



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université Echahid Hamma Lakhdar –El Oued

**MEMOIRE DE FIN D'UTUDES
DE MASTER ACADIMIQUES**

Domaine : *Sciences et Technologies*

Département : *Génie des Procèdes et Pétrochimie*

Filière : *Industries Pétrochimiques*

Spécialité : *Génie de Raffinage*

Thème

**Étude d'un échangeur E2-200 de l'unité
d'extraction des aromatiques**

Présenté par :

- + GUENNOUNI Djamel-Eddine
- + BELAKEHAL Aimen
- + KEDDAM Nour-Eddine

Soutenu publiquement le **04 /06/2023**

Devant le jury composé de :

Mr BOUDOUH Issam	MCA	Université d'El Oued	Président
Mr BARANI Djamel	MCB	Université d'El Oued	Examineur
Mr GUERRAM Abdelmadjid	MCB	Université d'El Oued	Rapporteur

2022/2023

REMERCIEMENT

En tout premier lieu, nous remercions le bon dieu tout puissant de nous avoir donné la santé, la volonté, la patience et nous guidons pour réaliser ce modeste travail

Notre remerciement les plus sincères et les plus chaleureux

S'adressent à notre promoteur

Monsieur "GUERRAM ABD EL MADJID" d'avoir accepté de nous encadrer, pour

Toute son aide, ses conseils, sa disponibilité, suivie et sa confiance

Nous exprimons notre reconnaissance à l'égard Mr BOUDOUEH Issam d'avoir accepté de présider le jury de notre soutenance.

Et nous remercions aussi Mr Barani Djamel qui nous a fait l'honneur de juger notre travail

Et nous remercions Mr "MENACER SADOK" Et "MENACER YASSINE" Qui nous a fourni leurs précieuses informations et leur expérience dans ce domaine.

Et enfin nous remercions toutes les Personnes qui nous nous aidé à compléter ce travail de près ou de loin.

Merci à tous

DÉDICACES

*J'ai l'honneur de dédier ce modeste travail réalisé grâce à l'aide de Dieu
tout puissant*

*A mes parents qui ont été toujours à mes cotes pour me soutenir et me
donner le courage pour continuer mon étude.*

*Merci **Papa''M. Hadi''** Pour un soutien moral et matériel, j'apprécie
vraiment ça*

*Merci **Maman** pour tous les esprits et le souci de m'avancement toujours.*

Je vous aime beaucoup.

Lah ykhalikoum liya

*A mes chers frères **Ziad Eddine, M. Ramzi, Belkacem et Djawed***

*A mes chères sœurs **Biya, Anfel et Razan***

*A mes binôme **Aymen et Nour Eddine***

A tous mes amis

A tous les gens de ma promotion enseignants et étudiants

Djamel Eddin

DÉDICACES

À qui je le préfère à moi-même et pourquoi pas, elle s'est sacrifiée pour moi, ne ménageant aucun effort afin de toujours me rendre heureuse (chère mère).

Nous marchons sur les chemins de la vie, et celui qui contrôle notre esprit reste sur chaque chemin que nous empruntons. Avec un bon visage et de bonnes actions, il ne m'a pas lésiné toute sa vie (cher père).

À mes frères, tous au nom de la famille Belakehal.

À mes amis Bilal, Riad, Oussama, Sido, Rabie, Mouataz et à tous ceux qui se tenaient à côté de moi et m'ont aidé avec tout ce qu'ils avaient et à bien des niveaux.

Je vous présente cette mémoire et j'espère qu'elle répondra à votre satisfaction.

Amen

DÉDICACES

Die u soit loué qui m'a permis de terminer cette phase de ma carrière universitaire avec ce mémoire, qui représente le succès

Je dédie cet humble travail à mes parents, mon cher père Djalal. Et ma tendre mère Moubarrka

Et à mes frères, Ramzi Sara Chourouk et spécial Saif Al islam. Et toute la grande famille, Keddam et Bougmame et mention spéciale ma grand .père Otman. Qui a eu un grand impact dans ma vie

.Surtout ma bonne grand-mère.

Et tous mes camarades de classe, mes chers amis et tous ceux que je connais qui ont eu un impact sur ma vie.

Nour eddine

Résumé

Dans notre étude, nous avons essayé d'établir un suivi pour produire des huiles de haute qualité en nous débarrassant des hydrocarbures (chaînes aromatiques), et ce processus se déroule à l'intérieur de l'échangeur de chaleur dans l'unité E2-200 et par le solvant.

Le processus d'extraction des aromatiques dans la fabrication du pétrole et la discussion de certaines applications pratiques des échangeurs de chaleur dans les unités d'extraction des aromatiques. Et son rôle efficace dans la distillation sous vide de 100 unités et l'extraction des composés aromatiques à travers 200 unités dans le domaine de l'extraction de l'huile et de certains matériaux de cette unité. L'importance des échangeurs de chaleur peut également être déduite en notant que les échangeurs de chaleur sont une partie importante du processus d'extraction aromatique, et que les échangeurs de chaleur aident à réguler la température et à économiser de l'énergie dans l'usine.

Mot-clé : Echangeur de chaleur, Extraction des aromatiques, Huile, Solvant, Raffinage.

ملخص

حاولنا فيدر استثناء إنشاء متابعة لإنتاج زيوت عالية الجودة عن طريق التخلص من الهيدروكربونات العطرية (سلاسل عطرية)،
وتتم هذه العملية داخل الوحدة 200 التي تحتوي على المبادل الحراري E2-200 وباستعمال المذيب.

عملية استخلاص المواد العطرية في تصنيع الزيوت ومناقشة بعض التطبيقات العملية للمبادلات الحرارية في وحدات استخلاص العطوريات. ودوره الفعال في التقطير الفراغي في الوحدة "100" واستخلاص المركبات العطرية من خلال الوحدة "200" في مجال استخلاص النفط وبعض المواد من هذه الوحدة. يمكن أيضاً الاستدلال على أهمية المبادلات الحرارية من خلال ملاحظة أن المبادلات الحرارية هي جزء مهم من عملية استخراج المواد العطرية، وأن المبادلات الحرارية تساعد في تنظيم درجة الحرارة وتوفير الطاقة في المصنع

الكلمات المفتاحية: المبادل الحراري، نزع العطوريات، زيت، مذيب، تكرير.

Sommaire

Remerciement

Dédicaces

Résumé

Liste de figures

Liste de tableaux

Adréviation et nomenclature

Introduction général.....I

Chapitre .I

Les échangeurs de chaleur

I- Introductions :	1
I.1. Transfert de chaleur :	2
I.2. Modes de transfert de chaleur	2
I.3 Définition d'un échangeur :	2
I.4. Principe général :	3
I.5. Type d'échangeur :	3
I.6. Échangeur a faisceau et calandre :	7
I.7. Calculs de l'échangeur :	8
I.8. Dimensionnement :	15
<i>Bibliographie</i> :	20

Chapitre .II

Extraction des aromatiques

INTRODUCTION :	2
II .1.Tendance des huiles de base :	23
II .2. Fabrication des huiles de base :	23
II .3.Source des aromatiques :	25
II.4. Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques :	26

II .5.Différentes Méthodes de séparation des aromatiques :	29
II .6.Extraction par solvant :	30
II .7.Description de l'unité	33
Bibliographie :	38

Chapitre .III

CALCUL THERMIQUE DE L'ECHANGEUR 200 E-2

III.1.L'ECHANGEUR 200 E-2 :	40
III.2.Le but de calcul d'un échangeur :	40
III.3. Les données:	40
III.4.Le calcul:	41
III.5.Bilan thermique:	43
III.6.Détermination de la différence logarithmique moyenne de température:	44
III.7.Calcul de coefficient de transfert sale U_s :	45
III.8.Calcul de la surface d'échange:	46
III.9.Calcul de nombre de tube par calandre:	46
III.10.Détermination du coefficient global de transfert sale U_s	47
III.11.Calcul de la température calorique:	47
III.12.Calcul de coefficient de transfert propre U_p :	48
III.13.Calcul de la résistance d'encrassement:	55
III.14.Calcul des pertes de charge :	56

Liste des figures

Figure. I 1 échangeurs monotube en serpentins	4
Figure. I 2 échangeur coaxial	Error! Bookmark not defined.
Figure. I 3 échangeur à tubes séparés	5
Figure. I 4 échangeur à tubes rapprochés	5
Figure. I 5 échangeur à tubes ailettes	Error! Bookmark not defined.
Figure. I 6 Différents types d'échangeurs tubulaires	6
Figure. I 7 échangeur à tubes et calandre.	Error! Bookmark not defined.
Figure. I 8 profil de température à travers un élément de surface dA.	Error! Bookmark not defined.
Figure. I 9 Principe de fonctionnement des échangeurs a) EACP et b) EACC	Error! Bookmark not defined.
Figure. I 10 Log Facteur de correction de la différence de température moyenne (LMTD) pour un échangeur de chaleur à un seul passage, multiple de deux tubes	13
Figure. I 11 Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (LMTD) pour l'échange de chaleur à deux passages de coque, multiple de quatre passages de tube	13
Figure. I 12 Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (LMTD) pour l'échangeur de chaleur à courants croisés : un fluide mélangé et un fluide non mélangé	14
Figure. I 13 Plaque tubulaire, calandre, faisceau tubulaire, bridé un échangeur multibulaire	Error! Bookmark not defined.
Figure. I 14 Coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds	19
Figure II 1 Chaîne de fabrication des huiles de bases	24
Figure II 2 Schéma simplifié de la distillation sous vide	Error! Bookmark not defined.

Annexes

Figure 1 Détermination des températures caloriques	
Figure 2 Conductivité thermique des hydrocarbures liquides	
Figure 3 Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides	
Figure 4 Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds à l'extérieur des tubes.	

Liste des tableaux

Tableau I 1 Les éléments échangeur tubes et calandre-----	7
Tableau I 2 Valeur de l'espace entre les tubes (Pitch). -----	17
Tableau II 1 Poids aromatique _____	26
Tableau II 2 Propriétés physiques des produits aromatiques _____	27
Tableau III.1 Les propriétés des fluides étudiés -----	41

Abréviation et nomenclature

A : surface d'échange (m^2)

d : diamètre du tube (m)

Q : flux de chaleur

U : coefficient d'échange global ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

e : épaisseur du tube (m)

F : Facteur de correction

L : longueur du tube (m)

\dot{m} : Débit massique (kg / s)

DTLM : La différence de température logarithmique moyenne

k : conductivité thermique (W / mk)

C_p : La chaleur spécifique (kJ/ (kg K))

T : température (K, $^\circ C$)

T_f : Température fluide froid

T_c : Température fluide chaud

Re : nombre de Reynolds

Pr : nombre de prandtl

f : coefficient de fiction (sans dimensions)

Rs : somme de toutes les résistances d'encrassement intérieur et extérieur

N_{tube} : Nombre de tube

ΔP : pertes de charge

ε : efficacité thermique (sans dimension)

NUT : nombre d'unités de transfert (sans dimension)

μ : viscosité dynamique du fluide (Pa.s)

ν : viscosité cinématique

ρ : masse volumique (Kg/m^3)

λ : conductivité thermique

N_{u} : Nombre de Nusselt

\hat{A} : Aire de la section de passage du fluide

d_h : Diamètre mouillé

ρv : vitesse massique de fluide

P : périmètre mouillé

h_c : Coefficient de convection du fluide chaud).

h_f : Coefficient de convection du fluide froid).

INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale

Le raffinage du pétrole est le processus de conversion du pétrole brut en divers produits pétroliers utilisés dans de nombreuses industries. Le raffinage vise à séparer les composants différents du pétrole brut en fonction de leurs températures d'ébullition en utilisant des échangeurs de chaleur en ce qui concerne l'unité d'extraction des composés aromatiques, les échangeurs de chaleur sont des équipements très importants pour les unités du raffinage. Parce qu'il dispose d'un dispositif permettant de transférer de l'énergie thermique d'un fluide vers un autre, sans les mélanger. On utilise cette méthode pour refroidir ou réchauffer un liquide ou un gaz qu'il est impossible ou difficile de refroidir ou chauffer directement [1]. Et Les composés aromatiques sont les composants qui donnent leur odeur distinctive aux carburants et aux huiles.

L'unité d'extraction des composés aromatiques dans une raffinerie de pétrole est une partie importante du processus de raffinage. Dans cette unité, les produits condensés sont traités avec des solvants ou des liquides appropriés ayant la capacité d'extraire et d'absorber les composés aromatiques. Les solvants réagissent avec les composés aromatiques et les absorbent, contribuant ainsi à les séparer des autres composants du pétrole brut.

Ensuite, des opérations d'analyse et de récupération sont effectuées pour extraire les composés aromatiques des solvants. Ces derniers sont soit congelés, soit soumis à des processus de distillation et d'évaporation pour séparer les composés aromatiques souhaités.

Les solvants sont des substances organiques liquides et souvent volatiles capables de dissoudre d'autres substances. Chimiquement, les solvants constituent un groupe très hétérogène.

Dans notre travail porte sur l'étude d'un échangeur E2-200 de l'unité d'extraction des aromatiques. le but est d'obtenir une certaine quantité de chaleur récupérée dans des conditions économiques optimales comprises entre les coûts d'exploitation et les coûts d'investissement, en d'autres termes, chercher à obtenir une surface d'échange de puissance d'échange minimale donnée et une perte de charge aussi faible que possible.

Il compose de trois chapitres. Ou le premier chapitre (les échangeurs de chaleur) nous avons étudié le transfert de chaleur, définition de l'échangeur de chaleur, type d'échangeur (Échangeur à faisceau et calandre) et les Calculs de l'échangeur et Dimensionnement.

Dans le deuxième chapitre, nous avons entamé (l'unité d'extraction des aromatiques) la fabrication des huiles de base, source des aromatiques et leurs propriétés, ainsi que les différentes

Méthodes de séparation des aromatiques, différentes méthodes de séparation des aromatiques et Description de l'unité. Dans le troisième chapitre nous faisons vérification de calcul d'un échangeur E2-200.

En dernier lieu, nous avons conclu notre travail avec une conclusion générale.

Chapitre .I

Les échangeurs de chaleur

I- Introductions :

Les procédés des industries pétrolières, pétrochimiques ou chimiques demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis avec ou sans changement de phase au cours des diverses opérations auxquelles on les soumet. La chaleur mise en œuvre représente une importante dépense d'énergie dont il est nécessaire de récupérer la plus grande quantité possible en permettant, par exemple, à un fluide chaud de transmettre sa chaleur à un fluide froid.

Les appareillages utilisés en dehors des fours et chaudières sont appelés "échangeurs de chaleur". Bien qu'il n'y ait pas de véritable normalisation concernant le vocabulaire à adopter, la terminologie utilisée renseigne généralement sur la fonction de l'appareil, une classification par fonction peut être établie. Échangeur (échanger): en dehors de son sens général tel qu'utilisé plus haut, ce terme désigne l'appareil qui réchauffe un fluide de procédé et en refroidit un autre le plus souvent sans changement de phase de l'un et l'autre de ces deux fluides.

I.1. Transfert de chaleur :

Expérience quand un corps chaud apparaît dans un corps froid Indique qu'il y a un transfert de chaleur, c'est-à-dire qu'une augmentation de température se produit. Produit dans le corps plus frais, et une diminution de la température se produit dans le corps plus frais, plus chaud ; transfert de chaleur maintenu à deux températures.

Les corps sont égaux. Ainsi, le transfert de chaleur se produit lorsque deux points d'un même objet ne présentent pas de températures différentes.

Comme nous l'avons dit tout à l'heure, le transfert de chaleur se produit dans des circonstances différentes température. En fait, c'est la seule condition car, comme nous le verrons plus loin. Le contact physique n'est pas nécessaire pour la transmission chaude. [1]

I.2. Modes de transfert de chaleur

Il y a trois modes de transfert de chaleur :

Conduction : C'est le transfert de chaleur au sein d'un milieu opaque, sans déplacement de matière, Sous l'influence d'une différence de température. La propagation de la chaleur par Conduction à l'intérieur d'un corps s'effectue selon deux mécanismes distincts : une transmission par les vibrations des atomes ou molécules et une transmission par les électrons libres.

Convection : C'est le transfert de chaleur entre un solide et un fluide, l'énergie étant transmise par déplacement du fluide. Ce mécanisme de transfert est régi par la loi de Newton. [1]

Rayonnement : C'est un transfert d'énergie électromagnétique entre deux surfaces (même dans le vide). Dans les problèmes de conduction, on prend en compte le rayonnement entre un solide et le milieu environnant.

