figure III.3 : Définition de diamètre équivalent

Détermination  $j_h$  D'après le nombre de Reynolds

$$j_h' = 0.027 * Re^{0.8}$$

$$j_h' = \left( \frac{h_o * D_e}{\lambda'} \right) * \left( \frac{c_p' * \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} * \Phi_c^{-1} \tag{III.19}$$

Donc :

$$\left(\frac{h_o}{\Phi_c}\right) = j_h' \left(\frac{\lambda'}{D_e}\right) * \left(\frac{c_p' * \mu'}{\lambda'}\right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{(III.20)}$$

$\Phi_t$  : Fonction corrective pour le chauffage ou refroidissement coté calandre.

$h_o$  : coefficient de film externe

**Calcul de la température de la paroi**

$$T_p = T_c - \frac{\frac{h_o}{\Phi_c}}{\frac{h_o}{\Phi_c} + \frac{h_{io}}{\Phi_t}} (T_c - t_c) \quad \text{(III.21)}$$

**La viscosité  $\mu_p$  dépend de la température  $T_p$**

➤ Détermination de  $\mu_t$  à  $t$

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{0,14} \quad \text{(III.22)}$$

➤ Détermination de  $\mu_t'$  à  $t$

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\Phi_t}\right) * \Phi_t \quad \text{(III.23)}$$

$$\Phi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu_p}\right)^{0,14} \quad \text{(III.24)}$$

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\Phi_c}\right) * \Phi_c \quad \text{(III.25)}$$

**III.4.5.3 Coefficient de la résistance d'encrassement:**

$$R_d = \frac{U_p - U_s}{U_p U_s} \quad \text{(III.26)}$$

**III.4.5.4 Calcul de coefficient de transfert propre :**

$$U_p = \left(\frac{h_{io} * h_o}{(h_{io} + h_o)}\right) \quad \text{(III.27)}$$

III.5. Exemple de calcul

Pour cet exemple on prend la date du (09/03/2019) qui correspond aux quelques jours de remise en service de train 30, la procédure de calcul de la résistance d'encrassement est organisée comme ci-dessous.

➤ Tableau des données

	Brut stabilisé	Brut non stabilisé
Température d'entrée (°C)	$T_e = 140.9 \text{ °C}$	$t_e = 68 \text{ °C}$
Température se sortie (°C)	$T_s = 121 \text{ °C}$	$t_s = 93 \text{ °C}$
Débit volumique (m <sup>3</sup> /h)	$Q_v' = 458.950 \text{ m}^3/\text{h}$	$Q_v = 402.919 \text{ m}^3/\text{h}$
Densité	$d_4^{15} = 0.7978$	$d_4^{15} = 0.7878$

Tableau III.3 : tableau des données le jour de calcul.

➤ Températures caloriques  $T_c, t_c$

On a :  $t \leq 50, 0,7 \leq d \leq 0,8$  donc d'après le graphe N° 1 de l'annexe A :

$$K_c = 0.1 \text{ et } R = \frac{t_s - t_e}{T_e - T_s} = \frac{93 - 68}{140,9 - 121} = 1,256$$

$F_c$  est déterminés d'après le même graphe, donc  $F_c = 0,52$

$$T_c = T_s + F_c(T_e - T_s) = 121 + 0,52 (140,9 - 121) = 131,348 \text{ C}^\circ$$

$$t_c = t_e + F_c(t_s - t_e) = 68 + 0,52 (93 - 68) = 81 \text{ C}^\circ$$

➤ Propriétés physiques des deux fluides

Brut non stabilisé					Brut stabilisé				
P (kg/m <sup>3</sup> )	Cp (kJ/Kg°C)	$\mu$ (kg/ms)	$\lambda$ (W/m K)	$d_4^t$	$\rho'$ (kg/m <sup>3</sup> )	Cp' (kJ/Kg°C)	$\mu'$ (kg/ms)	$\lambda'$ (W/m K)	$d_4^t$
736	2.071535	0.0011058	0.1198	0.736	708	2.095883	0.0011001	0.1127	0.708

Tableau III.4 : Propriétés physiques des deux fluides.

➤ calcul de  $\Delta TLM$ 

$$\Delta TLM = \frac{(T_e - t_s) - (T_s - t_e)}{\ln\left(\frac{T_e - t_s}{T_s - t_e}\right)} = \frac{(140,9 - 93) - (121 - 68)}{\ln\left(\frac{140,9 - 93}{121 - 68}\right)} = 50,41^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM = 50,41^\circ\text{C}$$

➤  $\Delta TLM$  corrigée

$$\Delta TLM_c = \Delta TLM * F$$

$$F = f(R, P)$$

$$R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} = \frac{140,9 - 121}{93 - 68} = 0,796 \quad E = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} = \frac{93 - 68}{140,9 - 68} = 0,343$$

D'après le graphe (voir annexe A, graphe N° 2) :  $F = 0,98$

$$\Delta TLM_c = \Delta TLM * F = 50,41 * 0,98 = 49,40^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM_c = 49,40^\circ\text{C}$$

➤ Calcul de coefficient  $U_p$ **Côté faisceaux (fluide non stabilisé)**

- section par passe

$$d_i = d_o - 2e \rightarrow d_i = 0,0254 - 2 * 0,00277 = 0,01986 \text{ m}$$

$$a_t = \left(\frac{N_t}{n_t}\right) * \left(\frac{\pi d_i^2}{4}\right) = \left(\frac{1830}{4}\right) * \left(\frac{\pi (0,01986)^2}{4}\right) = 0,142 \text{ m}^2$$

$$a_t = 0,142 \text{ m}^2$$

- La vitesse massique  $G_t$

$$m = \frac{Q_v * \rho}{3600} = \frac{402,919 * 736}{3600} = 82,37 \text{ kg / s}$$

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{82,37}{0,142} = 580,10 \text{ kg} / \text{m}^2 \text{s}$$

$$G_t = 580,10 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

- La vitesse de circulation (m/s)

$$V = \frac{G_t}{\rho} = \frac{580,10}{736} = 0,79 \text{ m} / \text{s}$$

- Calcul du nombre de Reynolds Re

$$\text{Re} = \frac{d_i * G_t}{\mu} = \frac{0,01986 * 580,10}{0,0011058} = 10418,5$$

$$\text{Re} = 10418,5$$

Re > 10<sup>4</sup> donc le régime d'écoulement est turbulent.

### ➤ Coefficient de transfert à l'intérieur du tube

On a la formule suivante :

$$j_h = 0,027 * \text{Re}^{0,8} = 0,027 * (10418,5)^{0,8} = 44,22$$

On a :

$$\left( \frac{h_i}{\Phi_t} \right) = j_h \left( \frac{\lambda}{d_i} \right) \left( \frac{c_p * \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 44,22 \left( \frac{0,1198}{0,01986} \right) \left( \frac{2,07153510^3 * 0,0011058}{0,1198} \right)^{\frac{1}{3}} = 713,29 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

$$\left( \frac{h_{io}}{\Phi_t} \right) = \left( \frac{h_i}{\phi_t} \right) \left( \frac{d_i}{d_o} \right) = 713,29 \left( \frac{0,01986}{0,0254} \right) = 557,72 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

$$\left( \frac{h_{io}}{\Phi_t} \right) = 557,72 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

### ➤ Côté calandre (fluide stabilisé)

- Section par calandre

$$a_{ct} = \left( \frac{D_c}{p} \right) * (p - d_o) * B = \left( \frac{1,2}{31,7510^{-3}} \right) * (31,7510^{-3} - 25,410^{-3}) * 0,716 = 0,172 \text{ m}^2$$

$$a_{ct} = 0.172 \text{ m}^2$$

- Vitesse massique  $G'_t$

$$M = \frac{Q'_v * \rho'}{3600} = \frac{458,950 * 708}{3600} = 90,26 \text{ kg / s}$$

$$G'_t = \frac{M}{a_{ct}} = \frac{90,26}{0,172} = 524,77 \text{ kg / m}^2 \cdot \text{s}$$

$$G'_t = 524,77 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

- La vitesse de circulation (m/s)

$$V' = \frac{G'_t}{\rho'} = \frac{524,77}{708} = 0,74 \text{ m / s}$$

➤ Calcul du nombre de Reynolds

- Calcul du diamètre hydraulique ( $D_e$ ) :

$$D_e = \left( \frac{4 * p^2}{\pi * d_o} \right) - d_o = 0,025 \text{ m}$$

$$Re' = \frac{D_e * G'_t}{\mu'} = \frac{0,025 * 524,77}{0,0011001} = 11925,51$$

$$Re' = 11925,51 \quad \text{donc le régime est turbulent}$$

➤ **Coefficient de transfert à l'intérieur de côté calandre**

$$j_h = 0,027 * Re^{0,8} = 0,027 * (11925,51)^{0,8} = 49,27$$

On a :

$$\left( \frac{h_o}{\Phi_c} \right) = j_h \left( \frac{\lambda'}{D_e} \right) * \left( \frac{c_p * \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 49,27 \left( \frac{0,1127}{0,025} \right) \left( \frac{2,09588310^3 * 0,0011001}{0,1127} \right)^{\frac{1}{3}} = 607,42 \text{ W / m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\left( \frac{h_o}{\Phi_c} \right) = 607,42 \text{ W / m}^2 \cdot \text{K}$$

