



République Algérienne Démocratique et Populaire



Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université d'El Oued

Faculté des sciences et de la Technologie

Département des sciences et de la Technologie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master Académique

Filière : Génie des Procédés et Hydrocarbure

Option : Raffinage et pétrochimie

*Etude des pertes de charge dans un
tronçon de train de préchauffage
du TOPPING*

Soutenu le 23/06/2014

Présenté par : Alaliyi Omer Ahmed Saleh Ali

Belaid Saad

DEVANT LE JURY

Président	Gueram Abdelmajid
Examineur	Lami Nassima
Directeur de mémoire	Atia Abdelmalek

Promotion: 2014



Remerciements

En premier lieu, Nous tenons à remercier notre DIEU, pour nous avoir la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à présenter nos remerciements à notre promoteur, ATIA ABDELMALK qui nous a suivi et dirigé tout au long de la réalisation de ce travail, et qui a été d'une aide très précieuse sur le plan scientifique et moral.

Nous voudrions aussi remercier tous nos enseignants du département de génie des procédés chimiques et raffinage.

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

AL ALIYI OMER

BELAID SAAD





DEDICACE

J'ai le grand honneur de dédier ce travail :

- ❖ *A mon très cher père.*
- ❖ *A ma très chère mère.*
- ❖ *A tous mes frères .*
- ❖ *A toute ma famille.*
- ❖ *A tous mes amis: Ali, Omar, Abd Raouf, Mostafa et mes collègues du groupe raffinage et particulièrement Ahmed ,Abd Salam.*
- ❖ *A tous mes enseignants de l'université d'ELoued et particulièrement mon encadreur Atia Abdelmalek,*



Belaid Saad



DEDICACES



Je dédie ce modeste travail :

- À mon père.
- À l'être le plus cher de ma vie, ma mère.
- À mes frères: Emad, Saleh, Mohmmmed, Ali, Waleed.
- À toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin d'eux.
- À tous mes amis et surtout, Fahde, saad, Abduqader, Alakeel, Abdeldjbar, Nadjie, Feras, Mme sidi, Mouatze, Rafat, Mohrme, Mustafa, Ali, Shalal. .
- À tous ceux qui ont semés le bonheur dans mon chemin.
- À tous les enseignants de génie de procédés et raffinement particulièrement mon encadreur : Atia Abdelmalek.

• À mon cher pays « Le Yémen ».

Et mon deuxième pays « L'Algérie ».

ALALIYI Omer Ahmed Saleh Ali

Om_er1@yahoo.com



RESUME :

L'activité de réhabilitation des installations des unités de distillation du pétrole brut sont généralement appelées à subir des modifications en vue d'augmenter le taux de marche. mais cette activité rencontre par des pertes de charge importantes au niveau de train de préchauffage du brut.

Pour cela on va faire une étude générale sur les différents modes de perte de charge rencontrés dans les unités de raffinage, avec une application numérique sur le tronçon de train de préchauffage du TOPPING.

MOTS-CLE : pétrole brut; perte de charge; TOPPING; distillation; tronçon de préchauffage.

ABSTRACT:

Distillation units of crude oil are generally s of the activity of rehabilitation facilitate but this activity. call to undergo modification to increase the rate of production met by large pressure drops in the process of preheating the crude.

Pressure drops study the various model of p we will, in this work in the refining unit with a numerical application on the section of train preheating topping.

KEYWORD: crude oil; pressure drops; topping; distillation; preheat section.

ملخص

نشاط وحدات تقطير النفط تحتاج عموماً إلى إعادة التأهيل و ذلك من أجل زيادة معدل الإنتاج. ولكن هذا النشاط يتبع دائماً بإنخفاض كبير للضغط و هذا يتم خلال عملية التسخين القبلي. في هذه المذكرة سنحاول دراسة مختلف أنواع إنخفاض الضغط في وحدات التكرير، مع تطبيق عددي على قسم التسخين القبلي.

الكلمات المفتاحية: النفط الخام؛ إنخفاض الضغط، أبراج التقطير؛ قسم التسخين القبلي.

SOMMAIRE

Liste des tableaux	I
Liste des figures	II
Symboles et notation	III
Abréviation	V
	<u>Page</u>
Introduction générale	01

Partie théorique

Chapitre I : Généralités sur le pétrole brut

I.1. Introduction	03
I.2. Origine du pétrole	03
I.3. Compositions du pétrole	03
I.4. Spécification du pétrole	05
I.5. Classification des pétroles bruts	07

Chapitre II : Théorie des perte de charge dans l'échangeur de chaleur

II.1. appareils tubulaires d'échangeur de chaleur	09
II.1.1. les fonctions des échangeurs de chaleur	09
II.1.2. principe de fonctionnement	11
II.1.3. différents types d'échangeurs.....	12
II.1.4. Principe de réalisation technologique et mode de circulation	14
II.1.5. les échangeurs tubulaires á faisceau/calandre	17
II.1.5.1. construction d'un échangeur faisceau/calandre	19
II.1.5.2. organisation de la circulation côte tubes/côte calandre	20
II.1.6. arrangement des échangeurs	21
II.2. notion fondamental mécanique de fluide et perte de charge	22