I.3 Définition d'un échangeur :

Un échangeur de chaleur est un dispositif permettant de transférer de l'énergie thermique d'un fluide vers un autre, sans les mélanger. Le flux thermique traverse la surface d'échange qui sépare les fluides. La plupart du temps, on utilise cette méthode pour refroidir ou réchauffer un liquide ou un gaz qu'il est impossible ou difficile de refroidir ou chauffer directement. [1] [2]

I.4. Principe général :

Le principe est de faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. Ces fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi métallique ce qui favorise les échanges de chaleur. En général, le fluide chaud cède de la chaleur au fluide froid.

Le principal problème consiste à définir une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur nécessaire dans une configuration donnée. La quantité de chaleur transférée ne dépend pas seulement de la surface d'échange entre les deux fluides mais aussi de nombreux autres paramètres.

Les flux de chaleurs transférées dépendent aussi :

- Des températures d'entrée.
- Des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivité thermique).
- Des coefficients d'échange par convection. [3]

I.5. Type d'échangeur :

Les principaux types d'échangeurs rencontrés sont les suivants :

I.5.1. Echangeurs à plaques :

A surface primaire ou à surface secondaire (avec des ailettes) Les échangeurs à plaques ont les meilleures performances thermiques. Cependant leur efficacité importante a fait qu'ils sont actuellement largement utilisés pour des applications diverses. On les rencontre dans l'industrie du froid et de la cryogénie, dans l'industrie chimique et pétrochimique, dans l'industrie pharmaceutique, dans l'industrie alimentaire. [4][5].

I.5.2. Echangeurs à tubes : (monotubes, coaxiaux ou multitubulaires)

Pour des raisons économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal 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

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

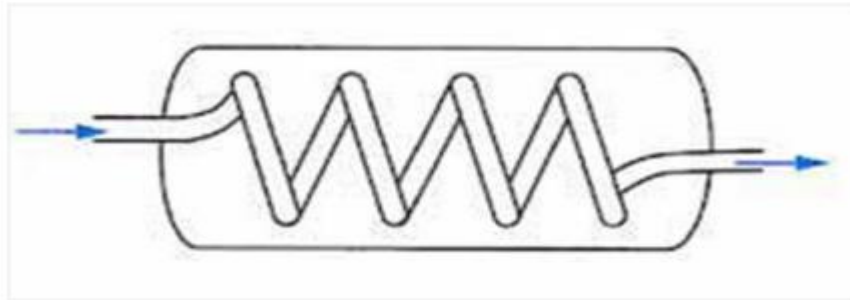


Figure.I.1 : échangeurs monotube en serpent. [4][5].

b. **Échangeur coaxial** : dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés en général, le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur.

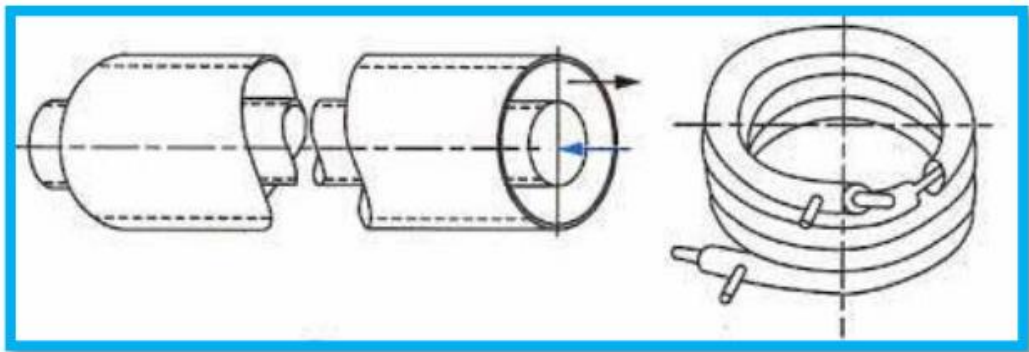


Figure I.2 : échangeur coaxial

c. **Échangeur multitubulaire** : existant sous quatre formes

d. **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.

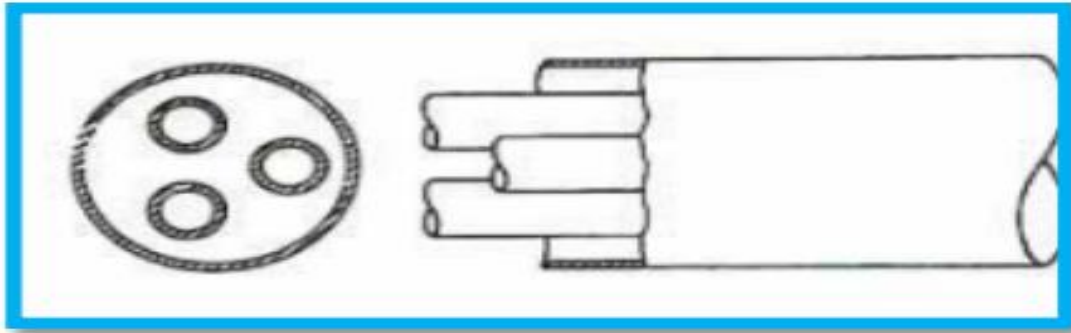


Figure I.3 : échangeur à tubes séparés

e. Échangeur à tubes rapprochés : pour maintenir les tubes et obtenir un passage suffisant pour le fluide extérieur au tube, on place un ruban enroulé en spirale autour de certains d'entre eux. Les tubes s'appuient les uns sur les autres par l'intermédiaire des rubans.

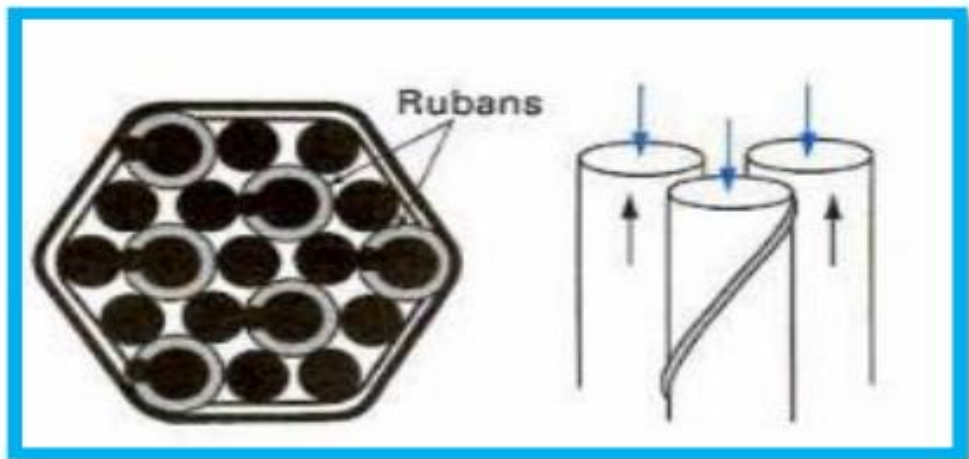


Figure I.4 : échangeur à tubes rapprochés

f. Échangeur à tubes ailettes : ces tubes permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique.

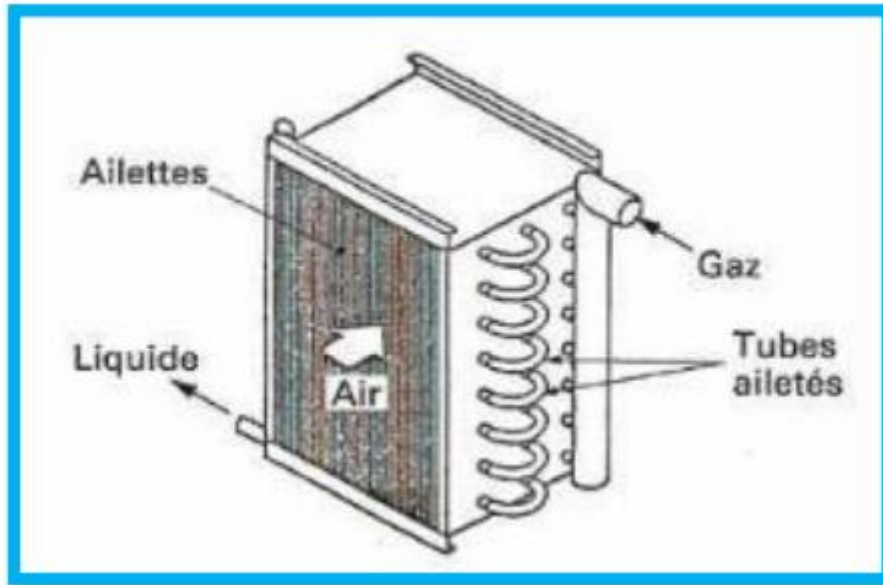


Figure I.5 : échangeur à tubes ailettes

g. Échangeur à tubes et calandre : c'est l'échangeur actuellement le plus répandu [4]. [5].

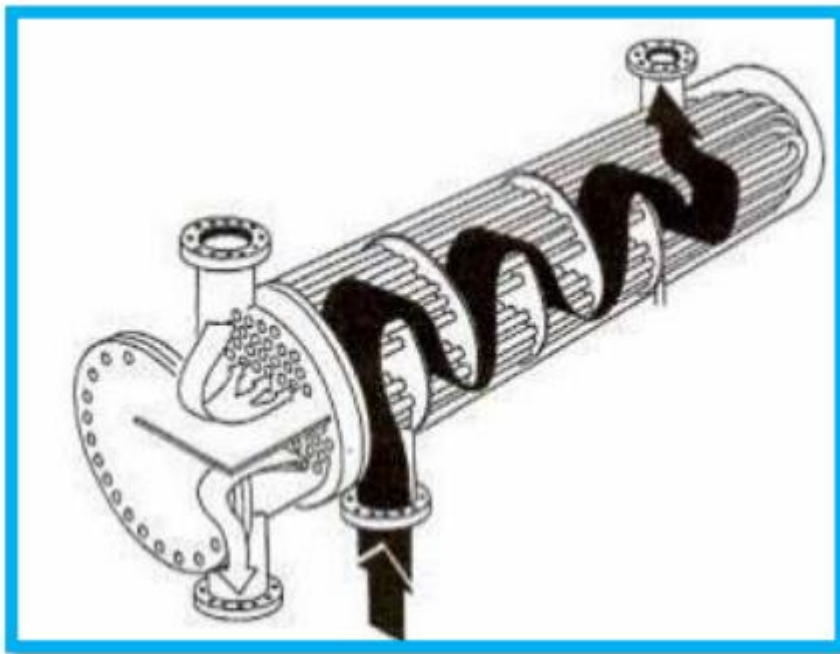


Figure I.6 : Différents types d'échangeurs tubulaires [4] [5].

I.6. Échangeur a faisceau et calandre :

Ce type d'échangeurs est de loin le plus courant dans les unités de traitement Industries chimiques et pétrochimiques. Un faisceau de tubes se trouve Une enceinte dans laquelle circule le deuxième fluide. à également trouvé le concept Dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours tubulaires et à calandre. [6] [7].

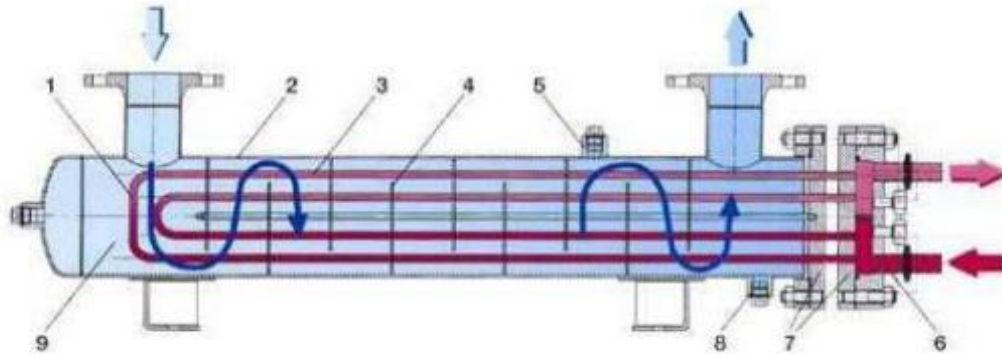


Figure I.7 : échangeur a tubes et calandre. [7] [5].

Tableau I.1 : Les éléments échangeur tubes et calandre [7]

1	Faisceau tubulaire	4	Chicane	7	Plaque tubulaire
2	Enveloppe (calandre)	5	Raccord évent	8	Raccord vidange
3	Intérieur tube	6	Intérieur boîte à eau	9	Intérieur enveloppe

Les faisceaux sont montés sur deux platines communiquant avec le coffret de distribution Ceci assure la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau dans les multiples canaux.

Des traverses équipées de chicanes sont installées dans la grille avec des conduits d'admission Selon a, la sortie du deuxième fluide circulant à l'extérieur du faisceau de tubes Le chemin appliqué par le déflecteur est illustré dans l'image ci-dessus. [7]

I.7. Calculs de l'échangeur :

I.7.1. Coefficient global de transfert de chaleur, U :

Ceci est dû à la dégradation constante de l'échangeur. Deu est défini par la relation suivante :

$$dQ = U(T_c - T_f)dA \dots \dots \dots (I-1)$$

Dans un échangeur de chaleur, la chaleur est transférée d'un fluide chaud à un fluide froid
Principalement de ces phénomènes :

- ❖ Convection entre le fluide chaud et la surface externe de la paroi solide
- ❖ Conduit à travers ce mur solide
- ❖ Convection entre la surface interne d'une paroi solide et un fluide froid [3]

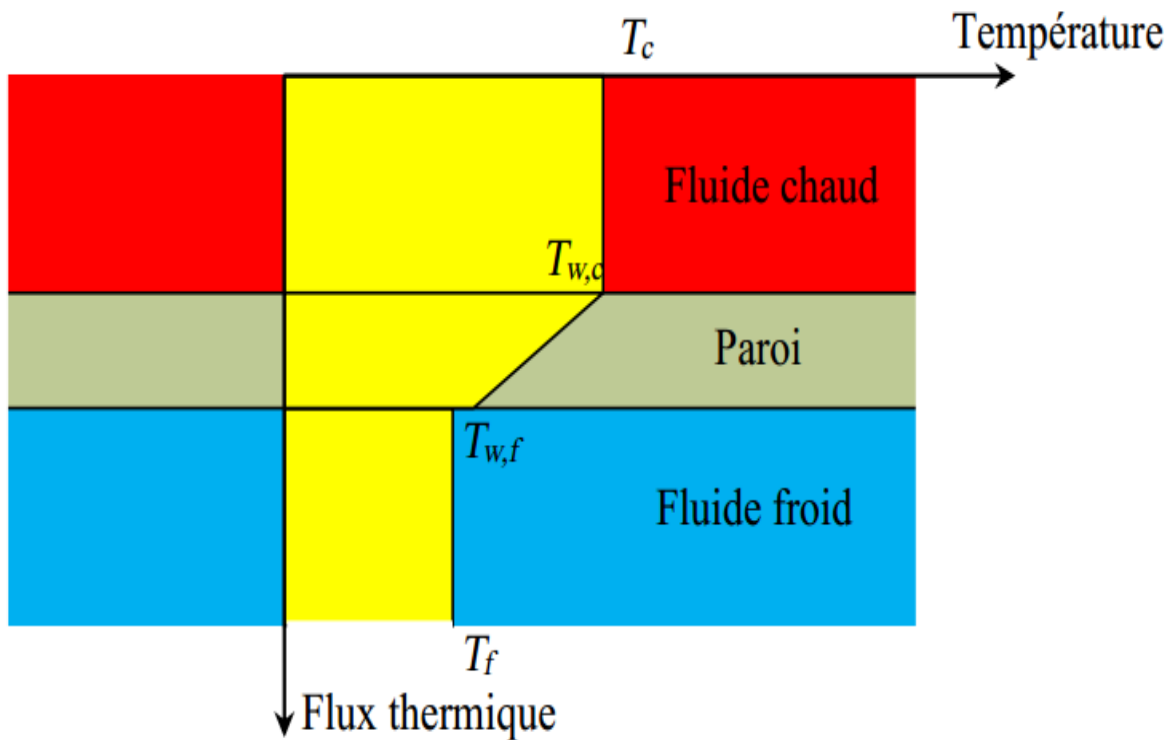


Figure I.8 : profil de température à travers un élément de surface dA. [3]

La résistance thermique convective du fluide chaud est : $1/h_c A$ (h_c est le coefficient de convection du fluide chaud)

La résistance thermique convective du fluide froid est : $1/h_f A$ (h_f est le coefficient de convection du fluide froid)

La résistance thermique de conduction à travers la paroi solide d'épaisseur e et de conductivité thermique λ est $e/\lambda A$

L'expression de flux thermique transféré du fluide chaud au fluide froid est :

$$Q = \frac{T_c - T_f}{\frac{1}{Ah_c} + \frac{e}{\lambda A} + \frac{1}{Ah_f}} \dots \dots \dots (I - 2) [7]$$

I.7.2. Détermination des coefficients d'échange par convection h_c et h_f

- ❖ L'évaluation du nombre de *Prandtl* de chaque écoulement à partir des propriétés physiques du fluide considéré :

$$Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda} \dots \dots \dots (I - 3)$$

Le calcul nombre de *Reynolds* de chaque écoulement [9]

$$Re = \frac{\rho v d_h}{\mu} \dots \dots \dots (I - 4)$$

Pour chaque écoulement en nombre de Nusselt : [13]

$$Nu = \frac{h d_h}{\lambda} \dots \dots \dots (I - 5)$$

Après la détermination des nombres de *Prandtl* et de *Reynolds*, on peut facilement déterminer *Nu* en utilisant les corrélations expérimentales (relations empiriques) :

$$Nu = f(Re, Pr) \dots \dots \dots (I - 6)$$

Le calcul du nombre de Nusselt, permet de déduire le coefficient d'échange convectif h cherché.