❖ Calcul de la température de la paroi

$$T_p = T_c - \frac{\frac{h_o}{\varphi_c}}{\frac{h_o}{\varphi_c} + \frac{h_{i0}}{\varphi_t}} (T_c - t_c) = 131,348 - \frac{607,42}{607,42 + 557,72} (131,348 - 81) = 105,1^\circ\text{C}$$

$$T_p = 105,1^\circ\text{C}$$

❖ Détermination de viscosité des fluides à la température  $T_p$

$$\mu_p = 0,0011029 \text{ kg/ms}$$

$$\varphi_t = \left( \frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,00110589}{0,0011029} \right)^{0,14} = 1,0004$$

$$\varphi_c = \left( \frac{\mu'}{\mu_p} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,0011001}{0,0011029} \right)^{0,14} = 0,99964$$

$$h_{i0} = \left( \frac{h_{i0}}{\Phi_t} \right) * \Phi_t = 557,72 * 1,0004 = 557,94 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

$$h_{i0} = 557,94 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$h_o = \left( \frac{h_o}{\Phi_c} \right) * \Phi_c = 607,42 * 0,99964 = 607,20 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

$$h_o = 607,20 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$U_p = \left( \frac{h_{i0} * h_o}{(h_{i0} + h_o)} \right) = \left( \frac{557,94 * 607,20}{(557,94 + 607,20)} \right) = 290,76 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

$$U_p = 290,76 \text{ W/m}^2\text{K}$$

➤ calcul de coefficient de transfert sale

$$Q = MCp'(T_e - T_s) = 90,26 * 2,09588310^3 * (140,9 - 121) = 3764570,55 \text{ W}$$

$$U_s = \frac{Q}{A \Delta TLM_c} = \frac{3764570,55}{851 * 49,40} = 89,55 \text{ W} / \text{m}^2 \text{K}$$

$$U_s = 89,55 \text{ W/m}^2\text{K}$$

**La résistance d'encrassement**

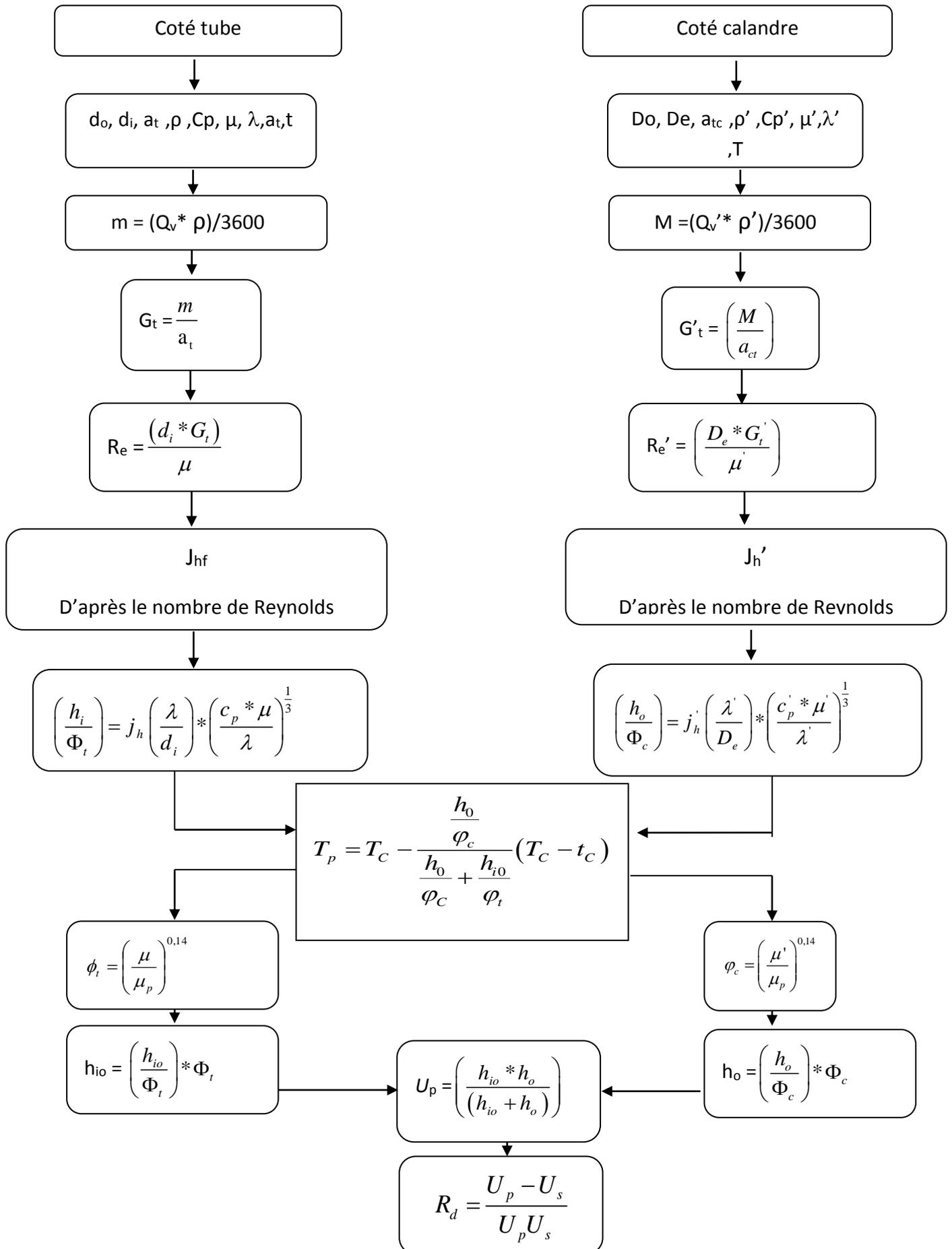
Ce calcul au moyen du coefficient global de transfert de chaleur relative à la surface sale et propre calculée précédemment

$$R_d = \frac{U_p - U_s}{U_p U_s} = \frac{290,76 - 89,55}{290,76 * 89,55} = 0,00773 \text{ m}^2 \text{ K} / \text{W}$$

$R_d = 0,00773 \text{ m}^2 \text{ K} / \text{W}$
--------------------------------------------------

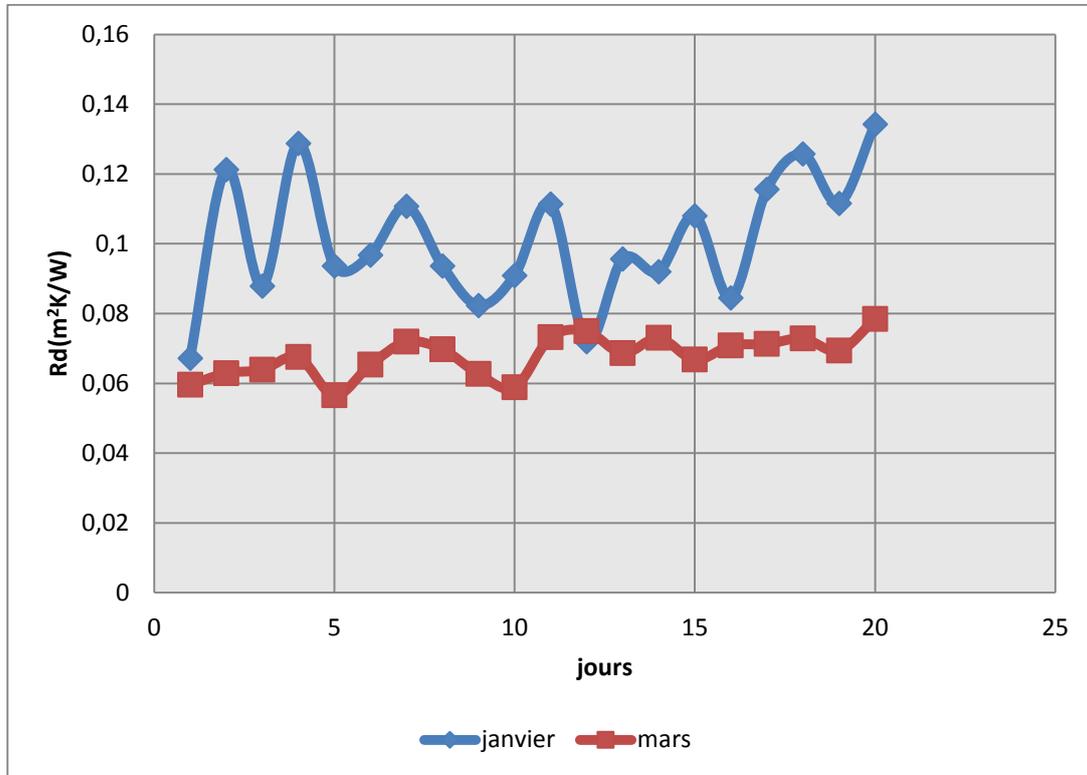
**III.6. Algorithme de calcul par la méthode de KERN**

Le calcul de la résistance d'encrassement par la méthode de KERN est réalisé en suivant l'organigramme illustré sur la figure suivante :



## III.7. Résultats et interprétation

## III.7.1 L'évolution de la résistance d'encrassement en fonction du temps



**Figure III.4 :** la comparaison de l'évolution de la résistance d'encrassement entre les deux mois de Janvier et Mars.

La figure III.4 montre l'évolution de la résistance d'encrassement durant les mois de Janvier et Mars. On remarque que la valeur de la résistance d'encrassement  $R_d$  durant le mois de Janvier oscille entre 0,06 et 0,14  $m^2K/W$ . L'augmentation de la valeur de la résistance pour le mois de Janvier avant l'injection des produits chimiques s'explique par la présence importante des dépôts sur les surfaces d'échanges côtés tubes.