II.2.1. importance de perte de charge	22
II.2.2. caractéristiques physiques de fluide	22
II.2.3. modes des pertes de charge	25
II.3. étude des pertes de charge dans les changeurs de chaleur.....	25
II.3.1. calcul des pertes de charge d'un échangeur à faisceau et calendrier (méthode de Kern)	25
II.3.1.1. principe de la méthode	25

Chapitre III :Partie calcul

III.1. présentations du problème	30
III.2. calcul des pertes de charge des échangeurs E_1 avec les données du constructeur	31
III.3. calcul des pertes de charge de l'échangeur E_1 avec les données réelles	35
III.4. calcul des pertes de charge des échangeurs E_2 avec les données du constructeur	40
III.5. calcul des pertes de charge de l'échangeur E_2 avec les données réelles	44
III.6. calcul de la perte de charge au niveau des nouvelles lignes du train de préchauffe	49
III.6.1. calcul de perte de charge lignes entrée échangeur E_2 côté brut	50
III.6.2. perte de charge au niveau des lignes sortie brut d'échangeur E_2	51
III.6.3. calcul de perte de charge des ligne entré échangeur E_2 côté gasoil léger .	52
III.6.4. perte charge des lignes du gasoil léger sortie échangeur E_2	54

Conclusion

Références bibliographiques

Liste des tableaux

<u>Tableau</u>	<u>Titre</u>	<u>Page</u>
Tableau (I.01):	Classification du pétrole en fonction de la teneur en huile	08
Tableau (III.01):	Présentés les données réelles de l'échangeur E_1	35
Tableau(III.02):	Présentés les données réelles de l'échangeur E_2	44
Tableau(III.03):	Résultats de l'échangeur E_1	55
Tableau(III.04):	Résultats de l'échangeur E_2	55

Liste des figures

<u>Figure</u>	<u>Titre</u>	<u>Page</u>
Figure (II.01):	Principe de fonctionnement d'un échangeur	11
Figure (II.02):	Faisceau tubulaire	12
Figure (II.03):	la calandre	12
Figure (II.04):	Les calottes	13
Figure (II.05):	échangeur double tube	13
Figure (II.06):	échangeur double tube à courants croisés	14
Figure (II.07):	Appareils double-tube	15
Figure (II.08):	Appareils 1-1 (1 passe côté calandre, 1 passe côté tubes)	15
Figure (II.09):	Appareils 2-2 (2 passe côté calandre, 2 passe côté tubes).....	15
Figure (II.10):	Appareils à plaques	16
Figure (II.11):	Appareils 1-2	16
Figure (II.12):	Appareils 1-4	16
Figure (II.13):	courant croisés avec faisceaux tubulaires	17
Figure (II.14):	courant croisés avec appareils à plaques	17
Figure (II.15):	Échangeur de type Kettle	18
Figure (III.01):	Description de tronçon de train de préchauffe (Brut/gasoil).....	30

Symboles et notation

<i>Symbole</i>	<i>désignation</i>	<i>unité</i>
ρ	masse volumique	kg/m ³
ν	Viscosité cinématique du brut	m ² /s
μ	Viscosité dynamique du brut	kg/h.m
D_c	Diamètre de la calandre	m
B	Espace entre chicane	m
d_i	Diamètre intérieur des tubes	m
m	Débit massique	Kg /s
E	Efficacité thermique	/
R	capacité thermique	/
Re	Nombre de Reynolds	/
T_1	température d'entrée fluide chaud	°C
T_2	température de sortie fluide chaud	°C
d_e	Diamètre extérieur des tubes	m
N_t	Nombre des tubes	/
L	Longueur des tubes	m
p	Pas des tubes	m
n_c	Nombre de passe côté calandre	/
n_t	Nombre de passe côté tube	/
ΔP	Pertes de charge	bar
λ	Conductivité thermique	kcal/h.m°C
d	Densité	/
C_p	Chaleur spécifique	kcal/kg °C
R_s	Résistance d'encrassement	h.m ² .°C /kcal
ϕ_t	Coefficient correctif de viscosité de brut	/
a	Surface d'échange d'un tube	m ²
U_s	Coefficient de transfert global de transfert salle	Kcal/ h.m ² °c
F_c	fraction calorique	/
T_c	température calorique côté calandre	°C
t_c	température calorique côté tubes	°C
a_t	Section par passe	m ²
G_t	Vitesse massique côté tubes	Kg/h.m ²
G_{CT}	Vitesse massique côté calandre	Kg/h.m ²
J_h	coefficient de transfert de chaleur	/
h_{io}	coefficient de film interne	/
h_o	coefficient de film externe	/
e	Epaisseur des tubes	m
U_p	Coefficient de transfert propre	/
D_e	Diamètre équivalent	m
t_t	Température de tube	°C
ΔP_c	perdes de charge côte calandre	Kg/ m ²
ΔP_t	perdes de charge côte tube	Kg/ m ²
A	Surface d'échange globale	m ²
ΔTLM	Température moyenne logarithmique	°C
Φ	Quantité de chaleur échangée	Kcal/h