On peut améliorer l'échange thermique d'un échangeur, par :

- ❖ La variation de température le long de l'échangeur
- ❖ La présence de chicanes dans les calandres ; (pour les échangeurs tubes/calandre, ces chicanes rendent l'écoulement du fluide cote calandre turbulent).

L'utilisation de tubes ailettes... [3]

I.7.3. Méthode DTLM (Moyenne logarithmique de température) :

Il existe deux principaux types d'échangeur tubulaire : l'échangeur à co-courant et l'échangeur à contre courant. La minimisation de la surface d'échange et la perte de charge pour une puissance d'échange thermique donnée est l'objectif principal. [7]

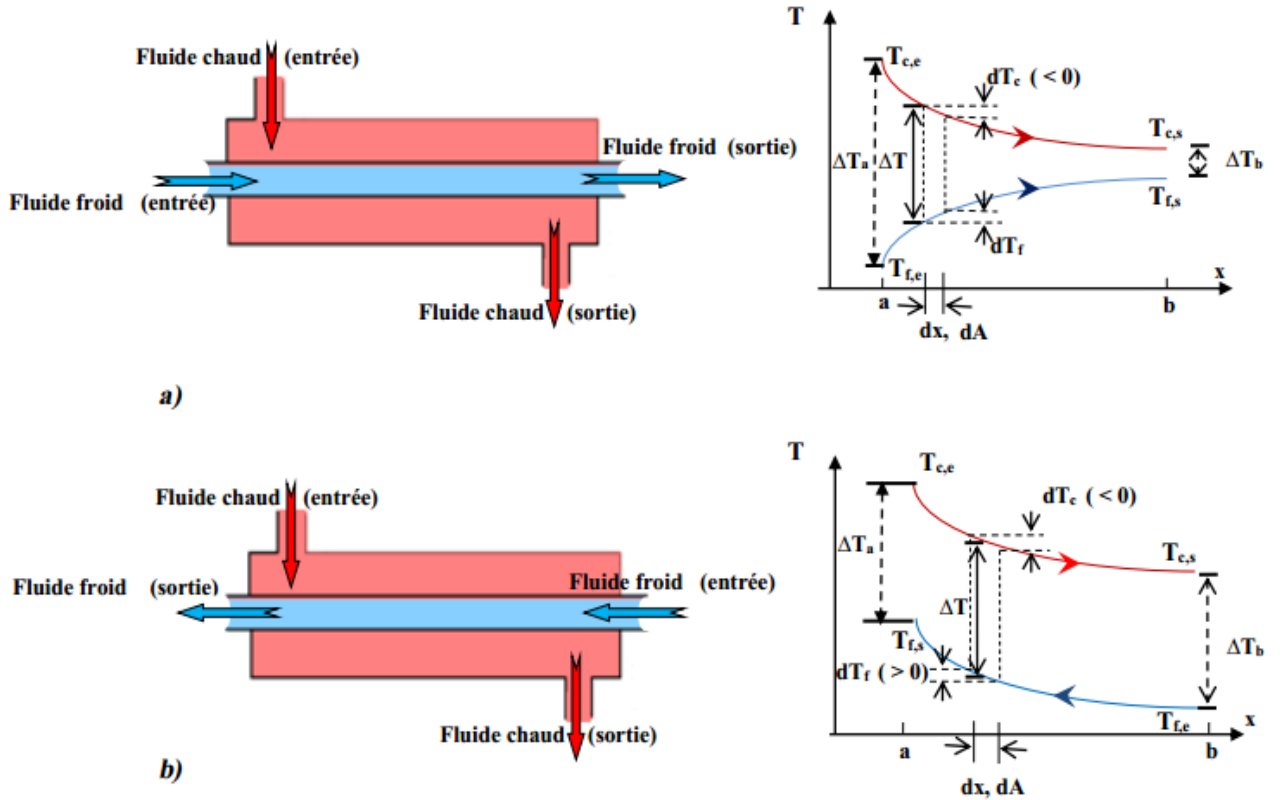


Figure I.9 : Principe de fonctionnement des échangeurs a) EACP et b) EACC. [5] [14]

A partir des deux figures ci-dessus, l'inversion du sens de circulation d'un des fluides, rend le transfert de chaleur de l'échangeur à contre courant plus significatif que celui à co-courant ?

I.7.3.1. Le flux thermique échange :

$$Q = \dot{m}_1 C_{p1} (T_{s1} - T_{e1}) = \dot{m}_2 C_{p2} (T_{s2} - T_{e2}) \dots (I - 7)$$

On suppose que la déperdition thermique est nulle, le bilan énergétique à travers un élément de surface dA .de longueur dx s'écrit alors comme suit :

$$dQ = U dA (T_c - T_f) = -\dot{m}_c C_p dT_c, dT_c < 0 = \dot{m}_f C_p dT_f, dT_f > 0$$

Donc : $dT_c = - \frac{dQ}{\dot{m}_c C_{p,c}}$

$$dT_f = \frac{dQ}{\dot{m}_f C_{p,c}} \dots \dots \dots (I - 8)$$

Dau :

$$d(T_c - T_f) = -dQ \left(\frac{1}{\dot{m}_c C_{p,c}} + \frac{1}{\dot{m}_f C_{p,f}} \right)$$

I.7.3.2. Echangeur à co-courant (EACP) :

A partir des équations :

$$\frac{d(T_c - T_f)}{(T_c - T_f)} = U dA \left(\frac{1}{\dot{m}_c C_{p,c}} + \frac{1}{\dot{m}_f C_{p,f}} \right) \dots \dots \dots (I.9)$$

Ou

$$\frac{d\Delta T}{\Delta T} = -U \left(\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_f} \right) dA \dots \dots \dots (I.10)$$

Avec : $C_c = \dot{m}_c C_{p,c}$; $C_f = \dot{m}_f C_{p,f}$; $\Delta T = (T_c - T_f)$; $(\Delta T)_{x=0} = \Delta T_a$; $(\Delta T)_{x=L} = \Delta T_b \dots \dots (I.11)$

Si le long de l'échangeur $U=Cte$

$$\int_a^b \frac{d\Delta T}{\Delta T} = -U \left(\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_f} \right) \int_a^b dA \rightarrow \ln \frac{\Delta T_b}{\Delta T_a} = -UA \left(\frac{1}{C_c} + \frac{1}{C_f} \right) \rightarrow \ln \frac{(T_{c,s} - T_{f,s})}{(T_{c,e} - T_{f,e})} = -UA \left(\frac{1}{\dot{m}_c C_{p,c}} + \frac{1}{\dot{m}_f C_{p,f}} \right)$$

(I.12)

Mais: $Q = C_c (T_{c,e} - T_{c,s}) = C_f (T_{f,s} - T_{f,e})$

Donc l'équation :

$$Q = UA \frac{(T_{c,s} - T_{f,e}) - (T_{c,e} - T_{f,s})}{\ln \left(\frac{T_{c,s} - T_{f,s}}{T_{c,e} - T_{f,e}} \right)} = UA \frac{\Delta T_b - \Delta T_a}{\ln \left(\frac{\Delta T_b}{\Delta T_a} \right)} \dots \dots \dots (I.13)$$

I.7.3.3. Echangeur à contre-courant (EACC) :

Pour EACC, $dT_f < 0$ dans le sens des x positifs.

Alors, $dQ = \dot{m}_c C_{p,c} dT_c = -\dot{m}_f C_{p,f} \Delta T_f$

A partir de leq () $d(T_c - T_f) = -\left(\frac{1}{\dot{m}_c C_{p,c}} + \frac{1}{\dot{m}_f C_{p,f}}\right) dQ$ et de la même manière due pour EACP, on élimine $d\theta$ de leq. $dQ = U dA (T_c - T_f) \dots \dots \dots (I.14),:$

$$\frac{d(T_c - T_f)}{(T_c - T_f)} = -U dA \left(\frac{1}{\dot{m}_c C_{p,c}} + \frac{1}{\dot{m}_f C_{p,f}} \right) \tag{I.15}$$

En intégrant pour U constant,

$$\ln \frac{(T_{c,s} - T_{f,e})}{(T_{c,e} - T_{f,s})} = -UA \left(\frac{1}{\dot{m}_c C_{p,c}} - \frac{1}{\dot{m}_f C_{p,f}} \right) \tag{I.16}$$

Finalemnt : $Q = UA \frac{(T_{c,e} - T_{f,s}) - (T_{c,s} - T_{f,e})}{\ln \left(\frac{T_{c,e} - T_{f,s}}{T_{c,s} - T_{f,e}} \right)} = -UA \Delta T_{LM} = UA \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b} \right)} \dots \dots \dots (I.17)$

Avec,

ΔT_{LM} = Moyenne Logarithmique de Différence des Températures, appelée de Températures Logarithmique Moyenne, DTLM. [7]

I.7.4. Le facteur de correction F :

Si un autre type d'échangeur de chaleur est utilisé que le double tube, le transfert de chaleur Calculé en ajoutant un facteur de correction au DTLM pour un simple échangeur de chaleur à tubes Équation de transfert pour EACO pour les fluides avec les mêmes températures chaudes et froides

La chaleur prend alors la forme :

$$Q = UAF \Delta T_{LM} \dots \dots \dots (I-18)$$

Les valeurs du facteur de correction pour plusieurs types différents d'échangeurs de chaleur. Lorsque la transition de phase est impliquée, comme dans la condensation ou l'ébullition (évaporation), le fluide restant habituellement Fondamentalement, à température constante, la relation se simplifie. Pour ce cas, **P** où **R** tend vers zéro, on obtient

F=1.0 pour l'ébullition ou la condensation

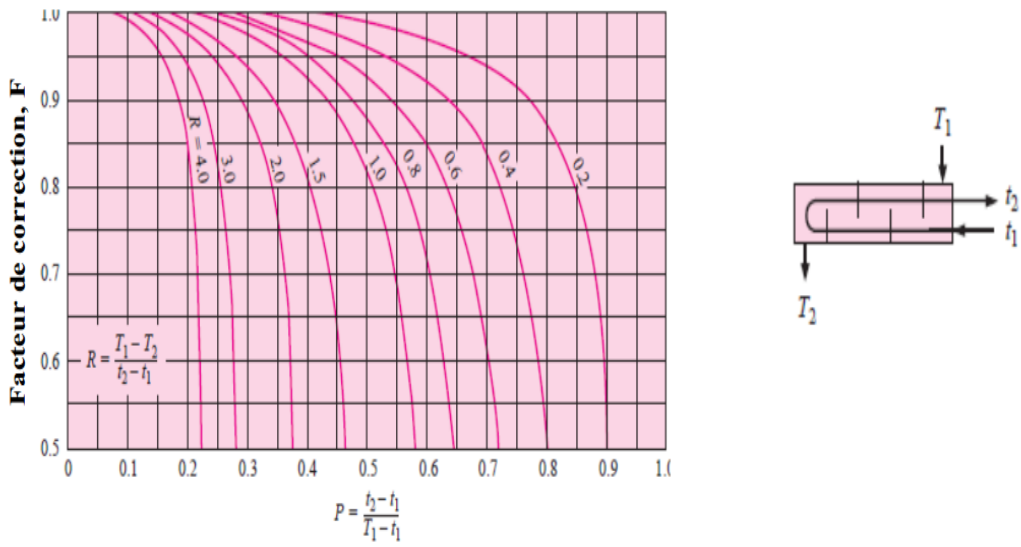


Figure I.10 : Log Facteur de correction de la différence de température moyenne (DTLM) pour un échangeur de chaleur à un seul passage, multiple de deux tubes[10]

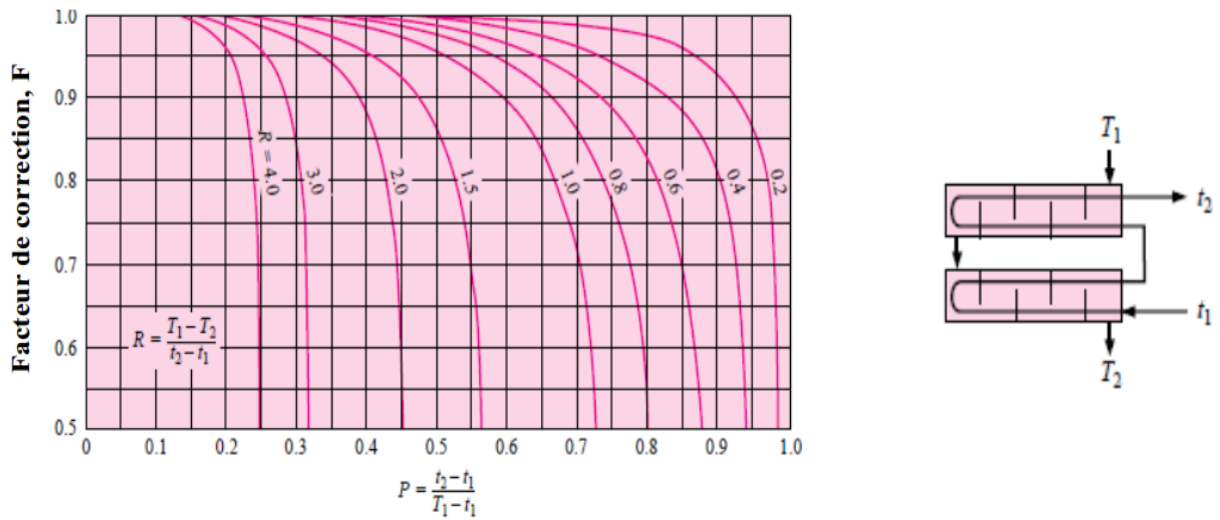


Figure11 : Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (DTLM) pour l'échange de chaleur à deux passages de coque, multiple de quatre passages de tube [10]

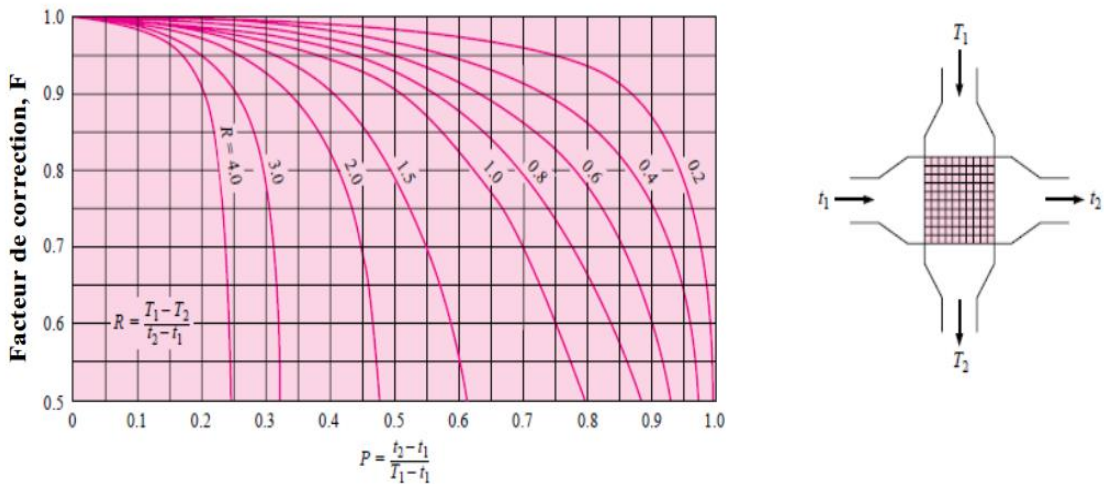


Figure 12 : Facteur de correction logarithmique de la différence de température moyenne (DTLM) pour l'échangeur de chaleur à courants croisés : un fluide mélangé et un fluide non mélangé [11]

I.7.5. Efficacité d'un échangeur :

L'efficacité d'un échangeur : est le rapport du flux de chaleur effectivement transfère dans l'échangeur aux flux de chaleur maximal qui serait transféré dans les mêmes conditions ; température d'entré des deux fluides et EACC de longueur infinie.[9]

Efficacité, $\epsilon = \text{Flux réel échangé} / \text{Flux maximum possible} = Q_{\text{réel}} / Q_{\text{max}}$

Q_{max} : Serait possible, seulement pour EACC, si $L \rightarrow \infty$

$$0 \leq \epsilon \leq 1$$

Si on pose $C = \dot{m}C_p$

Pour un échangeur à contre-courant EACC

$$Q_{\text{max}} = C_{\text{min}} (T_{c,e} - T_{f,e}) \dots \dots (I - 19)$$

Avec : $C_{\text{min}} = \frac{c_f}{c} c$ et $C_{\text{max}} = \frac{c_c}{c_f}$

$$Q_{\text{réel}} = \epsilon C_{\text{min}} (T_{c,e} - T_{c,s})$$

On peut montrer que $\varepsilon = f\left(NUT, \frac{C_{min}}{C_{max}}\right)$, $NUT \equiv \frac{UA}{C_{min}}$

I.7.6. Nombre d'unités de transfert (NUT) et la Relation entre NUT et efficacité :

On appelle d'unités de transfert, le nombre adimensionnel : $NUT \equiv \frac{UA}{C_{min}} \dots \dots (I - 20)$

Dans la pratique, s'intéresse uniquement au **NUT** qui correspond au thermique minimum.