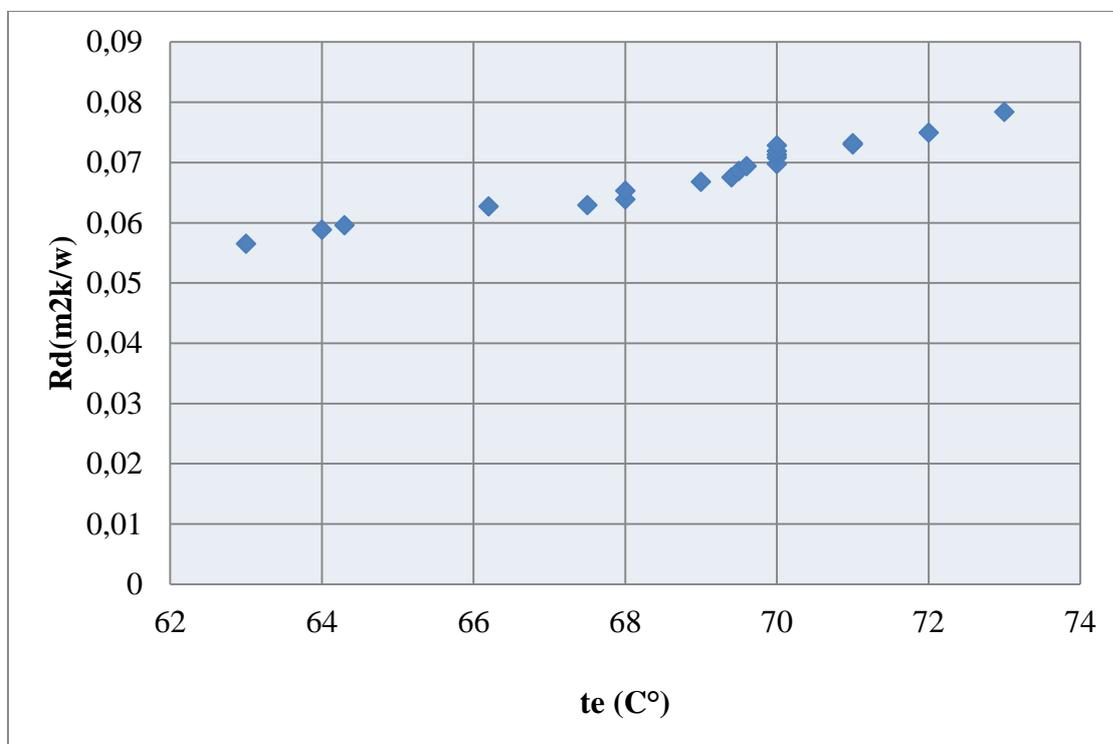
Pour mois de Mars après l'injection des produits chimiques la valeur de la résistance d'encrassement oscille entre 0,05 et 0,08  $m^2K/W$ . Cette diminution est due au nettoyage chimique des tubes de la batterie de préchauffeur. Ce processus de nettoyage qui est utilisé pendant que l'échangeur fonctionne est appelé nettoyage en ligne. Les produits chimiques qu'on utilise pour le désencrassement des tubes sont : l'anti dépôts dans l'eau de lavage et désémulsifiants à l'entrée de dessalage. La fluctuation de  $R_d$  est due à la variation des paramètres qui sont, entre autre, le débit et la température au niveau de la batterie de

préchauffeur. L'évolution de la résistance d'encrassement en fonction du temps suit une allure linéaire.

D'après la figure (III.4), nous remarquons que la résistance d'encrassement en fonction du temps n'est pas constante, elle est supérieure à celle de design, sachant que le débit est faible par rapport au design.

A la lumière de la figure (III.4), on peut dire que la résistance d'encrassement du préchauffeur calculée pendant les deux mois de monitoring, est élevée par rapport à celle tolérée au design, cela constitue un moyen d'évaluations de l'importance de dépôt formé sur la surface d'échange coté tubes.

### III.7.2 L'évolution de la résistance d'encrassement en fonction de la température



**Figure III.5 :** L'évolution de la résistance d'encrassement en fonction de la température coté tube en mois de Mars.

La figure III.5 représente l'évolution de la résistance d'encrassement en fonction de la température de brut non stabilisé coté tube, qui est une courbe linéaire croissante donc on conclut que l'augmentation de la température du fluide au-dessus de 68°C valeur design, favorise l'élévation de la résistance d'encrassement et par conséquent la formation du dépôt sur les parois des tubes.

III.7.3 L'évolution de la vitesse de circulation

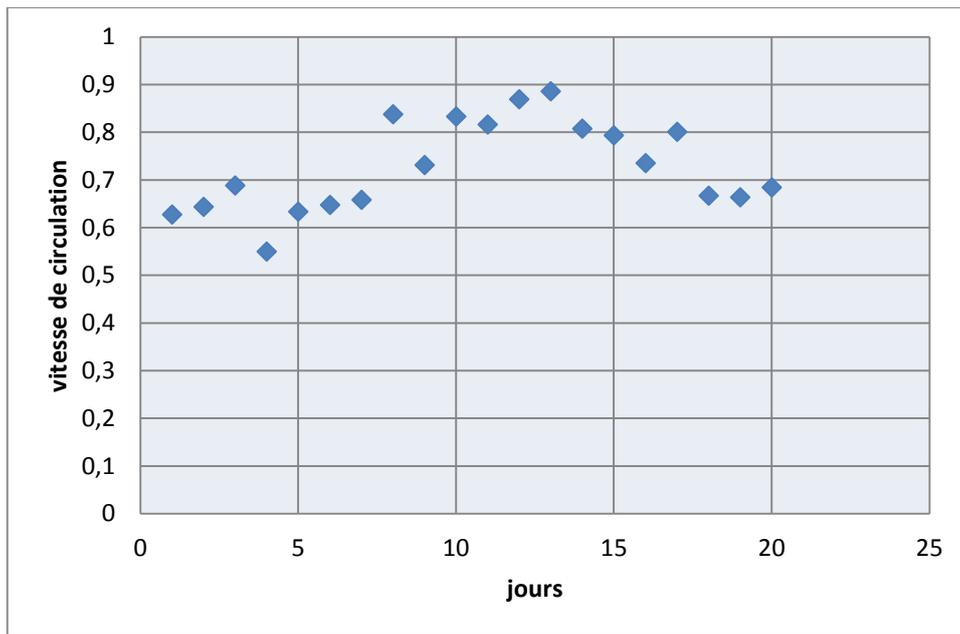


Figure III.6 : L'évolution de la vitesse de circulation en fonction du temps durant mois de Janvier.

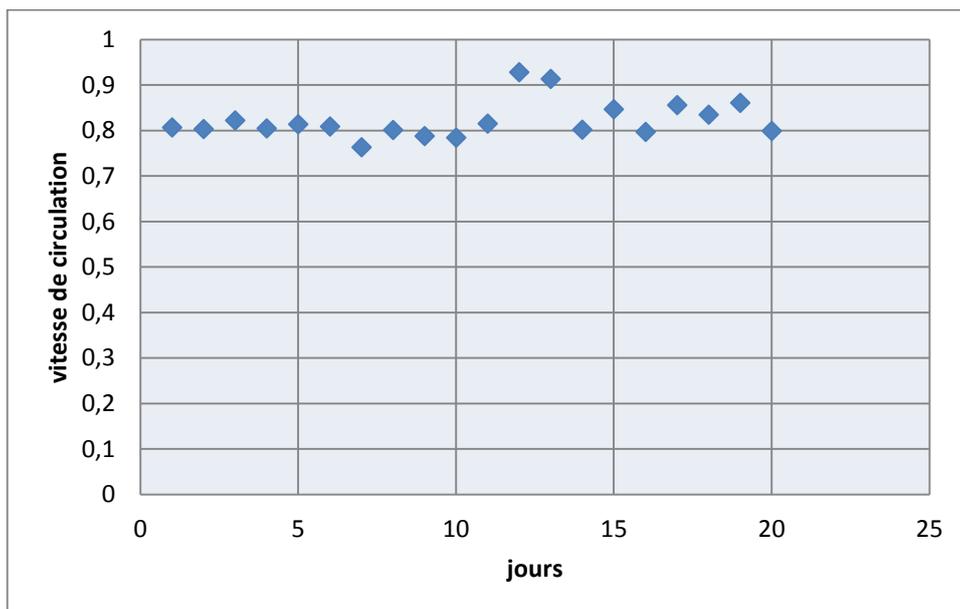
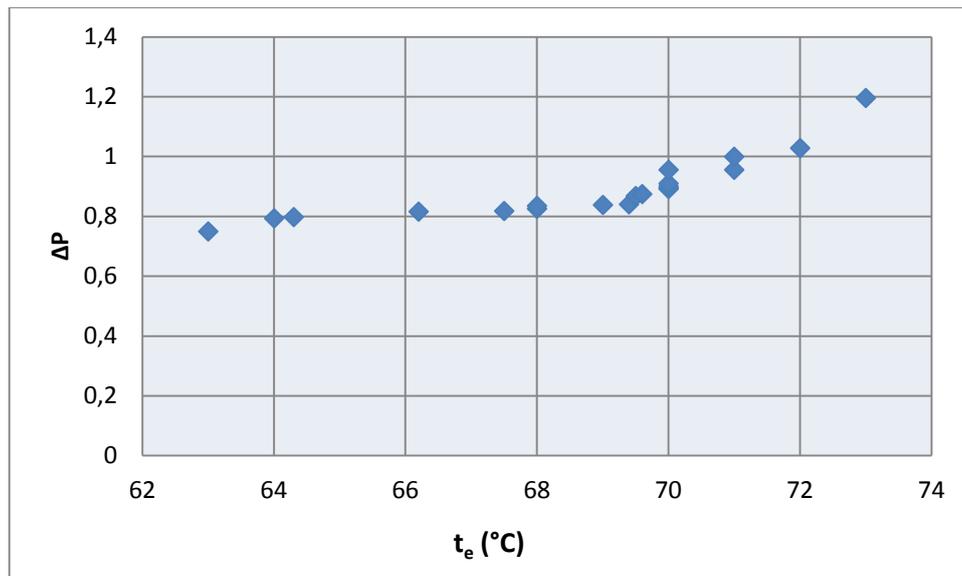


Figure III.7 : L'évolution de la vitesse de circulation en fonction du temps durant le mois de mars.

D'après les figures III.6 III.7 on constate que la valeur de la vitesse de circulation oscille est entre 0,6 et 0,9 m/ s. La vitesse de circulation de brut non stabilisé coté tube(les tubes sont sales), n'est pas constante, elle est inférieure à celle de design (1,8m/s) à cause de l'encrassement et de faible débit de brut non stabilisé. (By-pass ouvert coté tube).

## III.7.4 L'évolution des pertes de charge en fonction de la température



**Figure III.8 :** Les pertes de charge en fonction de la température d'entrée de préchauffeur.

D'après la figure III.8, on constate une augmentation légère des pertes de charges entre 63°C et 70°C entrée préchauffeur, ensuite à partir de 70°C cette augmentation s'accroît pour atteindre des valeurs inadmissibles, cela est expliqué par l'augmentation rapide de la vitesse de cristallisation des sels présents dans le brut.

La valeur admissible des pertes de charges dans le préchauffeur est de 0,9 bar coté tube. Pour assurer un fonctionnement continu du préchauffeur et donc du train de traitement, il faut que la température optimale soit de 68°C entrée préchauffeur pour laquelle la perte de charges ne dépasse pas 0,9 bar (valeur design).

Le graphe Figure III.8 est réalisé par un monitoring sur DCS.

III.7.5L'évolution des pertes de charge en fonction du temps

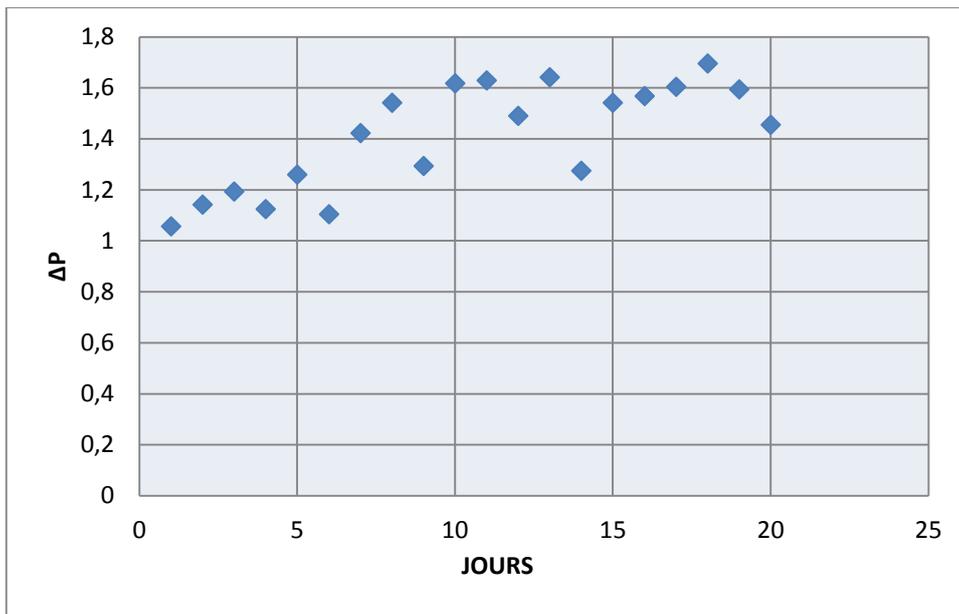


Figure III.9 :L'évolution des pertes de charge cotée tube durant le mois de Janvier.

D'après la figure III.9, la perte de charge cotée tubes en fonction de temps durant le mois de Janvier n'est pas constante, la valeur de ( $\Delta P$ ) oscille entre 1 bar et 1.7 bar. La valeur est très supérieure à celle de design, ceci est expliqué par la présence des dépôts à l'intérieur des tubes.

Le graphe (Figure III.9) est réalisé par un monitoring sur DCS.

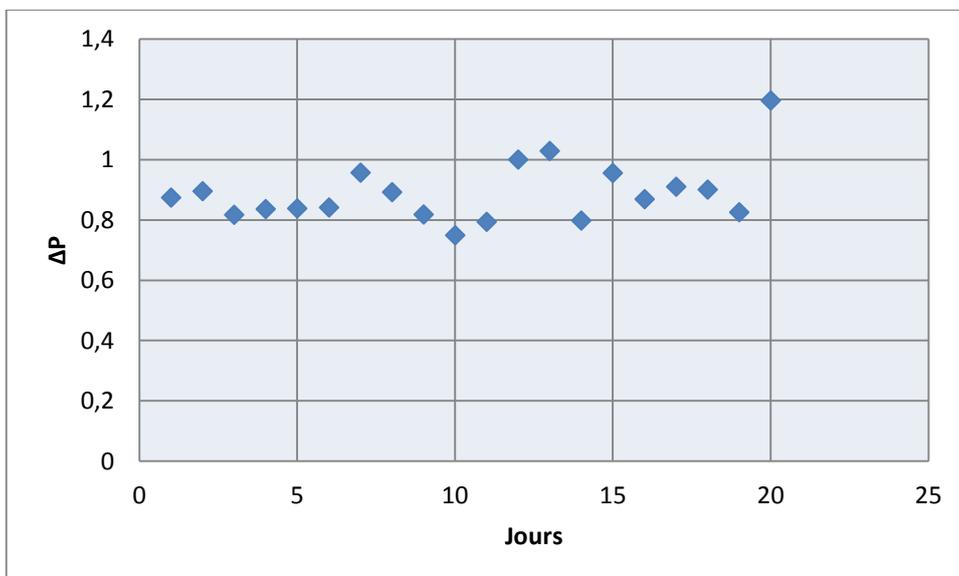


Figure III.10 : L'évolution des pertes de charge cotée tube durant le mois de mars

D'après la figure III.10, la perte de charge coté tubes en fonction de temps durant le mois de mars (la durée de stage) n'est pas constante, cette fluctuation est due à la variation de débit, elle varie entre 0,7 et 1,2 bar proche de la valeur de design. Ces résultats montrent qu'il y a des accumulations de dépôt sur la surface d'échange des tubes qui sont moins important que le mois de Janvier, cela est dû au nettoyage par des produits chimiques.

### **III.8.Calcul l'efficacité de préchauffeur**

On définit l'efficacité ( $\epsilon$ ) de la batterie préchauffeur de la manière suivante :

$$\epsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e}$$

#### **Cas design :**

$$T_e = 160 \text{ }^\circ\text{C}, t_e = 68,1 \text{ }^\circ\text{C}, t_s = 114,1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\epsilon = \frac{114,1 - 68,1}{160 - 68,1} = 50,05\%$$

#### **Cas actuel :**

$$T_e = 140,9 \text{ }^\circ\text{C}, t_e = 68 \text{ }^\circ\text{C}, t_s = 93 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\epsilon = \frac{93 - 68}{140,9 - 68} = 34,29\%$$

On remarque qu'il y a un écart important entre l'efficacité cas design et cas actuel, cela se justifie par l'encrassement et au faible débit par rapport au design.

## III.9.Comparaison entre la marche actuelle et la marche de design

	Cas design	Cas actuel
Débit de brut stabilisé (kg/h)	539081 ,1	324477,65
T <sub>ed</sub> 'entrée (°C)	160	140,9
T <sub>sde</sub> sortie (°C)	119,8	121
$\Delta T_{lm}$ corrigé(°C)	46,1	49,40
$\Delta P$ (bar)	0 ,9	0,8177
l'efficacité (%)	50,05	34,29
Débit de brut non stabilisé (kg/h)	455041,8	296548,384
t <sub>e</sub> entrée (°C)	68 ,1	68
t <sub>s</sub> sortie (°C)	114,1	93
V (m /s)	1,8	0,7
$\Delta P$ (bar)	0 ,9	1,0282
U <sub>s</sub> (W/m <sup>2</sup> K)		89,55
U <sub>p</sub> (W/m <sup>2</sup> K)	380	290,76
R <sub>d</sub> (m <sup>2</sup> K/W)	0,00035	0,00773

Tableau III .5 : Tableau Comparatif entre les valeurs calculées et les valeurs données par le design.

## III.10. Bilan thermique sur la colonne de stabilisation

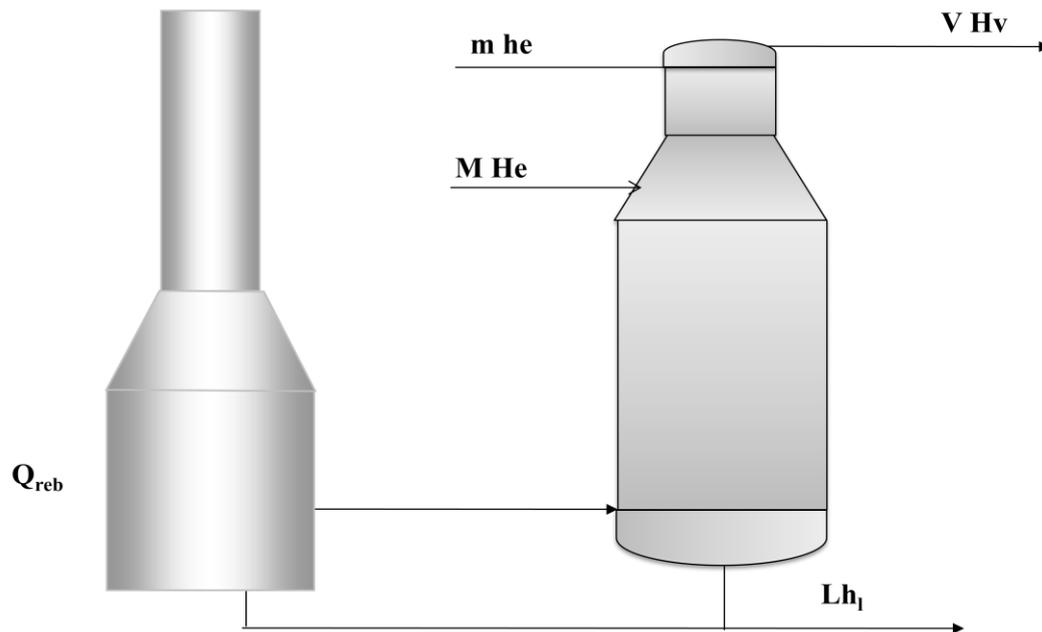


Figure III. 11: Bilan thermique sur la colonne

$$(M \cdot H_e) + (m \cdot h_e) + Q_{reb} = (V \cdot H_v) + (L \cdot h_l)$$

Où

**M** : Débit molaire de l'alimentation chaude (kmol/h)**H<sub>e</sub>** : Enthalpie molaire de l'alimentation chaude (kJ/kmol)**m** : Débit molaire du reflux froid (kmol/h)**h<sub>e</sub>** : Enthalpie molaire du reflux froid (kJ/kmol)**V** : Débit molaire de la vapeur de tête de colonne (kmol/h)**H<sub>v</sub>** : Enthalpie molaire du liquide soutiré du fond de colonne (kJ/kmol)**L** : Débit molaire du liquide soutiré du fond de la colonne (kmol/h)**h<sub>l</sub>** : Enthalpie molaire du liquide soutiré du fond de la colonne (kJ/kmol)**Q<sub>reb</sub>** : Energie fournie par le rebouilleur (kJ/ h)