La relation entre le **NUT** et l'efficacité montre que la recherche d'une efficacité levée est Coûteuse en énergie.

La méthode **NUT** nécessite d'évaluer les éléments d'analyse dans l'ordre suivant :

1. La détermination du coefficient global de l'échange thermique, U;

2. C_{min} , C_{max} . La détermination de.

3. La détermination du nombre d'unités de transfert, NUT

4. Le calcul de l'efficacité $\varepsilon = f(NUT, Cr)$ à l'aide de ε ,

5. Finalement, le calcul de Q par la relation $Q = \varepsilon C_{min} (T_{c,e} - T_{f,s})$ [11].

I.8. Dimensionnement :

La méthode de dimensionnement pratique est essentiellement expliquée par un exemple échangeurs de chaleur à coque et à tube.

Les fluides qui y circulent constituent la polarisation des échangeurs. Par conséquent l'importance et la difficulté de dimensionner cet équipement, il faut vérifier les calculs facteurs de transition pour obtenir un échangeur parfaitement adapté.

La sélection des échangeurs est principalement basée sur le calcul de l'équilibre mais aussi en tenant compte des pertes de charge. [9][13]

I.8.1. Côté tube :

I.8.1.1. Calcul de la puissance de l'échangeur :

La puissance de l'échangeur est calculée à partir de la formule :

$$C_P = \frac{Q}{\dot{m}\Delta T} \dots \dots \dots (I - 21)$$

L'obtention de la puissance permet de situer l'échangeur par rapport aux autres (faible ou grande puissance) des unités du complexe. De plus, il permet de vérifier que les calculs ne sont pas anormal pour l'augmentation de capacité.

I.8.1.2. Calcul de la surface d'échange :

La surface d'échange est la principale caractéristique des échangeurs, elle est calculée avec formule ci-dessous.

$$A = Q/U\Delta T_{LM} \dots \dots \dots (I-22)$$

U= coefficient d'échange global ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

Tout d'abord, il est nécessaire de connaître certaines valeurs du taux de change mondial, U. Le tableau ci-dessous donne quelques valeurs.

En fonction des propriétés du fluide utilisé et des différents échanges thermiques (convection, conduction et rayonnement) et de l'équation. (6a/b). Le taux de change mondial peut être calculé.

I.8.1.3. Calcul du nombre de tubes :

La vitesse dans les tubes est d'environ (3 m/s). Grâce à cette vitesse, il est possible de déterminer le nombre de tubes nécessaire pour l'échangeur avec la formule suivante :

$$N_{tube} = \frac{Q_v}{\bar{v}.S} \dots \dots \dots (I - 23)$$

Le nombre de tube, N_{tube} est souvent conditionné en faisceau, c'est pourquoi il n'est pas toujours égal au nombre de tubes calculés.

I.8.1.4. Calcul de la longueur des tubes :

La formule ci-dessous calcule la longueur des tubes d'un échangeur $L = A/N_{tube} \cdot \pi d$

I.8.2. Cote calandre :

L'enveloppe métallique qui entoure le faisceau tubulaire est la calandre. Généralement, elle est construite l'acier au carbone.

La calandre doit pouvoir contenir le volume de tous les tubes et l'espace entre chaque tube ainsi qu'un volume entre les tubes et la calandre.

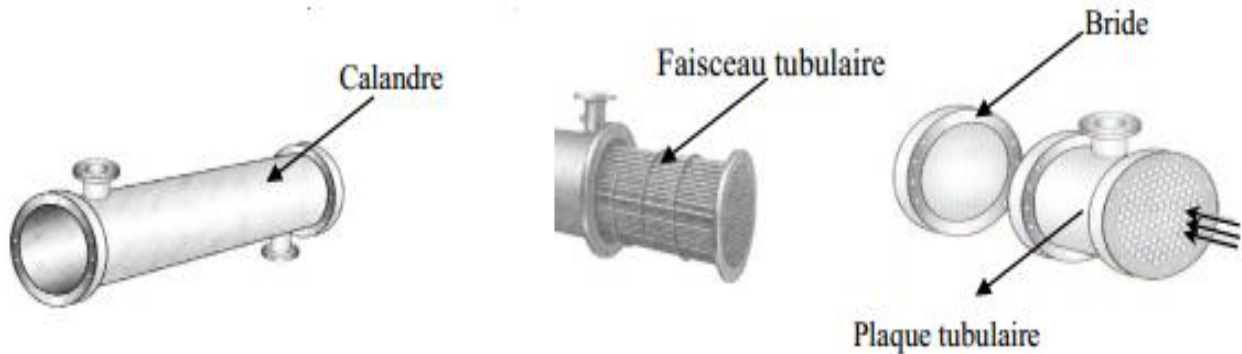


Figure I.13 : Plaque tubulaire, calandre, faisceau tubulaire, bridée d'un échangeur multibulaire

Les trous dans la plaque tubulaire sont estampés et normalisés selon un pas carré ou un pas triangulaire.

L'espacement triangulaire permet de placer environ 10% de tubes en plus que l'espacement carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, par contre cette disposition rend impossible le nettoyage extérieur par raclage. Par conséquent, nous utilisons des fluides propres pour le nettoyage chimique.

L'espace entre les tubes (Pitch) est donné grâce au tableau suivant :

Tableau I.2 : Valeur de l'espace entre les tubes (Pitch).

Tube O.D. D_o , in.	Tube pitch p' , in.	Layout	p_p , in.	p_n , in.
0.625	0.812		0.704	0.406
0.750	0.938		0.814	0.469
0.750	1		1.000	1.000
0.750	1		0.707	0.707
0.750	1		0.866	0.500
1.000	1.250		1.250	1.250
1.000	1.250		0.884	0.884
1.000	1.250		1.082	0.625

I.8.3. Calcul des pertes de charge :

Les deux fluides qui traversent l'appareil s'écoulent sous l'effet d'un potentiel mesuré par la différentielle de pression DP entre l'entrée et la sortie et que l'on appelle la perte de charge.

La valeur de cette perte de charge est fonction de la vitesse de circulation du fluide et de leurs caractéristiques physiques : densité et viscosité, ainsi que de la géométrie de l'appareil. [7]

I.8.3.1. Pertes de charge à l'intérieur des tubes:

L'étude fondamentale de l'écoulement des fluides a permis d'établir la formule connue sous le nom d'équation de Fanning, valable en régime isotherme pour une longueur droite L de tuyauterie, de diamètre uniforme di :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot \rho_1} \left[\frac{f_t \cdot L}{D_i} + 2 \right] \text{ en } \frac{KG}{Cm^2} \dots \dots \dots (I - 24)$$

La valeur du coefficient de friction f en fonction du nombre de Reynolds est donnée par les expressions suivantes :

Régime laminaire ($Re < 2100$)

$$\text{Tubes lisses d'échangeurs : } f = 0,0028 + 0,250 Re_1^{-0,32}$$

$$\text{Tubes rigides d'échangeurs : } f = 0,0070 + 0,528 Re_1^{-0,42}$$

I.8.3.2. Pertes de charges à l'extérieur des tubes (coté calandre) :

Les facteurs caractérisant l'écoulement dans la calandre sont très nombreux ; le courant principal du fluide s'écoule tantôt perpendiculairement au faisceau, tantôt parallèlement au travers d'une section de passage constamment variable.

Les tolérances de construction introduisent, en outre, des courants secondaires de fuite qui ont d'autant plus d'importance que le diamètre de la calandre est petit.

A l'usage, ces courants secondaires peuvent se développer ou se réduire selon qu'il y a érosion ou colmatage des jeux entre les divers éléments.

$$\Delta P_c = \frac{f \cdot G_{ct}^2 \cdot (N + 1) \cdot D_c}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot D_e \cdot \rho_2} \dots \dots \dots (I - 25)$$

Le coefficient de friction f est donné en fonction de Re à la figure III.3 et la distance parcourue par les fluides est égale à $(N + 1) \cdot D_e$ [6] [9]

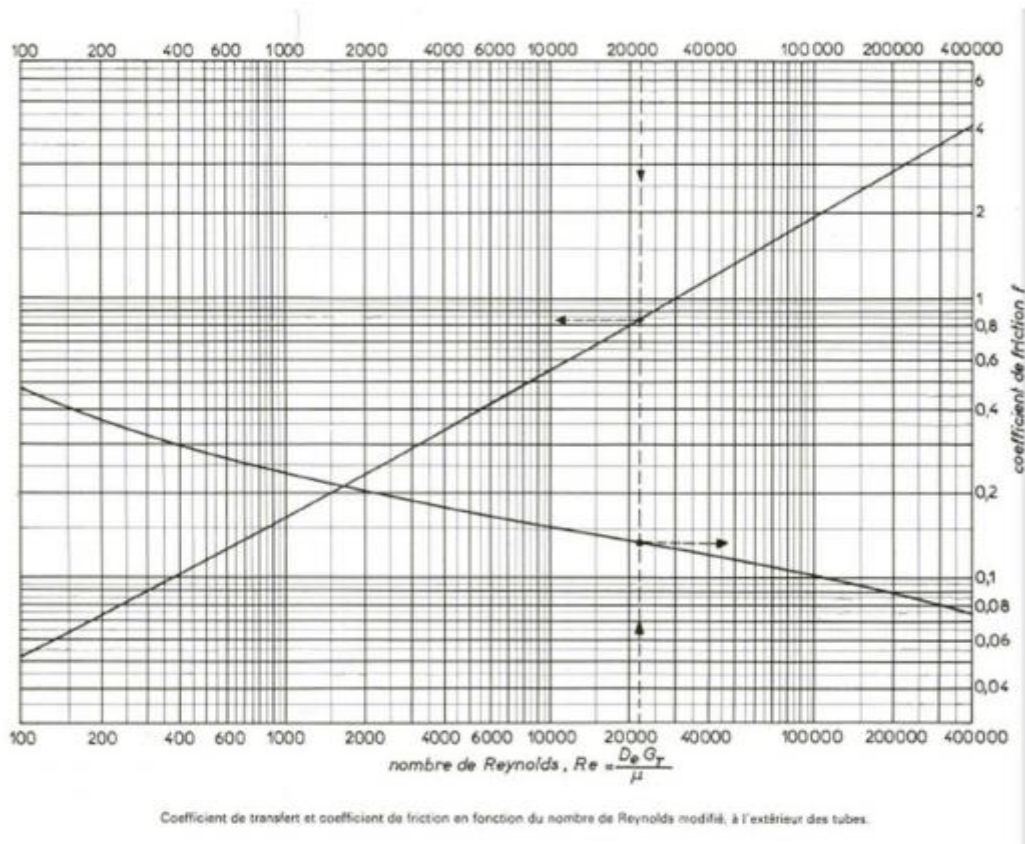


Figure I.14 : Coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds [6]

Bibliographie :

- [1].A. OUGANA; Etude et dimensionnement d'un système de refroidissement Tchén-lait, Candia, Universités de Bejaia;2019; 3p.
- [2] T. Slimane ; la remise en services de l'échangeur E1505 comme palliatif à l'arrêt de la colonne de stabilisation DA4501; projet de formation d'induction (2015).
- [3]. Dr.FatehMebarek-Oudina, Echangeurs de chaleur, Conformément au Programme LMD Master en Mécanique Energétique et Physique Energétique, Edition AL-Djazair, (2014).
- [4]. Zoé Minville, NasiaCaney, Patrice Clement, Philippe Bandelier, Philippe Marty, Jean AntonieGruss et Claude Roussel. Description des échangeurs de chaleur. Technique de l'ingénieur [BE 9516]
- [5].A. Moubarek, etude de performance d'une colonne d stabilisation du condensat et de l'échangeur. au niveau du train 40 de rhoudé-nouss, memoire de fin d'études en vue de l'obtention du diplôme master, universite Ahmed draia adrar (2017). [Page : 3]
- [6]. P. Wuithier- Le Raffinage et génie chimique, Tome II- 2emeEdition-Edition. TECHIP-Paris – France (1972).
- [7].Dr. BELHAMIANI Mohamed,Echangeurs de Chaleur Support de cours, Universitaire BELHADJ Bouchaib –Ain TémouchentInstitut de Technologie - Département Génie mécanique,(2017).
- [8] BOULTIF NORA, Simulation numérique et étude expérimentale des échangeur de
- [9] Bougriou, C. Calculs et technologie des échangeurs de chaleur Décembre, 1997.
- chaleur concentrique fonctionnant en régime transitoire, université de Batna 2003
- [10] yues jannot, « transferts thermique, fichier pdf ».
- [11] R. A. Stevens, J. Fernandes, and J. R. Woolf. —Mean Temperature Difference in One, Two, and Three Pass Crossflow Heat Exchangers.‖ Transactions of the ASME 79 (1957), pp.

287–297

[12]. Kays W.M., London A.L., Compact heat exchangers, 3rd Ed., Mc Graw-Hill, New York, 1984.

[13] Jean-Marie SEYNHAEVE, Les bases du transfert de chaleur

[14]R. A. Bowman, A. C. Mueller, and W. M. Nagle. —Mean Temperature Difference in

Design. Transactions of the ASME 62 (1940), p. 283

Chapitre .II

Extraction des aromatiques

INTRODUCTION :

Le lubrifiant est une substance lisse, semi-plastique ou solide, qui est très importante entre la surface de frottement du mécanisme, et a les caractéristiques de modification de la frottement et de l'usure entre les parties métalliques.

La définition précédente couvrait en fait un ensemble de fonctions principales qui sont souvent ignorées, et la fonction principale est :

- Réduire le frottement et économiser de l'énergie

Note : Un lubrifiant = 80 à 90 % d'huile de base+ 10 à 20 % d'additif

Le mélange de l'huile de base seul n'a pas toutes les caractéristiques requises pour ces types de lubrifiants, donc une certaine quantité d'additifs y est ajoutée.

Avant le mélange, ces huiles de base doivent avoir des caractéristiques précises et ce qu'elles recherchent principalement ; La viscosité, L'indice de viscosité, Le point d'écoulement, La résistance à l'oxydation et stabilité. [1]

II .1.Tendance des huiles de base :

Selon que le pétrole brut appartient aux familles paraffiniques ou naphténiqes, les huiles de base sont dites à tendance paraffinique, à tendance naphténiqes ou à tendance aromatique.

Les paraffines : Sont des hydrocarbures saturés linéaires (n-paraffines) ou ramifiés (iso paraffines) caractérisés par une assez bonne stabilité à l'oxydation, un indice de viscosité élevé de l'ordre de 100, un pouvoir solvant limité et un point de congélation élevé. [2]

Les naphtés : Sont des hydrocarbures saturés cycliques. Ils sont moins stables à l'oxydation que les paraffines, possèdent des indices de viscosité faibles (60) mais ont un bon pouvoir solvant et possèdent de meilleures caractéristiques d'écoulement aux basses températures.