### III.11. Calcul de l'énergie apportée au niveau du rebouilleur avec la résistance d'encrassement

#### III.11.1. Cas de design

$$R_d = 0,00035 \text{ m}^2\text{K/W}$$

L'énergie fournie au niveau du rebouilleur est donnée par cette formule

$$Q_{reb} = (V.H_v) + (L.h_l) - (M.H_e) - (m.h_e)$$

V(kmol / h )	L(kmol/h )	M(kmol / h )	m(kmol/h )	Q <sub>reb</sub>
463,7	1977	2124	317,3	(kW)
H <sub>v</sub>	h <sub>l</sub>	H <sub>e</sub>	h <sub>e</sub>	9939
( kJ /kmol )	( kJ /kmol )	(kJ /kmol )	( kJ/kmol )	
-1,149.10 <sup>5</sup>	-2,934 .10 <sup>5</sup>	-2,72.10 <sup>5</sup>	-2,87.10 <sup>5</sup>	

Tableau III .6 : L'énergie fournie au niveau du rebouilleur.

Calcul de la quantité de fuel gaz nécessaire M<sub>FG</sub>

$$Q_{reb} = M_{FG} * PCI * \eta_{th} \quad M_{FG} = \frac{Q_{reb}}{\eta_{th} \times (PCI)}$$

Q<sub>reb</sub> : la quantité de chaleur calorifique libérée par le rebouilleur.

M<sub>FG</sub> : Débit massique de fuel gaz alimentant les brûleurs.

PCI<sub>FG</sub> : Pouvoir calorifique inférieur du fuel gaz.

η<sub>th</sub>: rendement thermique du four.

Avec

$$PCI_{FG} = \sum PCI * Yi$$

Sachant que la composition du fuel gaz utilisé pour la combustion dans les fours est la suivante :

Constituant	Composition massique %	PCI 10 <sup>4</sup> (kJ/kg )
C1	59 ,99	5,003
C2	28 ,75	4,751
C3	2,42	4,637
IC4	0 ,03	4,564
NC4	0 ,20	4,576
N2	3,65	0
CO2	4,95	0

**Tableau III .7 :** Pouvoir calorifique du combustible d'alimentation du four.

$$PCI = 4,491 \cdot 10^4 \text{ kJ /kg}$$

Et sa masse volumique aux conditions de son admission dans le four (T=40°C, P=1,5bar)

Et de  $\rho_{FG} = 1,248 \text{ kg/m}^3$  et le rendement thermique de four est de 83%.

$$M_{FG} = \frac{9939}{44910 \times 0,83} = 0,27 \text{ kg/ s} = 959,896 \text{ kg/ h.}$$

$$V_{FG} = M_{FG} / \rho_{FG} \quad V_{FG} = 959,896 / 1,248 = 769,147 \text{ act m}^3 / \text{ h} = 1061.61 \text{ Sm}^3 / \text{h.}$$

## III.11.2 Cas actuel

$$R_d = 0,00773 \text{ m}^2\text{K} / \text{W}$$

Pour cet exemple on prend la date du (09/03/2019) pour obtenir la consommation du fuel gaz  $V_{FG}$  qui dépend de la charge du brut entrant au four (rebouilleur) d'après Le DCS.

$$V_{FG} = 1177,88 \text{ Sm}^3 / \text{h}$$

Calcul de la quantité de fuel gaz nécessaire  $M_{FG}$ 

$$M_{FG} = V_{FG} * \rho_{FG}$$

$$M_{FG} = 1469,99 \text{ kg/h}$$

Calcul de L'énergie fournie au niveau du rebouilleur  $Q_{reb}$ 

$$Q_{reb} = M_{FG} * PCI * \eta_{th}$$

$$Q_{reb} = 54794318,247 \text{ kJ/h} = 15220,64 \text{ kW}$$

## III.12 Calcul de la consommation fuel gaz du four qui est du à l'encrassement

$$\Delta V_{FG} = \frac{V_{FG}(\text{cas actuel}) - V_{FG}(\text{cas design})}{V_{FG}(\text{cas design})} \times 100\% = \frac{1177.88 - 1061.61}{1061.61} = 11.01 \%$$

**IV.1 Estimation des coûts de construction d'un échangeur**

Le coût unitaire C du m<sup>2</sup> de surface d'échange dépend de la surface totale de l'échangeur ; il prend en compte les coûts de matière et de main-d'œuvre, ces derniers étant relativement peu différenciés selon la taille.

Le coût dépend également du faisceau de tubes choisi (diamètre, BWG, longueur, disposition des tubes), des matériaux, du type d'échangeur et de la pression de calcul.

Ces différents facteurs influent selon la formule suivante :

$$C = c \cdot S \cdot F_0 \cdot F_1 \cdot F_2 \cdot F_3 \cdot F_4 \cdot (F_5 + F_6)$$

Avec :

**C** : coût de l'échangeur

**c** : coût unitaire du m<sup>2</sup> de surface de l'échangeur de référence

**S** : surface d'échange en m<sup>2</sup>

**F<sub>0</sub>, F<sub>1</sub>, ... F<sub>6</sub>** coefficients correcteurs indiqués dans les tableaux

**F<sub>0</sub> = 1**

Type	AEM	AES	AKT	BEM	BES	BEU	BKT	BKM	BKU	AEU
F <sub>1</sub>	1,00	0,90	1,25	0,90	0,95	0,85	1,20	1,05	1,03	0,90

Tableau VI.1 : variation de F<sub>1</sub> avec le type d'échangeur

Longueur des tubes (ft)	10	16	20	24
F <sub>2</sub>	1,20	1,05	1,00	0,95

Tableau VI.2 : variation de F<sub>2</sub> avec la longueur des tubes

Disposition des tubes		
F <sub>3</sub>	1,10	1,00

Tableau VI.3 : variation de F<sub>3</sub> avec la disposition des tubes

Matériaux		F <sub>4</sub>
Calandre	Tubes	
Acier au carbone	Acier au carbone	1,0
Acier au carbone	Laiton amirauté	1,7
Acier au carbone	Bronze aluminium	1,8
Acier au carbone	5%chrome	1,6
Acier au carbone	Inox 304	2,4
Acier au carbone	Inox316	2,7
0,5% molybdène	0,5% molybdène	1,3
1,25% chrome	1,25% chrome	1,6
5% chrome	5% chrome	1,9
Inox 304	Inox 304	2,8
Inox 316	Inox 316	3,3
Cladded Monel	Monel	0 6
20%Cr – 25%Ni	20%Cr – 25%Ni	07

Tableau VI.4 : variation de F<sub>4</sub> avec les matériaux des tubes et calandre

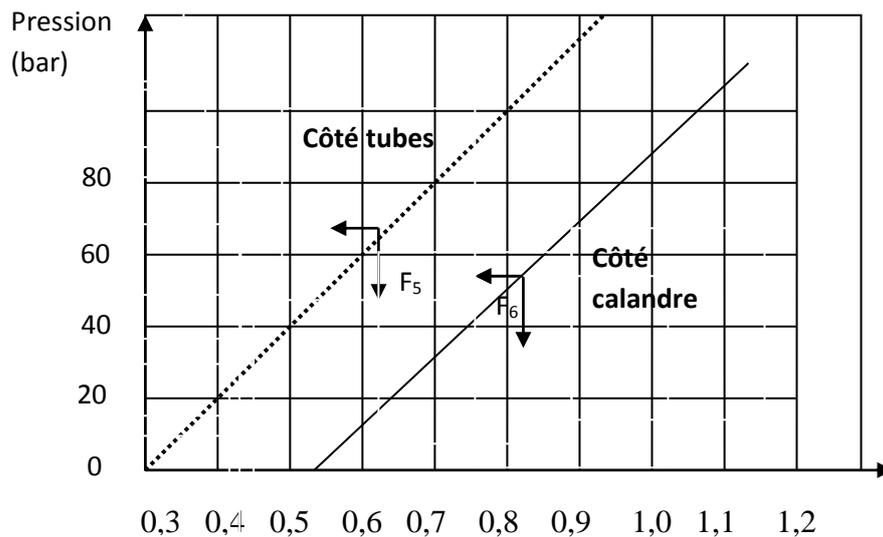


Figure VI.1 : La variation de F<sub>5</sub> et F<sub>6</sub> en fonction de la pression de calcul.

Calcul du coût de l'échangeur :

$$C = c. S. F_0. F_1. F_2. F_3. F_4. (F_5+F_6)$$

**Avec :**

$$F_0 = 1$$

$$F_1 = 0,90$$

$$F_2 = 1$$

$$F_3 = 1$$

$$F_4 = 1$$

La pression de calcul coté tube est 23 bar et coté calandre est égale à 8,8 bar d'après

$$F_5 = 0,41$$

$$F_6 = 0,60$$

$$S = 851 \text{ m}^2 \text{ (surface de la batterie)}$$

Pour le coût unitaire, on a pris :

$$c = 20765,20 \text{ DA/m}^2 \text{ (estimation basé sur le graphe N°3 de l'annexe A)}$$

$$C = 20756,20 * 851 * 1 * 0,90 * 1 * 1 * (0,41 + 0,60)$$

$$C = 16 * 10^6 \text{ DA}$$

## **IV.2 Coûts de maintenance**

### **Aspect économique du phénomène**

L'encrassement est un problème qui se traduit par des dépenses pendant le fonctionnement d'un échangeur de chaleur et pendant l'arrêt de ce dernier pour le nettoyage. Une optimisation du cycle de nettoyage de la batterie étudiée a été faite pour une période d'arrêt.

#### **IV.2.1 Coûts de nettoyage**

Le coût de nettoyage d'une batterie constituée de 2 échangeurs.

##### **IV.2.1.1 Coût de montage et de démontage C1**

Six ouvriers travaillant pendant 46 heures (16 heures pour le démontage et 30 heures pour le remontage), sur la batterie échangeur avec un salaire de 870 DA/h

$$C1 = [(870 * 6) * 46] * 2 = 480240 \text{ DA}$$

##### **IV.2.1.2 Coût d'entretien C2**

Le temps d'entretien est estimé à 40 heures, le même nombre d'ouvriers et le même salaire que précédemment

$$C2 = [(870 * 6) * 40] * 2 = 417600 \text{ DA}$$

**IV.2.1.3 Coût de l'eau de rinçage C3**

Une quantité de 25 m<sup>3</sup> d'eau est utilisée pour le rinçage d'un échangeur, son prix est estimé à 13 DA/m<sup>3</sup>

$$C3 = 13 * 25 * 2 = 650 \text{ DA}$$

Le prix de nettoyage d'une cellule d'échangeur est évalué

$$C4 = C1 + C2 + C3$$

$$C4 = 480240 + 417600 + 650 = 898490 \text{ DA}$$

**IV.3 Manque à gagner de production du à l'arrêt de train pour lavages des échangeurs**

La production moyenne d'un train est estimée à 450 m<sup>3</sup>/h, l'opération de lavage des échangeurs dure 04 jours.

$$\text{Perte de production par jour} = 450 \times 24 = 10800 \text{ m}^3.$$

$$\text{Perte de production a l'arrêt} = 10800 \times 4 = 43200 \text{ m}^3.$$

$$= 271720 \text{ barils}$$

$$\text{Conversion m}^3 \text{ en baril} \quad 1 \text{ barils} = 0.158987 \text{ m}^3$$

Si on suppose que le prix d'un baril de pétrole est de 50 \$ alors :

**Le coût d'arrêt = 13586016 dollars.**

## Conclusion générale

---

Cette petite expérience professionnelle au sein de SONATRACH unité de traitement du brut sud a été très intéressante. Ce stage nous a permis d'acquérir un savoir-faire technique, d'élargir nos connaissances dans le domaine pétrolier et de nous familiariser avec les installations de traitement de pétrole et du gaz.

Notre étude durant le stage a été basée sur l'échangeur de chaleur à tubes et calandre (P30-GA-21-01 A/B), nous avons pu comprendre son fonctionnement, son rôle important dans l'installation de stabilisation et les différents éléments qu'ils le constituent.

Le problème majeur de cette étude a porté sur le suivi de la résistance d'encrassement en fonction du temps, et l'influence de quelques paramètres opératoires comme la température de la surface d'échange et la température moyenne du pétrole brut.

Au début de la présente étude les résultats obtenus ont révélé une évolution de la résistance d'encrassement tendant vers une allure exponentielle liée au modèle de Kern. La méthode de Kern s'approche plus de la réalité puisqu'elle utilise les caractéristiques des deux fluides (stabilisé et non stabilisé) et non pas d'un seul fluide, comme les autres méthodes.

Ce phénomène d'encrassement doit être traité régulièrement par un nettoyage chimique en ligne, pour éviter l'augmentation des pertes énergétiques et des frais très élevés de nettoyage mécanique hors ligne.

### **Perspectives :**

Cette étude nous a permis de comprendre l'effet de l'encrassement sur le mauvais fonctionnement des préchauffeurs, mais nous n'avons pas assisté durant notre stage au prélèvement des données après révision qui s'effectue au mois d'août, qui nous permettra de comprendre mieux l'effet de l'encrassement sur la performance des préchauffeurs après le nettoyage mécanique.

Pour pallier les problèmes liés au mauvais fonctionnement des préchauffeurs nous recommandant de suivre l'évolution de l'encrassement depuis son apparition en établissant un programme d'entretien et de nettoyage mécanique et chimique.

## Références bibliographiques

---

- [1] :Sonatrach. La revue de sonatrach Edition N°54,djenane el malikhydra –alger.
- [2] :Documentations au niveau de l'UTBS manuel opératoire d'exploitation, description de l'unité.
- [3] : description de fonctionnement du procédé Fichier MDR UTBS  
F10077-SSA-PCS-PHY-00002-F
- [4] :P.WUITHIER. Raffinage et génie chimique, (tome I) 1987.
- [5] :transfert de chaleur C.E.S.I.R.E –université Joseph Fourier-Grenoble P4/p1
- [6] :introduction aux transferts thermiques JEAN-LUC BATTAGLIA andrzej kusiak Jean-Rodolphe Puiggali p7-8/ P 91/ P 93
- [7] :GRETH. Echangeurs de chaleur : description des échangeurs. Techniques de l'ingénieur (N° B152, B2341), Génie énergétique, 5-1995.
- [8] :Fouling of heat exchangers by T.R. Bott ISBN :0444821864. Pub.Date : April 1995.  
Publisher.Elsevier Science & technology books p1.
- [9] :Monitoring the thermal Efficiency of foued heat Exchangers :A Simplified Method M.A.S. Jerónimo Qualena ,Porto, Portugal L.F.MELO University of Minho, center of biological engineering / IBQF,Braga,Portugal A. Sousa Braga P.J.B.F. ferreira C . Martins Petrogal , matosinhos ,Portugal page 1.
- [10]: C. DUFFAU, J-M. GRILLOT, J-M. NAVARRO, R. VIDIL. Echangeurs de chaleur, l'encrassement dans les échangeurs : description, prévention et remèdes, Paris : Edition Tec et Doc, 1991.
- [11] : M-A Masri.Méthodologie d'approche d'étude de l'encrassement, 3<sup>èmes</sup> journée, Scientifique et Technique de Sonatrach, n° 1949,1998.
- [12] :PIERRE TRAMBOUZE. Matériels et équipements, 1999.
- [13] :P.WUITHIER. Raffinage et génie chimique, (tome II), 1972.
- [14]: R-HPerry. Chilton Engineer Hand book, 5-ème edition.
- [15] : J.P Wauquier. Pétrole brut et produits pétroliers, TOME1, Edition Technip.
-

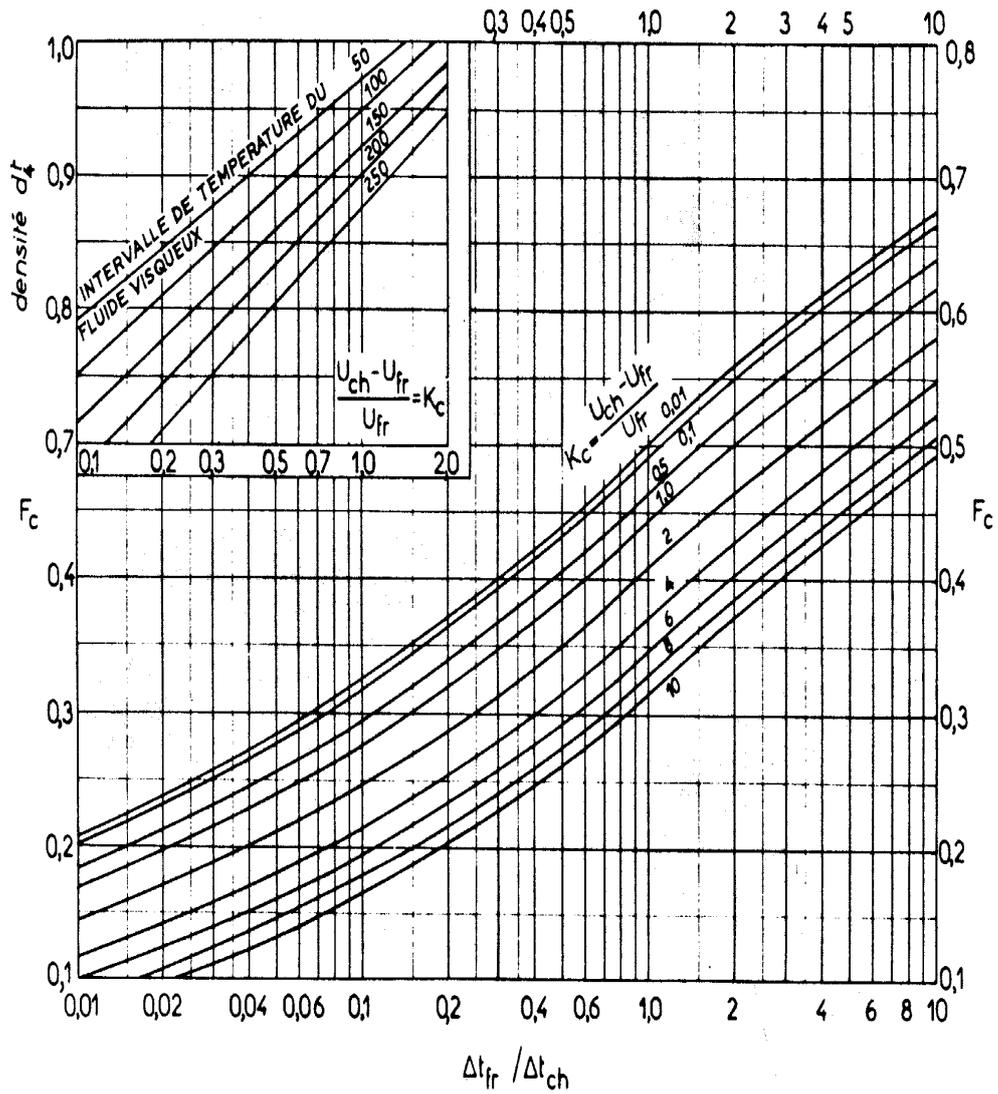
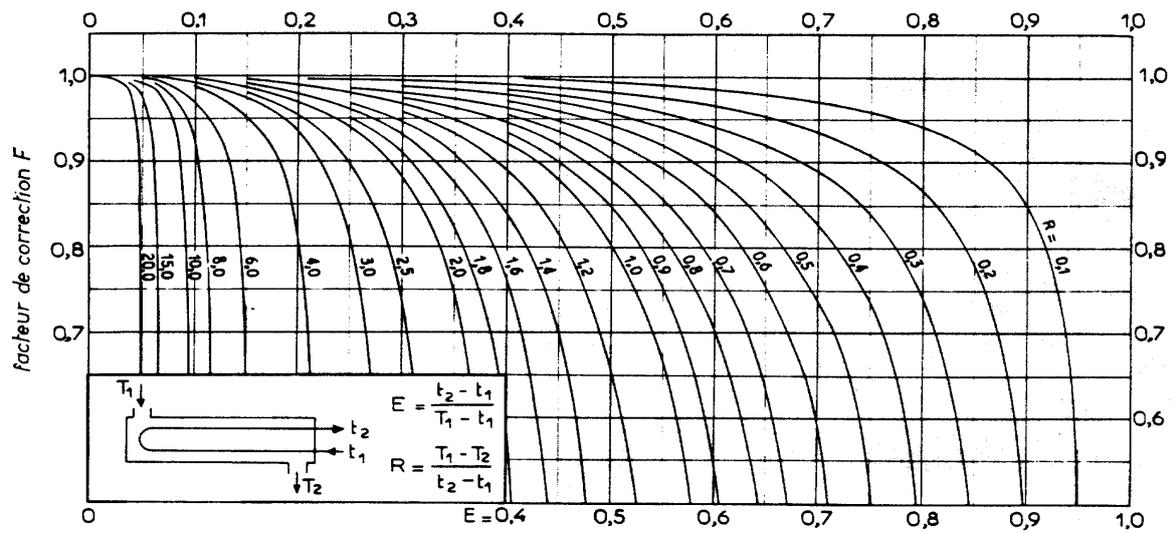