Les aromatiques : Sont des hydrocarbures insaturés cycliques. Ils sont très denses et peu stables à l'oxydation. Leur indice de viscosité est très bas. Compte tenu de leurs mauvaises caractéristiques, ils nécessitent un traitement très poussé au niveau des unités de raffinage. Leur pouvoir solvant est élevé. [3][4]

II .2. Fabrication des huiles de base :

Les installations de fabrication de pétrole comprennent un ensemble de cinq dispositions différentes, complémentaires et de chaîne, et chaque unité à un processus de traitement spécifique. Le graphique illustré dans la *figure II.1* décrit la chaîne classique de raffinement de base de l'huile et explique l'objectif du processus de chaque unité.

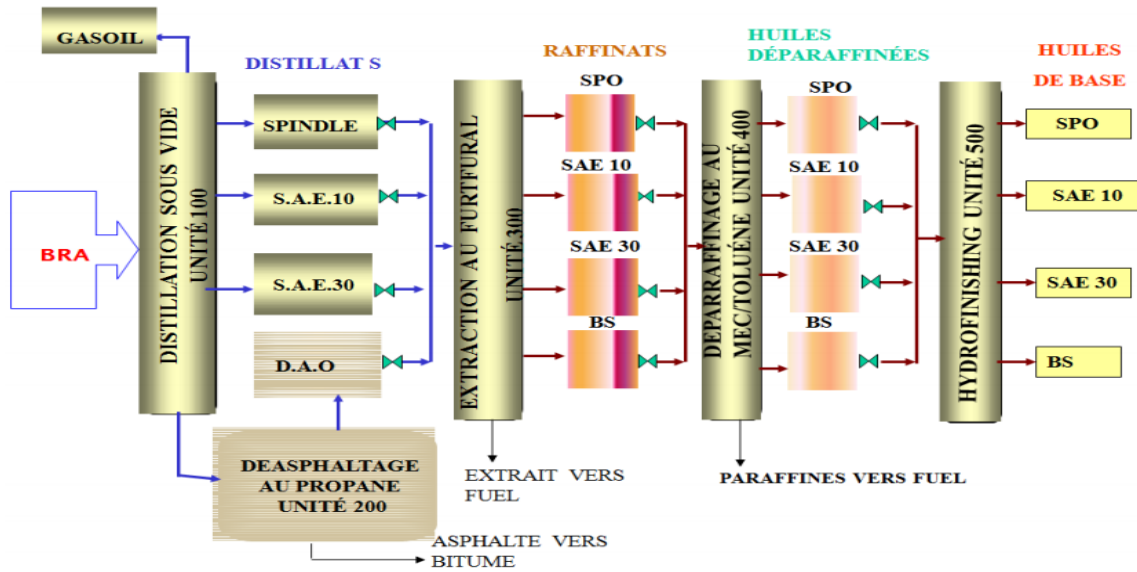


Figure II.1 : Chaîne de fabrication des huiles de bases (d'Arzew) [4]

II .2.1.La distillation sous-vide du résidu atmosphérique (U 100) :

L'unité de distillation sous vide (100 unités et 21 unités) du complexe de raffinerie Arzew vise à préparer l'objet distillé, qui convertira les unités continues en huile de base. En effectuant un échange de chaleur avec différentes distillations, l'atmosphère (BR) de l'unité de distillation sous vide peut être préchauffée.

La température requise pour la distillation fait partie du spray obtenu dans le four ou dans la charge. Assurez-vous que la distillation fractionnée de B.R.A est assurée dans une colonne à vide, y compris des vannes avec une valve. [3][4]

Une coupe différente est :

- Gas-oil sous vide (V.G.O)
- Slop-cut lourde
- Distillat visqueuse (V.O ou SAE30)
- Distillat Spindle (S.P.O)
- Résidu sous vide (R.S.V)
- Slop-cut légère
- Distillat Mi- visqueuse (M.V.O ou SAE10)

Le schéma présenté par la *figure II.2* ci-après, montre les équipements principaux constituant l'opération de distillation sous vide.

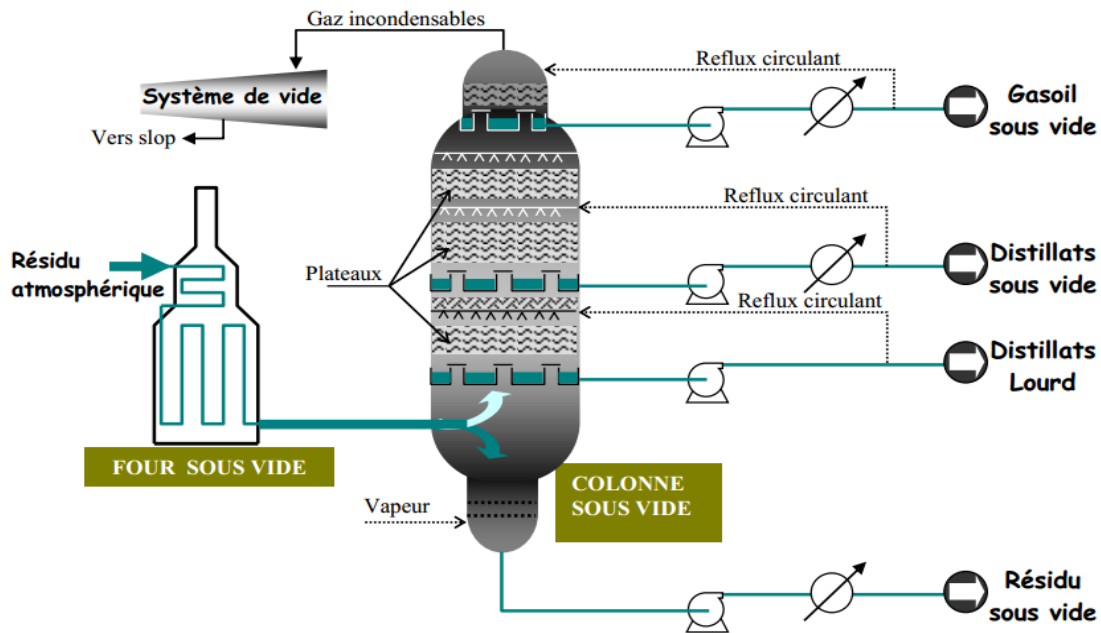


Figure II.2 : Schéma simplifié de la distillation sous vide [4]

II .2.2.Unité 200 (extraction des aromatiques) :

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures.

La charge est constitué par la coupe de réformât lège provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C_5 splitter du réformât de l'unité 100. [5]

Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif qui est le Sulfone.

Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillations. [5]

II .3.Source des aromatiques :

Le pétrole contient des composés aromatiques, que l'on retrouve principalement dans le naphta (20 % en masse de naphta) après distillation du pétrole. La simple séparation des

aromatiques ne suffit pas pour répondre à la demande du marché, ils doivent être synthétisés à partir d'autres hydrocarbures. Pour cela, le naphta est reformé catalytiquement ou la fraction la plus lourde (gasoil) est vapocraquée. On peut aussi extraire des aromatiques du charbon (charbon), mais cela s'estompe et ne représente aujourd'hui que 5% des capacités en Europe de l'Ouest et 2% aux USA. Enfin, certains aromatiques moins utilisés (toluène ou m-xylène) peuvent être convertis en benzène, p-xylène ou ortho-xylène. [6] [7].

La teneur en aromatiques des éléments de reformage catalytique varie selon la composition de la charge, son domaine de distillation et le service de l'opération.

L'essence de pyrolyse n'est en principe pas dépendante de la nature de la charge, on voit donc que ces deux sources possibles d'aromatiques ont des compositions en sortie très différentes, et selon la demande du marché, l'une d'entre elles peut être utilisée.

Nous obtenons également des aromatiques (B.T.X) à partir du benzène, c'est-à-dire du gaz brut ou du gaz de four à coke, du benzène et des goudrons se forment lors de la conversion de la boue en coke nécessaire à la production de fonte brute.

Le benzène est traité avec de l'acide sulfurique ou une hydrogénation catalytique pour éliminer les composés soufrés (thiophène, mercaptan), l'oxygène (phénol) et l'azote (pyridine), et le produit raffiné est distillé pour obtenir du benzène brut. [8]

Le poids de ses hydrocarbures est le suivant :

TableauII.1 : Poids aromatique

Hydrocarbures	%Massique
Légers	2
Benzène	65
Xylène	6
Toluène	18
Ethy/benzène	2

II.4. Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques :

La séparation et la purification des différents éléments de la fraction C8 aromatique posent un certain nombre de difficultés qui révèlent immédiatement l'examen des propriétés physico-chimiques de ces composés. Les benzéniques ont une odeur, d'où le nom

d'aromatiques. Ils sont également toxiques. A 20°C et à pression atmosphérique, le benzène est un liquide et le naphthalène est un solide. Le benzène, le toluène et le xylène sont d'excellents solvants et sont des liquides incolores avec une odeur aromatique, mais sont insolubles dans l'eau et ont une densité inférieure à celle de l'eau. Cependant, du fait de leur toxicité, ils polluent davantage l'eau que la paraffine. Les propriétés physiques du BTX et de l'éthylbenzène sont présentées dans le tableau ci-dessous : [9]

Tableau II.2 : Propriétés physiques des produits aromatiques [10]

Les aromatiques	Densité relative	Point d'ébullition (C°) à 0.1 MPa	Point de fusion (C°)	Point de d'éclair (C°)	Masse moléculaire (g/mol)	Solubilité Dans l'eau
Benzène	0.878	80.1	5.5	-11	78.1	Insoluble
Toluène	0.866	110.6	-59.4	4	92.1	Insoluble
O-xylène	0.880	144.04	-25.2	17	106.2	Insoluble
M-xylène	0.864	139.1	-47.9	27	106.2	Insoluble
P-xylène	0.861	138.3	-13.3	25	106.2	Insoluble
Éthylbenzène	0.867	136.2	-95	27	106.2	Insoluble

Le noyau benzénique est fortement insaturé et, à 20 °C, le benzène est stable à l'air et aux réactifs. Les réactions commencent à des températures supérieures à 50°C et les réactions de substitution prédominant : alkylation, désalkylation, isomérisation, oxydation, nitration, sulfonation, chloration.

II .4.1.Structures chimiques :

Du fait de la libre circulation des électrons dans le cycle, les arènes sont des hydrocarbures très stables de formule générale C_nH_{2n-6} . Les hydrocarbures aromatiques diffèrent des autres hydrocarbures en ce qu'ils ont des cycles aromatiques. Et leur rapport C/H est très élevé.

Ils ont longtemps été considérés comme des dérivés des HC basiques.

Ils sont toxiques, provoquent la destruction des globules rouges, ils sont cancérogènes, et du fait de leur toxicité, ils polluent plus l'eau que la paraffine.

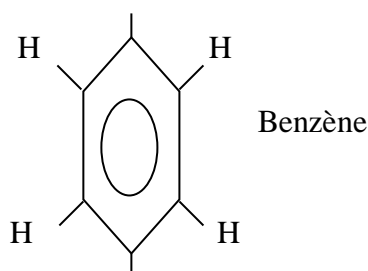
II .4.2. Benzène et ses substances homogènes :

Le benzène est le composé homologue le plus simple de la série des HC aromatiques, c'est une molécule cyclique plane composée de six atomes de carbone disposés dans un hexagone régulier. C'est un produit volatil, incolore et d'odeur caractéristique. Soluble dans l'eau, la concentration est de 1000 mg/L, miscible dans divers solvants organiques.

La formule moléculaire du benzène est C_6H_6 tous les H sont identiques car un seul des six hydrogènes est remplacé par un radical pour produire un seul composé. Par conséquent, la molécule doit être symétrique. [11.12]

La première formule moléculaire du benzène proposée par Kekulé est :

H



H

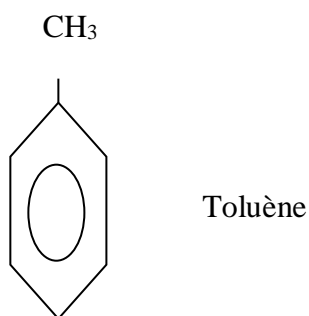
II .4.3. Le toluène :

Le toluène, l'éthylbenzène et les xylènes appartiennent à une famille de composés organiques appelés alkylbenzènes. Ce sont des composés aromatiques à un seul cycle, où l'on fixe divers groupes alkyle. Le toluène et l'éthylbenzène contiennent chacun un groupe alkyle et le xylène contient deux groupes méthyle.

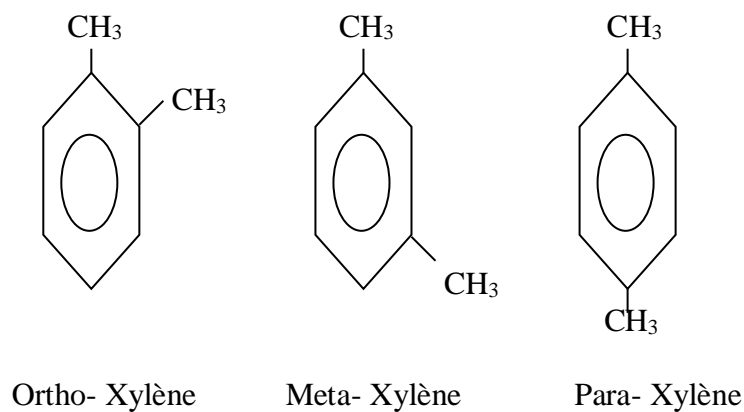
Le toluène, de formule chimique C_7H_8 , est un liquide clair et incolore à température ambiante

Émet une forte odeur sucrée semblable au benzène, et sa densité est de 0,8869 à 20°C

Le toluène est légèrement soluble dans l'eau douce (535mg/l) à 25°C. [11.12]



Elle repende aussi du fait que si des groupes (Y) trois isomères pouvaient exister :



II .5. Différentes Méthodes de séparation des aromatiques :

On peut employer de nombreuses techniques pour extraire à un haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites, soit dans le steam cracking, soit dans le reformage catalytique.

Ces traitements reposent pour la plupart sur des processus physico-chimiques et sont parfois, sur le plan économique, plus spécifiques de certains types de charge ou de certaines conditions d'opération bien qu'ils soient, en principe, aptes à traiter tous les types d'essences aromatiques. Ce sont :

La cristallisation, l'adsorption, la distillation, la distillation azéotropique, la distillation extractive et l'extraction par solvant. [13.14]

II .6.Extraction par solvant :

_ La plus part des procédés de fractionnement font appel au transfert de matière entre deux phases :

1 Le liquide et la vapeur pour la distillation sont l'absorption.

2 Liquide d'extraction liquide et solvant .

L'extraction liquide liquide est l'un des procédés physico-chimiques utilisés pour séparer les différents composants d'un mélange. Depuis quelques années, elle s'est fortement développée dans l'industrie, basée sur la différence de solubilité des substances entre plusieurs liquides, cette méthode est généralement plus économique que les procédés purement chimiques, qui nécessitent souvent des produits coûteux. En revanche, par rapport à la distillation précédente, elle permet une séparation facile des liquides à points d'ébullition proches ou susceptibles de former un azéotrope, et ne nécessite que moins d'énergie, rendant l'extraction de plus en plus fréquente utilisée en chimie organique, surtout dans le domaine du pétrole, et de la chimie minérale. [15.16]

II .6.1.Définition des solvants :

Les solvants sont des substances organiques liquides et souvent volatiles capables de dissoudre d'autres substances. Le processus de dissolution ne modifie ni le solvant ni les composés dissous. Les différentes propriétés chimiques telles que polarité, tension de vapeur, point d'ébullition et volatilité déterminent leur domaine d'application. Ils sont utilisés comme solvants à proprement parler, mais également en tant que mat ières de base dans l'industrie chimique et comme réfrigérants, antigels, propulseurs de sprays, insecticides, carburants. Chimiquement, les solvants constituent un groupe très hétérogène. [13]

II .6.2.Étapes d'extraction :

Ce processus de séparation consiste à ajouter à un mélange liquide homogène appelé la solution d'alimentation à partir de laquelle on veut extraire. Un ou plusieurs composants, un autre fluide appelé solvant dont les composants sont solubles.

L'extraction s'effectue en deux étapes :

1. Au cours de la première étape, les deux liquides sont mélangés de manière à réaliser un contact étroit et suffisamment long entre eux pour que le soluté traverse l'interface et pénètre dans le solvant jusqu'à ce qu'une concentration d'équilibre soit atteinte.