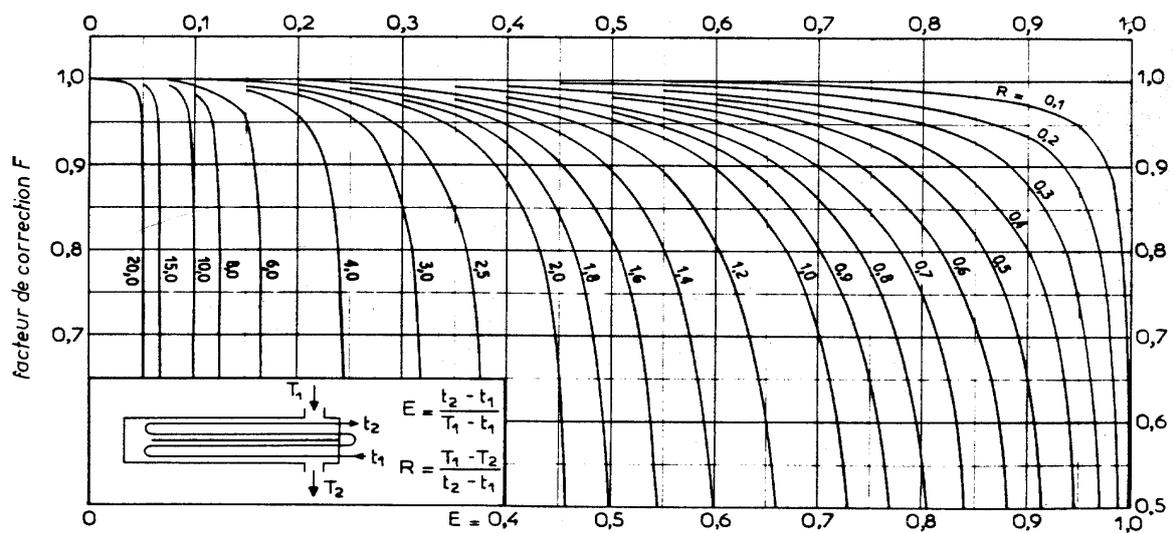
Fig. V.1.28. --- Détermination des températures calorifiques.

**Grphe N°1.détermination des températures calorifique.**

# Annexe A



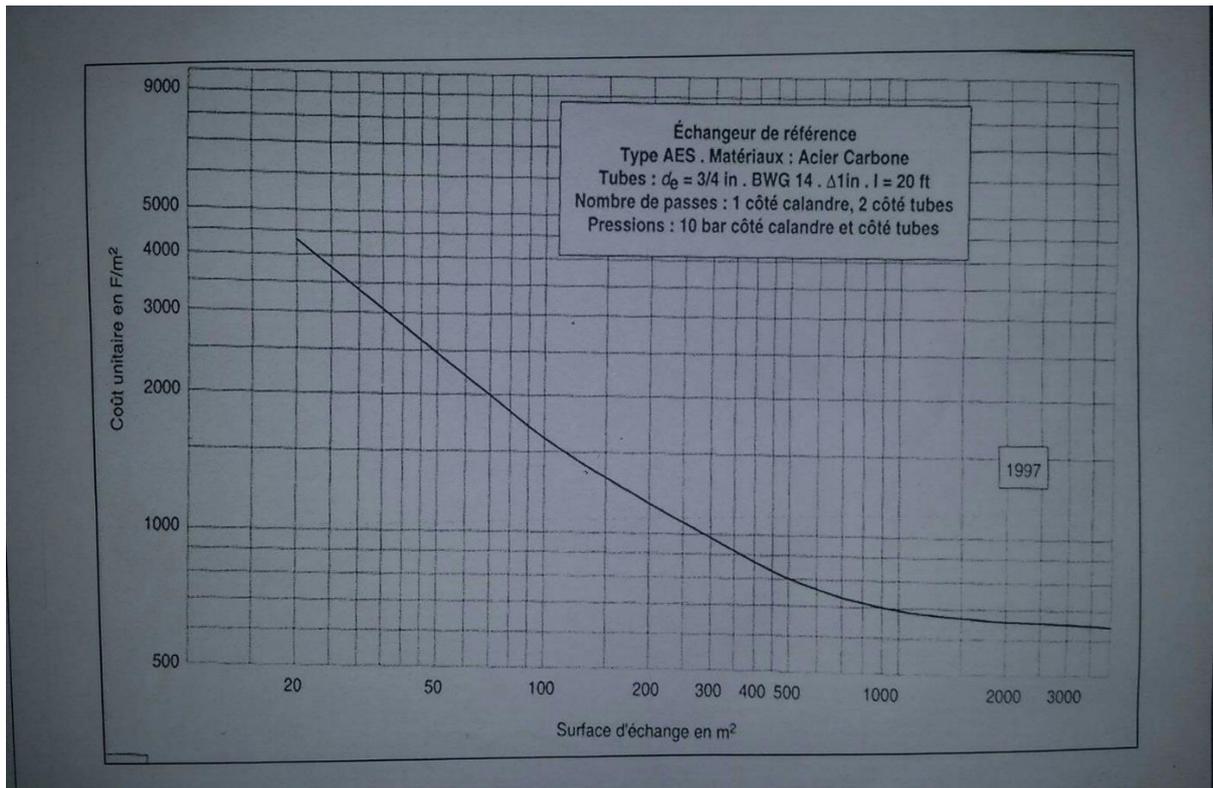
a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.



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



**Grphe N°2. Détermination de facteur de correction pour les échangeurs de chaleurs à tube et calandre**



Graphe N°3.détermination de cout unitaire.