2. Dans la deuxième étape, les deux liquides sont séparés en deux phases distinctes qui peuvent être éliminées sans faire glisser l'une dans l'autre.

Deux facteurs importants doivent être pris en compte pour la mise en œuvre du minage : Facteur d'équilibre et facteur de vitesse.

II .6.3.La température de dissolution :

L'extraction n'est possible que si le mélange Solvant - Diluant donne naissance à deux phases liquides non miscibles.

Une seule phase existe lorsque la température atteint un certain point et que la connexion entre le rapport Solvant / diluant et le temps de fonctionnement est établie pour répondre à cette exigence.

Après un certain taux, la charge sera entièrement dissoute dans le solvant. Lorsqu'il y a une augmentation de la teneur en solvant, une deuxième phase se produit où la phase de charge n'est pas dissoute dans le solvant. De petites quantités de solvant se dissoudront complètement dans le mastic. À température constante ($T = Cte$), la phase de charge reste non dissoute dans le solvant.

Pour une solubilité complète de l'hydrocarbure dans le solvant, la température du processus doit être élevée. La température critique de dissolution ou de miscibilité, également appelée (TCD) ou (TCM), est la température à laquelle la solubilité devient complète avec chaque proportion de solvant par rapport à la fraction donnée. [11.17]

II .6.4.Équilibre isotherme entre phases liquides :

La mise en contact parfaite d'un solvant est une charge constituée par le soluté et le diluant donne deux phases en équilibre, on appelle :

Soluté : le constituant de la charge le plus soluble dans le solvant. [11.17]

Extrait : la phase riche en solvant.

Raffinat : la phase pauvre en solvant.

II .6.5.Différentes méthodes d'extraction au solvant :

Il existe deux méthodes d'extraction au solvant :

II .6.5.1.Extraction à courant parallèle :

Cette méthode à son tour se divise en deux techniques qui sont :

1-Extraction simple contact (un étage).

2-Extraction à contact multiple.

II .6.5.2.Extraction à contre-courant :

Selon le mode d'écoulement des liquides, deux types de contre-courant sont à considérer :

1. Le contre-courant à contacte discontinue : correspond au fonctionnement d'une suite discontinue d'étage de contacte.

2. Le contre-courant à contacte continue : il est obtenu dans les appareils de remplissage type colonne (ex : RDC), les deux phases s'écoulent en restant toujours en contacte. [13]

II .6.6.Facteur influençant le procédé d'extraction :

Les facteurs principaux qui influent sur le procédé d'extraction sont :

- ❖ Solvant.
- ❖ La température.

L'extraction est bien effectuée si la substance à séparer est bien soluble dans le solvant, cette solubilité dépend du rapport solvant/charge et la température du procédé.

II .6.6.1.Le solvant :

- ❖ Le choix du solvant :

Le solvant est choisi de manière à former un mélange de deux phases non miscibles avec la charge et doit non seulement permettre la séparation des produits, mais aussi être facile à

utiliser dans les extracteurs et facile à séparer des produits dissous et son utilisation doit aussi être aussi économique que possible.

Ainsi, l'extraction n'est possible que lorsque deux phases liquides non miscibles sont formées dans le mélange solvant-charge, cette condition est remplie en choisissant la température et le rapport solvant/charge approprié.

L'augmentation du rapport solvant/charge réduit le rendement en raffinat et améliore sa qualité, mais les pertes de solvant et la consommation d'énergie pour la régénération augmentent.

En effet, le solvant doit répondre à un certain nombre de spécifications qui sont : Facteur du solvant caractérisant la séparation (solubilité, sélectivité).

- ❖ Facteur du solvant important pour le fonctionnement des appareils (masse volumique, viscosité, température).
- ❖ Facteur économique du solvant (il ne doit pas être coûteux, toxique, corrosif, instable... ext.).[13]

II .6.6.2.La température d'extraction :

D'autre part, à mesure que la température augmente, la solubilité et la force du solvant augmentent la sélectivité diminue : pour cela, il faut rechercher la température optimale d'extraction

Maximiser le prix de revient ou de manière à obtenir un bon rendement en composés aromatiques.

La température d'extraction dépend du TCD du produit à administrer, elle doit être inférieure à TCD. Dans l'unité 200, la température d'extraction est d'environ $T=49^{\circ}\text{C}$, cette dernière à étude du rapport solvant sur charge. [13]

II .7.Description de l'unité

II .7.1.But de l'installation :

L'usine d'extraction des aromatiques est conçue pour extraire les aromatiques de l'essence légère de reformat, qui est ensuite fractionnée en benzène et toluène très purs.

L'alimentation se compose de la fraction de reformat léger directement dans ou à travers le réservoir du diviseur de reformat 100-C-5.

La charge était constituée majoritairement de C₆ et C₇, soit 67% de paraffines et 33% d'aromatiques ; leurs points d'ébullition étaient très proches, ce qui rendait la séparation par distillation quasiment impossible ; nous avons donc procédé à un autre type de séparation, l'extraction par solvant. [18]

Le solvant utilisé était le sulfolane, un hydrocarbure de formule : **C₄H₈O₂S**.

II .7.2.Caractéristiques physico-chimiques du sulfolane:

- Liquide incolore.
- Poids moléculaire ; 120 g.
- Poids spécifique : 1.26 à 30 °C.
- Point de solidification : 27 °C.
- Point d'ébullition : 287 °C.
- Point d'inflammation : 197 °C.
- Point d'éclair : 177 °C.
- Point de décomposition : 230 °C.
- Stabilité jusqu'à 200 °C.
- Miscible avec l'eau et les hydrocarbures.
- ❖ **Note :**

Le sulfolane est solide à température ambiante et pour le rendre pompable il est vendu avec 5% d'eau.

II .7.3.Déroulement de procédé :

Le processus d'extraction est basé sur la polarité du solvant. Capable de dissoudre notamment les aromatiques ; les hydrocarbures sont extraits dans l'ordre suivant :

- aromatiques légers
- aromatiques lourds
- paraffine légère
- paraffine lourde

Afin d'obtenir les rendements souhaités lors de l'extraction, même les paraffines doivent être dissoutes, mais les paraffines légères sont plus solubles. Au pied de la colonne d'extraction se trouvera une phase contenant le solvant aromatique des paraffines légères.

L'étape suivante nécessite l'élimination complète de la paraffine, après quoi l'extraction est facilitée par l'absence de paraffines lourdes aux points d'ébullition proches des aromatiques, mais surtout, la présence de solvants facilite l'extraction des paraffines légères : ce type d'extraction est le même que dans un stripper courant de raffinerie. L'extraction qui se produit est tout à fait différent car le sulfolane modifie le comportement (volatilité) des hydrocarbures, faisant que les paraffines se comportent comme des hydrocarbures légers.

Même s'ils bouillent à une température plus élevée que les aromatiques, au final, le sulfolane augmente la volatilité des paraffines et diminue la volatilité des aromatiques (distillation extractive).

En combinant les étapes d'extraction et de stripage, une séparation très nette entre les aromatiques et les non aromatiques peut être obtenue. [8]

Afin de réaliser économiquement le procédé complet, il faut minimiser les pertes de solvants ; il est donc nécessaire de récupérer le sulfolane, inévitablement présent dans la phase non aromatique, ainsi que d'autres groupements aromatiques : pour cela, extraction à l'eau (qui dissout de préférence le sulfolane et les aromatiques).

Le sulfolane n'est pas corrosif dans des conditions normales, mais il se décompose lorsqu'il est chauffé ; les produits de cette décomposition sont corrosifs et même dangereux.

Pour cette raison, la tour de séparation aromatiques-sulfolanes (200-C-5) et la tour de régénération des solvants (200-C-6) fonctionnent sous vide pour réduire la température de fonctionnement.

La colonne 200-C-6 a pour but de garantir la pureté du sulfolane par élimination distillative des produits lourds issus de la décomposition thermique qui se produit dans tous les cas.

Étant donné que le sulfolane se décompose même au contact de l'oxygène, l'ensemble du système d'extraction des aromatiques est tamponné avec de l'azote.

Après récupération, le benzène et le toluène sont facilement séparés par distillation en raison de leurs points d'ébullition différents : 80,1°C et 100,8°C, respectivement, à 1 atmosphère.

Au bas de la colonne de toluène (200-C-8), tous les composés aromatiques lourds qui pénètrent dans le séparateur de reformat 100-C-5 par le haut sont ventilés de manière discontinue.

Avant fractionnement, le benzène et le toluène sont traités avec de la terre activée dans la colonne garnie 200-V-5 A/B, les composés insaturés et les produits de décomposition des sulfolanes contenus dans la charge initiale sont éliminés par absorption. **[8]**

Bibliographie :

- [1]: J-P WAUQUIER, "Procédé de séparation", Tome. II, 1994.
- [2]: H.P.Loh, "Process Equipment Cost Estimation Final Report", January, 2002.
- [3]: Foster Wheeler, Manuel opératoire process, 1973.
- [4] Roy M., Mortier, Malcolm F., Fox Stefan Orszulik T.; Chemistry and Technology of Lubricants.
- [5] : Institut Algérien du Pétrole (SIKDA) 2014.
- [6]: Ould Mohamed Lemine Beyrouk. Extraction des aromatiques: Calcul de vérification de la colonne de Benzène de l'unité 200/RA1/K. Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état, université Mohamed Bogara de Boumerdes, 2007.
- [7] McKetta JJ.; Encyclopedia of Chemical Processing and Design, Marcel Dekker, Inc, New York, 1989
- [8] : ZOUGAB Dahbia, extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par microémulsion, Mémoire de Magister, université Mohamed Bogara de Boumerdes, 2007.
- [9] Article, j5920 - Traitement des essences aromatiques pour la pétrochimie, <http://www.techniques-ingenieur.fr/>, (28/01/2018)
- [10] Nouri Abdelfattah , Extraction des aromatiques étude d'un échangeur 200-E2., Mémoire de fin d'études université El-oued ,2014
- [11] : S.AMIOUR, étude de l'unité d'extraction des aromatiques et calcul de vérification de section de fractionnement de la raffinerie de Skikda, 1ères JNTSTD, 2007, P.2-3.
- [12]. KECHIDA Bilal , étude d'extraction des hydrocarbures aromatiques et comparaison entre deux solvants utilisés ,Mémoire de fin d'études université Kasdi Marbahouaregla , 2015
- [13] Jean Pierre WAUQUIER. Le raffinage du pétrole : Procédés de séparation, Technip, Paris, 1998, P. 363-431-437.

[14] J.P. WAUQUIER. Le raffinage du pétrole : Procédés de séparation, Technip, Paris, 1998, P. 363-431-437

[15]R. Perrin et P. Scharef. Chimie industrielle, Masson, Paris, 1993, p. 100.

. [16] R. Perrin et P. Scharef. Chimie industrielle, Masson, Paris, 1993, p. 100-101.

[17] S.AMIOUR, étude de l'unité d'extraction des aromatiques et calcul de vérification de section de fractionnement de la raffinerie de Skikda, 1ères JNTSTD, 2007, P.2-3.

[18]Manuel opératoire de l'unité 200 NAFTEC.

Chapitre .III

CALCUL THERMIQUE DE L'ECHANGEUR 200 E-2

III.1.L'ECHANGEUR 200 E-2 :

L'échangeur de chaleur 200 E-2 est un préchauffeur dont la fonction est de chauffer l'extrait (solvant riche en aromatiques), la charge de la colonne C3 (extraction de l'extrait) et de la refroidir dans la colonne C1 (extracteur) du solvant pauvre qui participe à nouveau au processus d'extraction.

III.2.Le but de calcul d'un échangeur :

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir une certaine quantité de chaleur récupérée dans des conditions économiques optimales comprises entre les coûts d'exploitation et les coûts d'investissement, en d'autres termes, chercher à obtenir une surface d'échange de puissance d'échange minimale donnée et une perte de charge aussi faible que possible.

Hypothèses :

Nous allons poser dans ce qui suit certaines hypothèses :

- Le régime est permanent.
- On considère que la surface extérieure de l'échangeur est parfaitement isolée, de sorte qu'il n'y a aucune perte de chaleur au milieu extérieur.
- Le transfert thermique ne s'effectue que par convection et conduction, transfert par rayonnement négligeable.
- Les températures varient que par une seule direction de l'écoulement (monodimensionnel).
- Les propriétés physiques des fluides sont prises par rapport à T_m (la température moyenne) des intervalles de températures envisagés.

III.3.Les données:

- ✓ Service de l'appareil : échangeur E-2 ; échange solvant concentré – solvant pauvre
- ✓ Dimensions 1321mm. 6096mm.
- ✓ Type AES : échangeur à faisceau et calandre à tête flottante.
- ✓ Position : horizontale.
- ✓ Surface totale 646,9m².
- ✓ Nombre d'appareils : 01.
- ✓ Diamètre extérieur des tubes : $d_{ext} = 0.01905$ m.

- ✓ Diamètre intérieur des tubes : $d_{int} = 0.01483$ m
- ✓ Epaisseur paroi : $e = 0,002109$ m.
- ✓ Nombre de tubes 1800
- ✓ Diamètre calandre $D_c = 1,321$ m.
- ✓ Pas de tubes : $p = 0,0254$ m (pas triangulaire renversé).
- ✓ Longueur des tubes : 6096 mm = $6,096$ m.
- ✓ Espace entre chicanes : $B = 0,265$ m

Tableau.III.1 : Les propriétés des fluides étudiés

	Fluide froid	Fluide chaud
Fluide circulant	Tube : solvant concentré	Calandre : solvant pauvre
Débit total (Kg/h)	$\dot{m}_2 = 152397.66$	$\dot{m}_1 = 135085.1$
Température d'entrées (°C)	$t_1 = 49$	$T_1 = 128$
Température de sortie (°C)	$t_2 = 87$	$T_2 = 88$

III.4.Le calcul:

III.4.1. Les propriétés physiques des courants:

Certaines propriétés physiques des fluides chauds et froids sont cruciales pour le calcul des échangeurs de chaleur, telles que : la viscosité, la conductivité thermique, la chaleur spécifique, la densité, etc. Ceux-ci sont calculés aux températures moyennes:

❖ **La température moyenne du fluide chaud est:**

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

Avec:

$T_1 + T_2$: sont les températures d'entre et de sorties de fluide chaud.

A.N:

$$T_1 = 128^\circ\text{C}, T_2 = 88^\circ\text{C}$$

Donc : $T_m = 108^\circ\text{C}$.

❖ **La température moyenne du fluide froid est :**

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

Avec:

$t_1 + t_2$: Sont les températures d'entrées et de sorties du fluide froid

A.N:

$$t_1 = 49^\circ\text{C}, t_2 = 87^\circ\text{C}$$

Donc : $t_m = 68^\circ\text{C}$.

III.4.2.les propriétés physiques de solvant concentre à l'extérieur des tubes (fluide froid):

à $t_e = 68^\circ\text{C}$

❖ **La chaleur spécifique :** d'après la figure 1.51 (voir annexe)

On a $C_{pf} = 0.409 \text{ kcal/kg. }^\circ\text{C}$.

❖ **La conductivité thermique :** d'après la figure 1.67 (voir annexe)

On a:

$$\lambda = 0,115 \text{ kcal/h.m. }^\circ\text{C}.$$

❖ **Viscosité dynamique :** d'après la figure 2(voir annexe)

On trouve:

$$\mu = 12.168 \text{ kg/h.m.}$$

III.4.3. Les propriétés physiques de solvant pauvre à l'intérieur des tubes (fluide chaud):

à $T_c = 108^\circ\text{C}$

❖ **La chaleur spécifique:**

On a $C_{pc} = 0,45 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$.

❖ **La conductivité thermique :**

$\lambda = 0,1123 \text{ kcal/h.m. } ^\circ\text{C}$.

❖ **Viscosité dynamique:**

$\mu = 7,632 \text{ kg/h.m}$.

III.5. Bilan thermique:

Si on suppose qu'on n'a pas de pertes de chaleur on peut établir le bilan globale de l'appareille en écrivant:

$$Q_{cédée} = Q_{recue} = Q$$

On a:

$$Q = \dot{m}_1 C_{pc} (T_1 - T_2)$$

$$Q = Q_1 = Q_2 \text{ Donc } : \dot{m}_1 C_{pc} (T_1 - T_2) = \dot{m}_2 C_{pf} (t_2 - t_1)$$

Avec:

Q : Quantité de chaleur perdue par le fluide chaud.

\dot{m}_1 : Débit massique du fluide chaud, en kg/h.

\dot{m}_2 : Débit massique du fluide froid, en kg/h.

C_{pc} : La chaleur spécifique du fluide chaud en kcal/kg $^\circ\text{C}$.

C_{pf} : La chaleur spécifique du fluide froid en kcal/kg $^\circ\text{C}$.

A.N:

$$\dot{m}_1 = 135085,1 \text{ kg/h} ; C_{pc} = 0,45 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}.$$

$$T_1 = 128^\circ\text{C} ; T_2 = 88^\circ\text{C}.$$

Donc:

Q = 2431531, 80

III.6.Détermination de la différence logarithmique moyenne de température:

Celle – ci est calculée comme suit:

$$\text{DTLM} = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \text{Ln} (\Delta T_2 / \Delta T_1)$$

Avec:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

ΔT_2 : Différence de température à l'extrémité froide.

ΔT_1 : Différence de température à l'extrémité chaude.

A.N:

$$T_1 = 128^\circ\text{C} ; T_2 = 88^\circ\text{C} ; t_2 = 87^\circ\text{C} ; t_1 = 49^\circ\text{C}.$$

On aura :

$$\Delta T_2 = 39^\circ\text{C}.$$

$$\Delta T_1 = 41^\circ\text{C}.$$

Donc:

DTLM = 40 °C

On a : $\Delta T = DTLM \cdot f$.

Avec f : coefficient de correction.

Calcul de coefficient correctif « f » :

Pour avoir un coefficient de correction, il faut le déterminer d'après le graphe de dépendance des paramètres auxiliaires (R , E), figure 4 (voir annexe)

$$f = \epsilon (R, E)$$

R : fonction de T entré et sorte.

E : fonction de T pour le fluide.

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

$$R = 1,0526$$

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

$$E = 0,48$$

❖ D'après le graphe de dépendance on a:

$$f = \epsilon (R, E), \text{ on trouve : } f = 0,8$$

$$\text{Donc : } \Delta T = DTLM \cdot f = 40 \cdot 0,8 = 32$$

$$\Delta T = 32 \text{ } ^\circ\text{C}$$

III.7. Calcul de coefficient de transfert sale U_s :

D'après l'annexe:

$$\text{On a : } U_s : E \cdot (300 - 100)$$

Supposons :

$$U_s = 120 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

III.8. Calcul de la surface d'échange:

$$A = Q / U_s \cdot \Delta T$$

A.N :

$$A = \frac{2431531,8}{120 \times 32} = 633,21$$

Donc :

$A=633,21\text{m}^2$

III.9. Calcul de nombre de tube par calandre:

Le nombre de tube est donné par la relation suivante:

$$Nt' = A / (at \cdot nc).$$

Avec:

Nt' : nombre de tube par calandre.

A : surface d'échange totale.

at : surface d'échange d'un tube.

nc : nombre de passe cote calandre.

❖ **Calcul de la surface d'échange d'un tube:**

$$at = \pi \cdot d_0 \cdot L$$

Avec:

d₀ : diamètre extérieur du tube (m).

L : longueur du tube (m).

A.N:

$$d_0 = 0,01905 \text{ m} ; L = 6,096 \text{ m}^2$$

$$at = 3,14 \times 0,01905 \times 6,096 = 0,3646$$

Donc:

$$at = 0.3646 \text{ m}^2$$

Donc nombre de tube par calandre sera:

A.N:

$$A = 633.21 \text{ m}^2 ; at = 0.3646 \text{ m}^2 ; nc = 1$$

$$Nt' = 633, 21 / 0, 3646 \times 1 = 1736, 73$$

Donc : $Nt' = 1737$ tubes

D'après le désigne, on a 1800 tubes.

III.10.Détermination du coefficient global de transfert sale U_s

$$U_s = U'_s \cdot Nt' / Nt.$$

Avec:

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

Nt' : Nombre de tubes calculés par calandre.

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

A.N:

$$U'_s = 120 \text{ kcal/ h.m.}^\circ\text{C}; Nt' = 1737 \text{ tubes} ; Nt = 1800 \text{ tubes.}$$

$$U_s = 120 \times \frac{1737}{1800} = 115,80$$

Donc on trouve

$$U_s = 115.80 \text{ kcal/h.m}^2. \text{ }^\circ\text{C.}$$

III.11.Calcul de la température calorique:

D'après les formules suivantes:

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

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

Avec:

F_c : fraction calorique.

Pour : DTLM < 33 °C.

$$T_1 - T_2 < 66 \text{ °C.}$$

$$t_2 + t_1 < 60 \text{ °C.}$$

On en remarque que les écarts de températures sont faibles : donc on pren

F_c = 0.5

A.N:

$$T_1 = 128 \text{ °C, } T_2 = 88 \text{ °C, } t_1 = 49 \text{ °C, } t_2 = 87 \text{ °C.}$$

On aura:

$$T_c = 108 \text{ °C et } t_c = 68 \text{ °C}$$

III.12.Calcul de coefficient de transfert propre U_p:

III.12.3.Calcul du coefficient de transfert de chaleur à l'intérieur du tube (JH):

III.12.3.1.Section de passage:

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

Avec:

d_i : diamètre intérieur du tube (m).

N_t : nombre de tube.

n_t : nombre de passe.

A.N :

$$d_i = 0.01483 \text{ m} ; N_t = 1800, n_t = 4$$

On aura :

$$a_t = 0.078 \text{ m}^2.$$

III.12.3.2.Vitesse massique:

$$G_t = \dot{m} / a_t.$$

Avec:

\dot{m}_1 : Débit massique du fluide interne en kg/h.

a_t : section de passage (m²).

A.N:

$$\dot{m}_1 = 135085.1 \text{ kg/h}, a_t = 0.078 \text{ m}^2$$

Donc:

$$G_t = 1731860.3 \text{ kg/h.m}^2$$

III.12.3.3.Calcul de la vitesse linéaire:

$$V_t = G_t / \rho.$$

ρ : la masse volumique de solvant pauvre à $T_m = 108^\circ\text{C}$.

$$\rho = 1186 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Donc : } V = 0.405 \text{ m/s.}$$

III.12.3.4.Calcul de nombre de Reynolds:

Le nombre de Reynolds est défini par :

$$Re_1 = \frac{d_i G_t}{\mu} \text{ Ou bien : } Re_1 = \frac{d_i \rho_i V_t}{\mu}$$

Avec :

d_i : diamètre intérieur des tubes (m).

G_t : vitesse massique du tube kg/h. m².

μ : viscosité du fluide (kg/h.m).

ρ_i : masse volumique du fluide interne (kg/m³).

V_t : vitesse linéaire (m/s).

A.N:

$$d_i = 0,01483\text{m} ; G_t = 1731860,3 \text{ kg/h.m}^2 \text{ et } \mu = 7,632 \text{ kg/h.m.}$$

Donc :

Re₁ = 3365.23

III.12.3.5.Coefficient de transfert de chaleur 'JH'sera:

D'après la figure (V.120 P.W), Voir annexe :

$$Re_1 = 3365,24$$

$$\text{=====) } \mathbf{J_H = 10}$$

$$L/d_i = 409,40$$

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

$$j_H = \left[\frac{h_i \cdot d_i}{\lambda} \right] \times \left[\frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \right]^{-1/3} \varphi^{-1}$$

Avec : h_i : coefficient de film interne

D'où :

$$h_i/\varphi_t = j_H \cdot \frac{\lambda}{d_i} \cdot \left[\frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \right]^{1/3}$$

On a

$$\frac{h_{i0}}{\varphi_t} = \left[\frac{h_i}{\varphi_t} \right] \cdot \frac{d_i}{d_0}$$

Avec : **hi0** : coefficient de film interne rapporté

$$\frac{h_{i0}}{\varphi_t} = \frac{J_H \cdot \lambda}{d_0} \cdot \left[\frac{C_p}{\lambda} \right]^{1/3}$$

Avec:

ϕt : correction par chauffage et par refroidissement.

λ : conductivité thermique du solvant pauvre (kcal/h.m.°c)

d0 : diamètre extérieur du tube (m).

Cp : la chaleur spécifique (kcal/kg. °c)

μ : viscosité dynamique (kg/h.m)

A.N:

JH = 10 ; **λ** = 0,1123 (kcal/h.m.°c) .

d0 = 0,01905 m ; **Cp** = 0.45 kcal/kg°C ; **μ** = 7.632 kg/h.m

Donc

hi0 / ϕt = 184.25 kcal/h.m².°c
--

III.12.4.Calcul du coefficient de transfert de chaleur externe (coté calandre)

III.12.4.1.Section de passage:

Pour une pas triangulaire renverse, on a la relation suivante :

$$a_c = (2 / \sqrt{3}) \cdot (D_c / p) \cdot (p - d_0) B \quad (\text{m}^2)$$

Avec:

P : pas des tubes.

B : espacement entre chicanes (m).

D_c : diamètre calandre.

A.N: **D_c** = 1.321 m ; **B** = 0.265 ; **d₀** = 0.01905 m ; **p** = 0.0254 m

Donc

$$a_c = 0.101 \text{ m}^2$$

III.12.4.2. Vitesse massique:

$$G_c = M / a_c$$

Avec:

\dot{m}_2 : Débit massique du solvant concentré (kg/h)

A.N:

$$\dot{m}_2 = 152397.66 \text{ kg/h} ; a_c = 0.101 \text{ m}^2$$

Donc :

$$G_c = 1508887.7 \text{ kg / h.m}^2$$

III.12.4.3. Vitesse linéaire:

$$V_s = G_c / \rho_c$$

Avec

ρ_c : masse volumique du solvant concentré à $t_m = 68^\circ\text{C}$

$$\rho_c = 1239 \text{ kg/ m}^3$$

Donc :

$$V_c = 0.338 \text{ m/s}$$

III.12.4.4. Nombre de Reynolds:

$$R_{ec} = \frac{d_{eq} \cdot G_c}{\mu}$$

Avec:

d_{eq} = diamètre équivalent (m)**G_c** = vitesse massique (kg/h.m)**μ** = viscosité du fluide (kg/h.m)

III.12.4.4.1. Le diamètre équivalent :

$$d_{eq} = \frac{3,464 \cdot p^2}{\pi \cdot d_0} - d_0$$

A.N:

$$p = 0.0254 \text{ m} ; d_0 = 0.01905 \text{ m}$$

On aura

d_{eq} = 0.0183 m

Donc:

On aura : avec **G_c = 1508887.7 kg/h.m²** et **μ = 12.168 kg/h.m**

R_{ec} = 2270, 28

D'après la figure (V.126) voir annexe

J_H' = 25

III.12.4.5. Le coefficient de transfert de chaleur externe :

$$h_0 / \varphi_c = \frac{j_H \lambda [C_{pf} \dot{m}]}{d_{eq} \lambda}$$

$$jH' = 25; \lambda' = 0.115 \text{ kcal/ h.m. } ^\circ\text{C} ; deq = 0.0183 \text{ m} ; C_{pf} = 0.409 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\mu' = 12.168 \text{ kg/h.m}$$

On aura :

$$h_0 / \varphi_c = 551,57 \text{ kcal/ h.m}^2. ^\circ\text{C}$$

III.12.5. Calcul de la température de tube:

$$t_t = T_c - \frac{h_{i0} / \varphi_t}{h_0 / \varphi_c + h_{i0} / \varphi_t} (T_c - t_c)$$

A.N :

$$t_t = 108 - \frac{182,25}{551,57 + 182,25} (108 - 58)$$

On aura :

$$t_t = 95,59 ^\circ\text{C}$$

III.12.6. Détermination de la viscosité μ_t à t_t (coté tube):

$$\Phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.14}$$

à $t_t = 95,59 ^\circ\text{C}$:

On trouve d'après le graphe: (1)

$$U_t = 1.8 C_p$$

$$\text{On a } \quad \text{à } T_c = 108^\circ\text{C} \quad \mu = 2.12 C_p$$

$$\text{Donc } \quad \varphi_t = (2.12 / 1.8)^{0.14} = 1.023$$

$$\varphi_t = 1.023$$

Donc on trouve :

D'après :

$$h_{i0} / \varphi_t = 182.25 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$h_{i0} = 186.44 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

III.12.7. Détermination de la viscosité μ_t' à t_t (coté calandre):

$$\Phi_c = (\mu' / \mu'_t)^{0.14}$$

Puisque la variation de température n'est pas importante (température du tube $t_t = 39.39^\circ\text{C}$ température du fluide sortie « calandre $t_s = 87$ », donc on peut le négliger car ce rapport est proche de l'unité : $\varphi_c = 1$.

Donc

$$h_0 = 551,57 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

Donc le coefficient globale de transfert propre : (U_p) sera :

$$U_p = \frac{h_0 \cdot h_{i0}}{h_0 + h_{i0}} = \frac{551,57 \cdot 186,44}{551,57 + 186,44}$$

$$U_p = 140,90 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

On sait que $U_s = 115.8 \text{ Kcal/h m}^2.\text{°C}$

Donc : $U_p > U_s$

III.13. Calcul de la résistance d'encrassement:

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

En appliquant avec : $U_p = 138.90 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$

$$U_s = 115,80 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°c}$$

On trouve : $R_s = 1,436 \cdot 10^{-3} \text{ (Kcal / h m}^2\text{°C)}^{-1}$

$$R_{sa} = 0,00082 \text{ (Kcal / h m}^2\text{°C)}^{-1}$$

$R_{sa} < R_s$: La marche de l'échangeur 200 -E 2 est normale

III.14.Calcul des pertes de charge :

III.14.1.Pertes de charge coté tube:

$$\Delta P = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_t^2}{1.271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left(\frac{f_t \cdot L}{d_i \cdot \Phi_t} + 2 \right) \text{ kg/cm}^2$$

Avec:

n_c : nombre de passe coté calandre.

n_t : nombre de passe coté tube.

G_t : la vitesse massique (kg/h.m²).

d : la densité (kg/m³).

Φ_t : correction par chauffage.

f_t : coefficient de friction (voir annexe 2)

L : la longueur (m)

A.N:

$$n_c = 1 ; n_t = 4 ; G_t = 1731860.3 \text{ kg/h.m}^2.$$

$$d_{108} = 1.239, L = 6.096 \text{ m}, d_i = 0.01483 \text{ m}.$$

Avec $R_{ct} = 3365.24$ et de la Figure 1.20 on tire $f_t = 0.028$

$$\text{On trouve : } \Delta P_t = 0.1 \text{ Kg / cm}^2$$

$$\Delta P_{ta} = 0.7 \text{ Kg / cm}^2$$

$$\Delta P_t < \Delta P_{ta}$$

III.14.2. Pertes de charge coté calandre:

$$\Delta P_c = \frac{n_c \cdot f_{ct} \cdot G_c^2 (N_c + 1) D_c}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d' \cdot d_{eq} \cdot \varphi_c} \quad \text{Kg/Cm}^2$$

Avec:

n_c : nombre de passe (coté calandre)

D_c : diamètre calandre

d_{eq} : diamètre équivalent

N_c: nombre de chicanes

A.N :

n_c = 1 ; **G_t**= 1508887.7 kg/m² ; **D_c** = 1.321 m ; **N_c**= 19 ;

d_{eq} = 0,0183m ; **φ_c**= 1 ; **d'₆₈**= 1.1866.

Avec **Re** = 2269.28 et de la figure 1.26 on tire **f_c**= 0.2

On trouve :

$\Delta P_c = 0.436 \text{ kg/cm}^2$

ΔP_c < ΔP_{ca} donc :

Dans le calcul de thermique de l'échangeur 200 E-2, on remarque que l'encrassement calculé est bien inférieur à l'encrassement admissible (**R_s** = 1,436. 10⁻³ (Kcal / h m²°C)⁻¹ < **R_{sa}** = 0,00082 (Kcal / h m²°C)⁻¹, les pertes de charges calculées sont inférieures aux pertes de charges admissibles et la température de sortie est conforme aux exigences de procédé. Donc notre échangeur de chaleur satisfait bien les performances thermiques prévus par le désigne (échangeur 200-E-2 est en bon état, il ne nécessite pas un nettoyage lors du prochain arrêt annuel de l'unité 200).

CONCLUSION GENERALE

Conclusion générale

Dans ce travail, nous avons traité de l'extraction des aromatiques dans le processus de fabrication des huiles, et certaines applications pratiques des échangeurs de chaleur dans l'unité de l'extraction des aromatiques ont été traitées. On peut également conclure que l'importance de l'échangeur de chaleur peut être vue en observant que l'échangeur de chaleur est une partie essentielle du processus de l'extraction des composés aromatiques et aide l'échangeur de chaleur à réguler la température et à économiser de l'énergie dans l'unité.