MECHANICAL DATA SHEET

HEAT EXCHANGER

F10077-SSA-EQP-DTS-02721-E

REF. NUMBER

ITEM

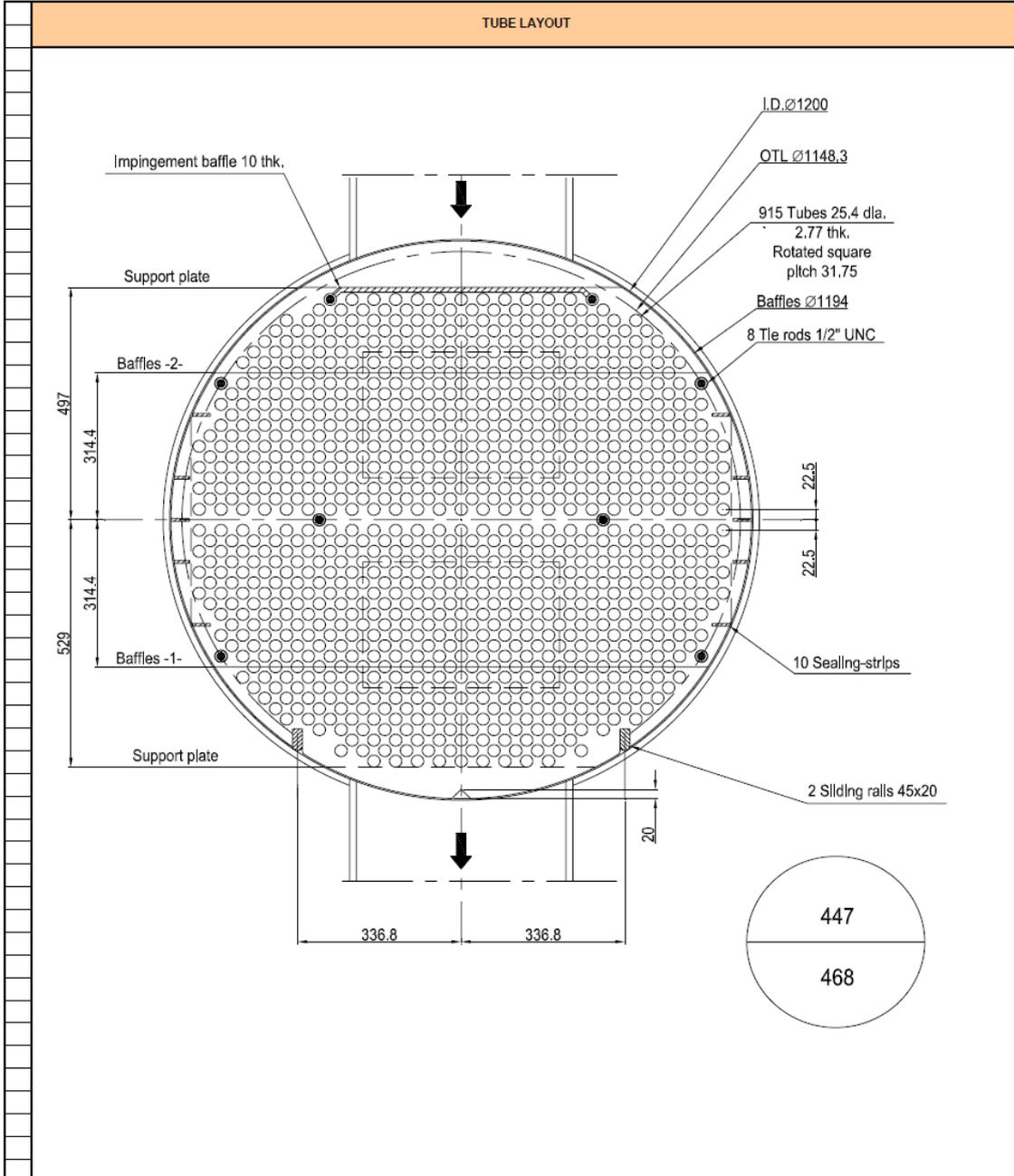
P10/P20/P30-GA-21-01 A/B

0	8 / 11
REV	PAGE

CLIENT :	SONATRACH	CLIENT REFERENCE :	146W-UTBS-FA-MS-GA-02721
LOCATION :	ALGERIE - HASSI MESSAOUD SUD	PLANT :	UTBS

This document is the property of SAIPEM s.a. It shall not be divulged or reproduced without authorization.

TGV 021 | A | 4 / 4 | sfs065151 | 09/2004  
(Standard form GTC 02 - Rev. 1 dated 15/10/2002)





**ECHANGEUR TUBULAIRE  
SHELL & TUBE HEAT EXCHANGER  
FEUILLE DE DONNEES THERMIQUES  
THERMAL DATA SHEET  
REPERE / ITEM  
P10/P20/P30-GA-21-01A/B**

F10077-SSA-EQP-DTS-02720-E  
N° à rappeler / Ref. Number

0	3 / 5
Rev	PAGE

Ce document est la propriété de SAIPEM S.p.A. Il ne peut être utilisé ou reproduit sans autorisation.

GTV 010-1 A 1/1 01/2003 01406567

This document is the property of SAIPEM S.p.A. It shall not be divulged or reproduced without authorization.

<b>CLIENT :</b>	SONATRACH	<b>REFERENCE CLIENT :</b>	146W-UTBS-FA-MS-21GA-2720
<b>LIEU :</b>	ALGERIE - HASSI MESSAOUD SUD	<b>UNITE :</b>	UNITE DE TRAITEMENT DE BRUT
<b>LOCATION :</b>		<b>PLANT :</b>	

1	<b>SERVICE:</b> STABILIZER FEED PRE-HEATER (summer2015 case) (1) (7)				
2	<b>DIMENSION / SIZE :</b> 1200 x 6096 mm	<b>TYPE :</b> AES	<b>INSTALLATION :</b> HOR. <input checked="" type="checkbox"/> VERT. <input type="checkbox"/>	<b>PARALLELE / PARALLEL :</b> 1	<b>SERIE / SERIE :</b> 2
3	<b>SURFACE PAR APPAREIL (Eff.):</b> 851 (2) m <sup>2</sup>	<b>Nb CORPS PAR APPAREIL :</b>		<b>SURFACE PAR CORPS (Eff.):</b> 425.5 (2) m <sup>2</sup>	
4	<b>SURFACE PER UNIT (Eff.)</b>		<b>N° SHELL PER UNIT</b>	<b>SURFACE PER SHELL (Eff.)</b>	

CARACTERISTIQUES DES FLUIDES / FLUID CHARACTERISTICS		COTE CALANDRE / SHELL SIDE		COTE TUBES / TUBE SIDE	
FLUIDE CIRCULANT / FLUID CIRCULATING		PRODUCT OIL		INLET CRUDE OIL	
DEBIT TOTAL A L'ENTREE / TOTAL FLOWRATE ENTERING		539 081,1 (3)		455041,8 (3)	
DEBIT VAPEUR HC / HC VAPOR FLOWRATE		IN   OUT		14 974,5	
DEBIT LIQUIDE HC / HC LIQUID FLOWRATE		539 081,1		454 452,2	
DEBIT VAPEUR D'EAU / STEAM FLOWRATE		IN   OUT		439 563,0	
DEBIT EAU / WATER FLOWRATE		IN   OUT		504,3	
DEBIT INCONDENSABLES / NON CONDENSABLE FLOW RATE				589,6	
EAU VAPORISEE OU VAP. COND. / VAPOR'D OR COND'D STEAM				0,0	
MASSE VOLUMIQUE / DENSITY		V/L	kg/m <sup>3</sup>	684,0	721,5
VISCOSITE / VISCOSITY		V/L	mPa s	0,332	0,499
MASSE MOLAIRE VAP. / MOL. WT VAP.				750,4	11,7
MASSE MOL. INCONDENS. / MOL. WT NON CONDENSABLE				0,0107	0,489
CAPACITE THERM. MASS. / SPEC. HEAT		V/L	kJ/kg.K	2,548	2,400
CONDUCTIVITE THERMIQUE / THERMAL CONDUCTIVITY		V/L	W/m.K	0,086	0,106
CHALEUR LATENTE / LATENT HEAT				2,224	2,145
TEMPERATURE				0,027	0,104
PRESSION ABS. A L'ENTREE / ABS. INLET PRESSURE				160,0	119,8
VITESSE / VELOCITY				68,1	114,1
PERTE DE CHARGE / PRESSURE DROP		ALL   CALC.	bar	6,60	7,85
FACTEUR D'ENCRASSEMENT / FOULING FACTOR				0,7	1,8
CHALEUR ECHANGEE / HEAT DUTY				0,90 (6)	0,70 (6)
COEFF. GLOBAL D'ECHANGE / OVERALL EXCHANGE COEFF.				0,90 (6)	0,60 (6)
				0,00035	0,00035
				14,9 (3)	46,1 °C
				380,0	PROPRE / CLEAN

CONSTRUCTION / CONSTRUCTION DATA		CALANDRE / SHELL		TUBES / TUBES		ORIENTATION TUBULURES / NOZZLES LOCATION	
PRESSION DE CALCUL / DESIGN PRESSURE		bar eff. 8,8 / FV		23 / FV			
TEMPERATURE DE CALCUL. / DESIGN TEMP.		°C 206 / -5°C		160 / -5°C			
PRESSION D'ESSAI / TEST PRESSURE		bar eff. BY CODE		BY CODE			
SUREP. CORROSION / CORROSION ALLOWANCE		mm 3,0		3,0			
DPEM APPLICATION / DPEM APPLICATION		YES		YES			
CODES DE REFERENCE / REFERENCE CODES		ASME VIII div1 / TEMA R / API 660 / DPEM					
TUBULURES / NOZZLES :		ENTREE / INLET		18" / WN 150# RF		12"(A) 14"(B) / WN300# RF	
		SORTIE / OUTLET		18" / WN 150# RF		14"(A) 16"(B) / WN300# RF	
NB PASSES / N°PASSES		1		2			

NB TUBES / N°TUBES :		915	- Øext:	25,40 mm	- EP / Thk :	Mini. X	Moyl/Avg	2,77 mm	- LONG. / LENGTH:	6096 mm
MATERIAU TUBES / TUBES MAT. :		CS / A179 (10)		- PAS / PITCH :		mm		- ORIENTATION	30°	60° X 45° 90°
CALANDRE / SHELL :		CS (10)		FOND CAL. / SHELL COVER :		CS (10)				
BOITE / CHANNEL :		CS (10)		FOND BOITE / CHANNEL COVER :		CS (10)				
PLAQUE TUB. FIXE / FIXED TUBESHEET :		CS (10)		PLAQUE TUB. FLOTTANTE / FLOAT. TUBESHEET :		CS (10)				
FOND FLOT. / FLOATING HEAD COVER :		CS (10)		DEFLECTEUR / IMPING. PROTECTION :		YES / CS (10)				
CHICANES / CROSS BAFFLES :		CS (10) - TYPE SINGLE SEG.		- ESPAC. / SPACING :		716 (13) mm		- COUPE/CUT (% Ø) :	Ver.	Hor. X 24,1
CHICANES LONG. / BAFFLES LONG. :		-		- ETANCHEITE / SEAL TYPE :		-				
DEFLECTEURS LONG / BY PASS SEAL ARRANG. :		YES / CS (10)		- LIAISON TUBES - PLAQUE / TUBE - TUBE SHEET JOINT :		EXPANDED				
TYPE DE BRIDES / FLANGES TYPE :		- CAL. / SHELL : WN RF		- TUBE :		WN RF				
TYPE DE JOINT / GASKET TYPE :		- CAL. / SHELL : (10)		- TUBE :		(10)				
pv <sup>2</sup> - TUB. ENTREE / INLET NOZZLE :		4580 kg/m s <sup>2</sup>		- ENTREE FAISCEAU / BUNDLE INL. :		kg/m s <sup>2</sup>		- SORTIE FAISCEAU / BUNDLE OUT. :		kg/m s <sup>2</sup>
POIDS PAR CALANDRE / WEIGHT PER SHELL :		(14) VIDE / EMPTY : ~ 17430 kg		- FAISCEAU / BUNDLE :		~ 10900 kg		- PLEIN D'EAU / WATER FILLED : ~ 25000 kg		

51 REMARQUES / REMARKS:

52

53 SEE NOTES PAGE 5

54

55

56

57

58