Le fonctionnement de l'échangeur de chaleur dépend des lois de transfert de chaleur entre autres selon les trois modes de diffusion de la chaleur à savoir : la conduction, la convection et le rayonnement. Nous couvrons également les types d'échangeurs de chaleur les plus courants et leurs caractéristiques.

Là où la grande importance des échangeurs de chaleur a été mise en évidence, grâce à son utilisation répandue dans le monde industriel ainsi que son principe, les types d'échangeurs de chaleur les plus courants et les lois de transfert de chaleur et ses caractéristiques. Et son rôle efficace dans l'extraction des aromatiques sur le terrain de fabrication des huiles par distillation sous-vide en l'unité 100 et passage par l'unité 200 d'extraction des composés aromatiques, et quelques informations sur l'unité.

Encore a été vérifié par le calcul de la chaleur pour l'échangeur 200 E-2, où nous avons montré que l'encrassement calculé est bien inférieur à l'encrassement admissible ($R_s < R_{sa}$), les pertes de charge calculées sont inférieures aux pertes de charge admissibles et les sorties de température sont cohérentes avec les exigences du processus. Notre échangeur respecte donc les performances thermiques fournies par la conception (l'échangeur 200-E-2 est en bon état, et ne nécessite pas de nettoyage lors du prochain arrêt annuel de l'unité 200).

Annexes

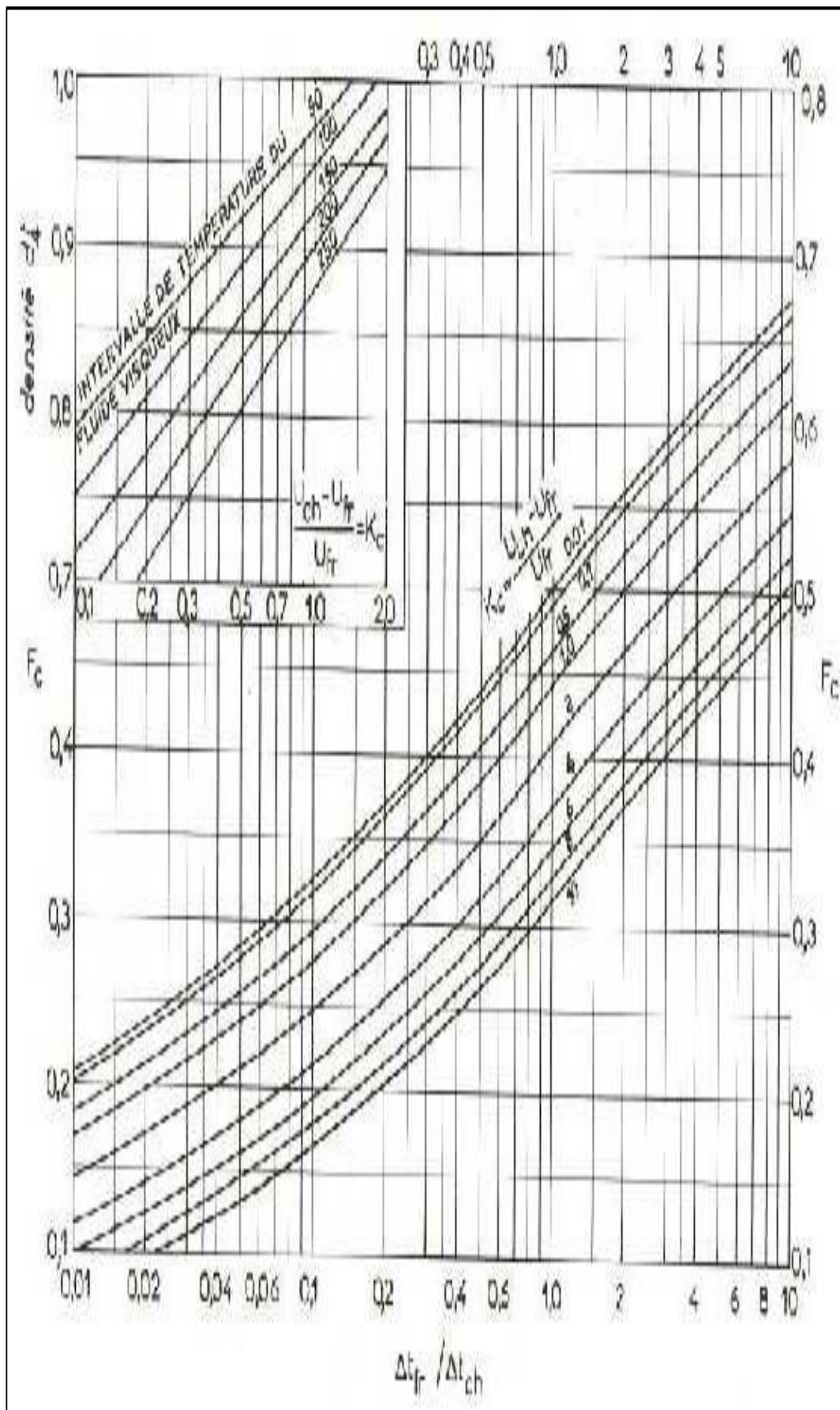


Figure.1 : Détermination des températures caloriques.

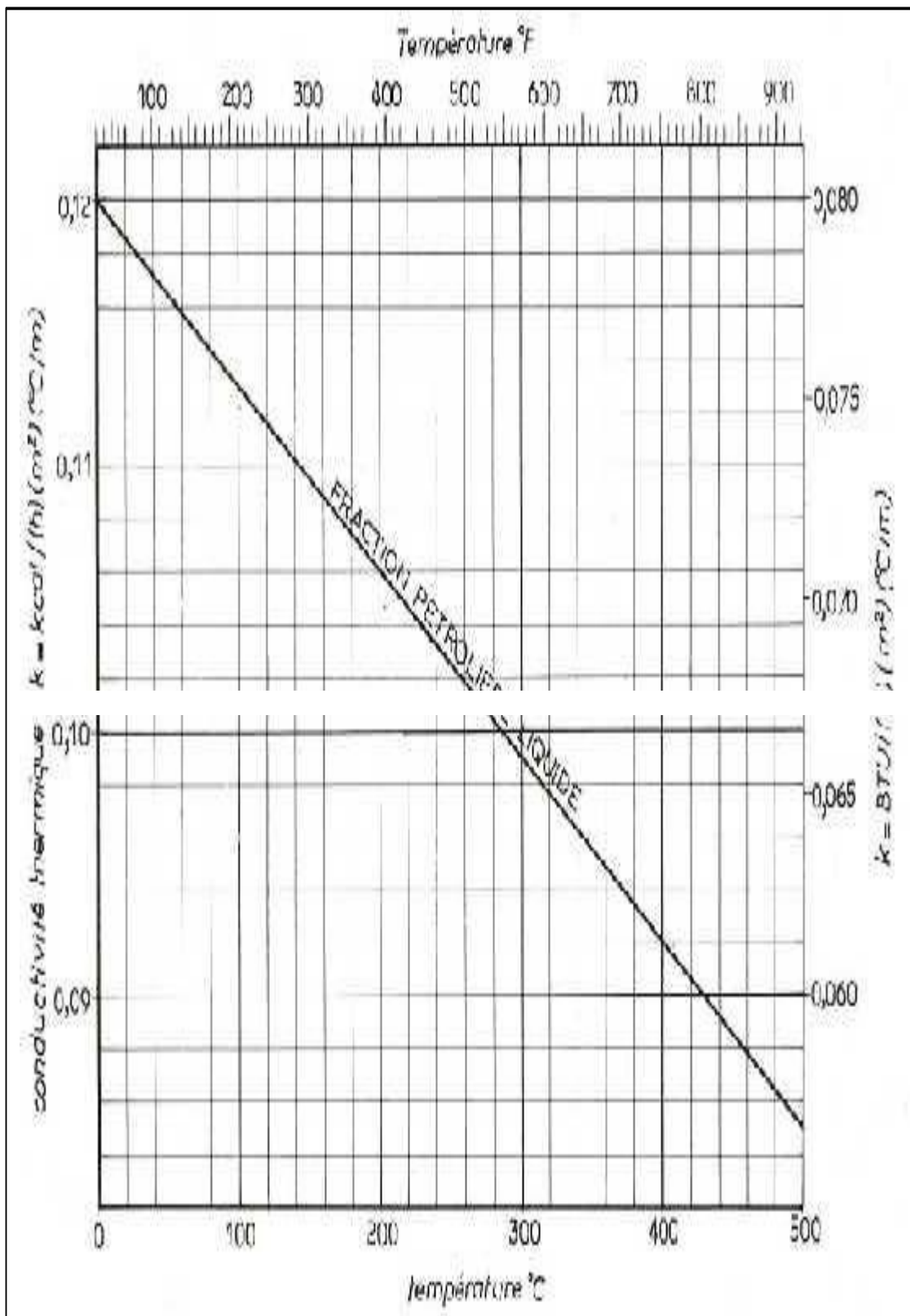


Figure.2 : Conductivité thermique des hydrocarbures liquides.

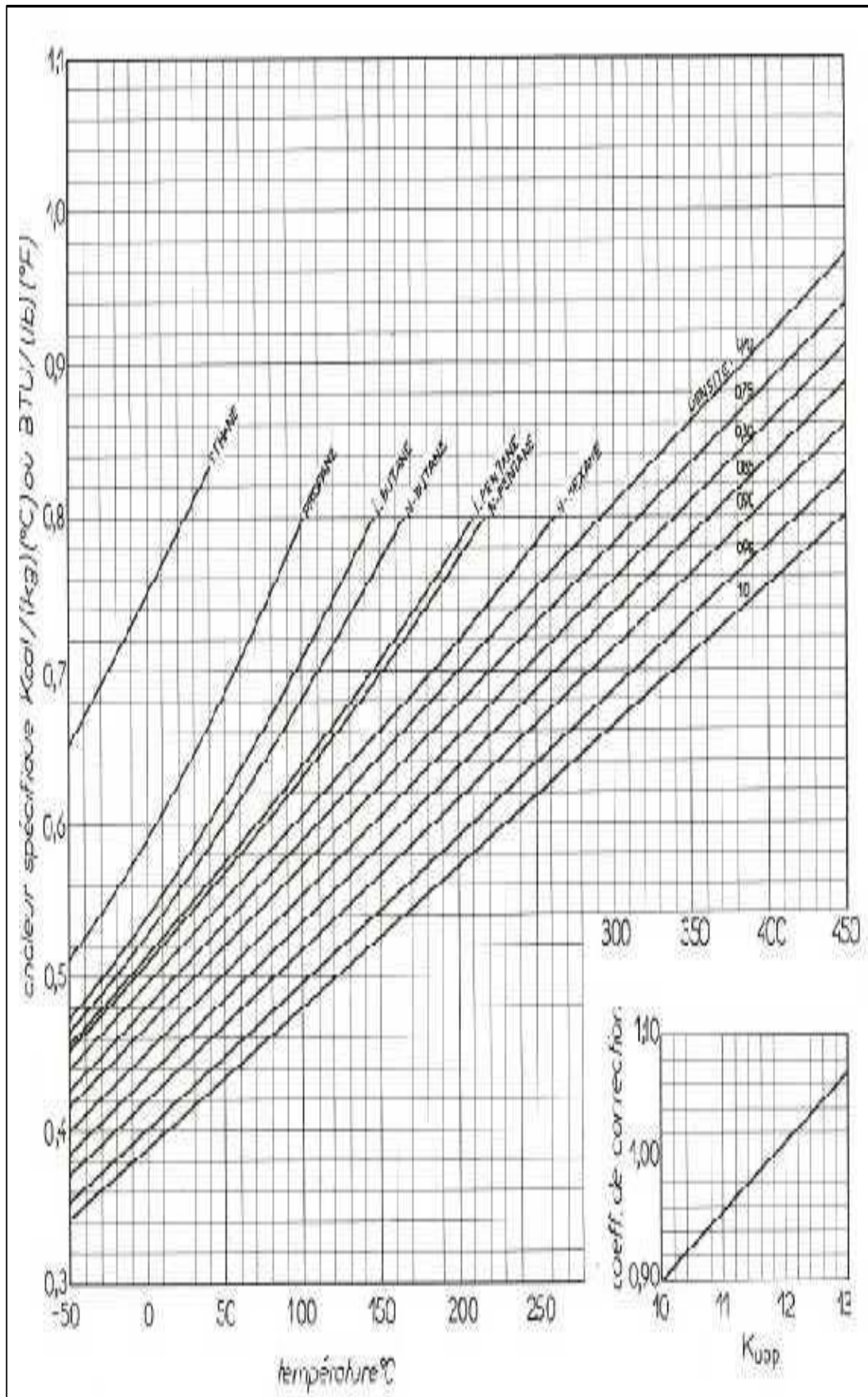


Figure.3 :Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

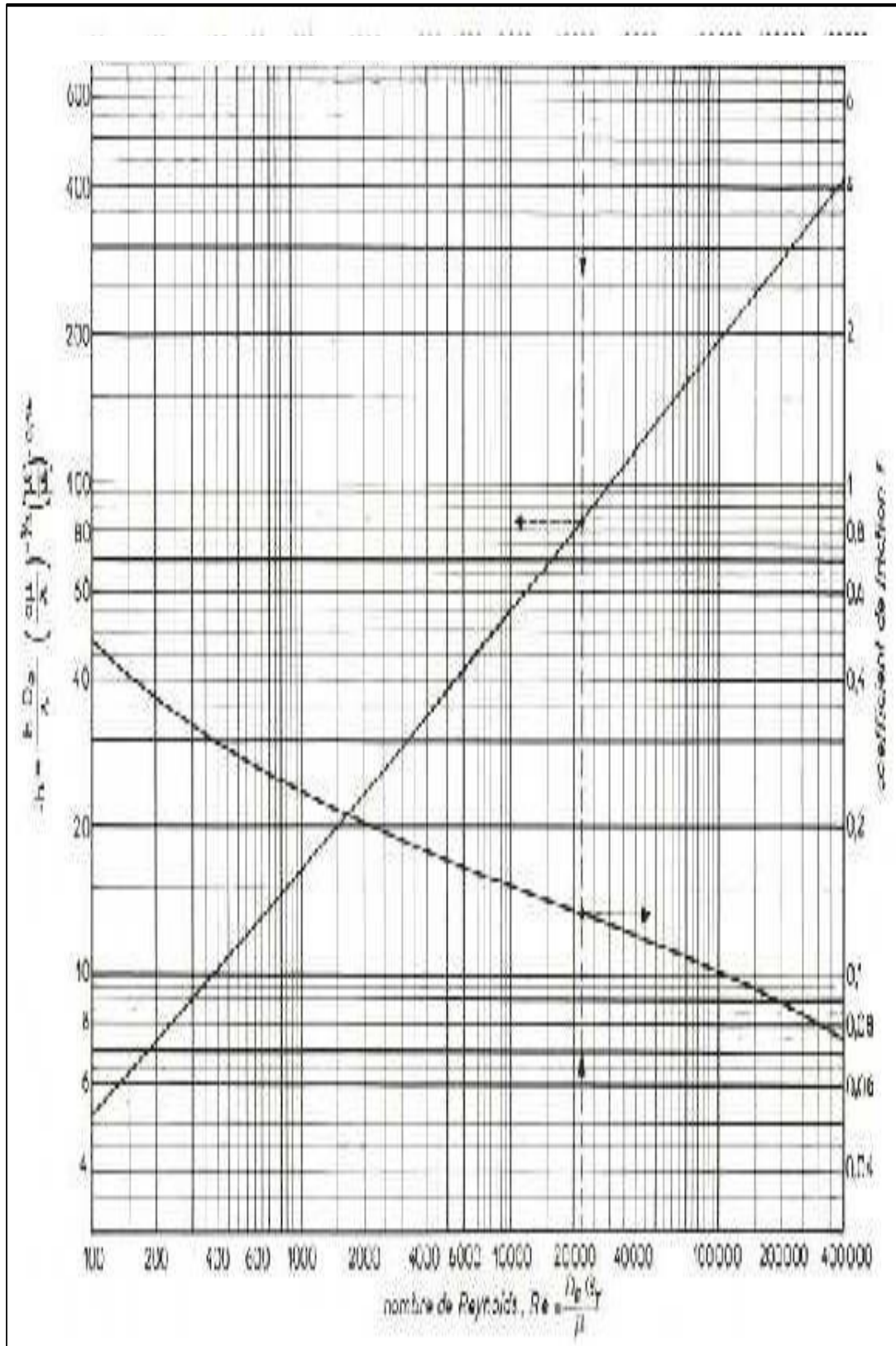


Figure.4 : Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds à l'extérieur des tubes.