Abréviation

A.P.I.: American Petroleum Institute

ρ_{15}^{15} : La densité à T= 15°C

NO : Indice d'octane

IC: Indice de cétane

PF: Point de finale

AES: Advanced Encvyption Standard

CKT: Canoe Kayak Toulousain

ASME: American Society of Mechanical Engineers

CODAP: Code de Construction des Appareils à Pression

AD: Active Directory

BS : British Standards

BWG: Birmingham Wire Gage

est: Centistokes

cP: Centipoises

SI : Système International

TEMA: Tubular Exchanger Manufacturers Association

ft : foot

Introduction générale

Le pétrole brut a une importance capitale dans le monde moderne puisqu'il constitue avec le gaz naturel, la principale source d'énergie. Il fournit 60 % des besoins énergétiques mondiaux ou autres, les hydrocarbures qui le composent permettent la fabrication des produits énergétiques comme les lubrifiants, les bitumes et les produits pétrochimiques dont la variété ne cesse d'augmenter (les fibres synthétiques, les matières plastiques, les solvants et détergents).

La transformation des pétroles bruts s'effectue dans les raffineries, qui sont plus ou moins complexes selon la gamme des produits fabriqués et selon la qualité des pétroles bruts comparée aux exigences du marché.

La plupart des opérations de l'industrie de raffinage et de pétrochimie impliquent soit le chauffage de la matière première soit le refroidissement des produits finis ou semi-finis par des appareils de chauffage (Réchauffeurs) ou de refroidissement (Aéroréfrigérants) ou par des appareils d'échange de chaleur.

Dans tout calcul d'échangeur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économique optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires, autrement dit on cherche à obtenir une puissance d'échange donnée avec la plus faible surface d'échange et moins de perte de charge possible.

La place thermique proprement dite, comprenant des calculs géométriques (sections de passage des fluides, diamètre hydrauliques, etc...), puis des calculs de transfert de chaleur et de pertes de pression, nécessitant tous les deux l'appel à des corrélations adéquates.

L'importance de l'étude dynamique des fluides dans les conduites et les canaux permet de connaître les pertes de charges dues aux chocs des particules avec les particules et les parois, il provoque une perte d'énergie le long de ce parcours.

Notre travail consiste à étudier les pertes de charge au niveau d'un tronçon du train de préchauffage du brut.

Le calcul des pertes de charge est important pour le choix du régime optimum de l'échangeur. La valeur de ces pertes de charge est en fonction de la vitesse de circulation des fluides et de leurs caractéristiques à savoir la densité, la viscosité ainsi que la géométrie de l'appareil.

Dans le premier chapitre de ce mémoire nous allons parlés de l'origine, la compositions, la spécification et la classification du pétrole brut.

Le deuxième chapitre présent la théorie des pertes de charge dans l'échangeur de chaleur notamment dans les échangeurs tubulaires á faisceau/calandre qui sont les plus rependus dans l'industrie de raffinage et pétrochimie.

Nous exposons dans le troisième chapitre la méthode de calcul basée sur le méthode de KERN ainsi que les résultats obtenus concentrant les pertes de charge dans tronçon du train de préchauffage du (brut /gasoil).

La méthode suivie pour calcul est une méthode semi empirique, basé sur un travail expérimental sur des échangeurs commerciaux. Et on termine par une conclusion.

I. Généralité sur le pétrole brut

I.1. Introduction:

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures ; il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles) [1].

I.2. Origine du pétrole brut :

Tout comme le charbon, le pétrole brut est un produit naturel qui résulte de la transformation lente de matières organiques. Des résidus végétaux et animaux, recouverts par des sédiments depuis des dizaines de millions d'années et soumis à des pressions et températures élevées, sont lentement dégradés à l'abri de l'air. Des substances complexes provenant des tissus vivants ne subsistent que des molécules composées de carbone et d'hydrogène (*hydrocarbures*), dont la taille et les propriétés peuvent être largement variables.

Les atomes de carbone forment une chaîne sur laquelle sont greffés les atomes d'hydrogène. Suivant le nombre d'atomes de carbone, l'existence éventuelle de ramifications ou de cycles dans la chaîne, on obtient un grand nombre de substances différentes, dont les propriétés dépendent de la structure [2].

I.3. Composition du pétrole brut :

Le pétrole brut est un liquide plus ou moins visqueux, souvent de couleur foncée et d'odeur caractéristique.

Les éléments essentiels composant le pétrole sont le carbone (83 à 87%) l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures. Parmi Les composants du pétrole, on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote (au total jusqu'à 6 ou 7%).

On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole, de chlore, de phosphate, de silicium et des métaux tels que : K, Na, Ca, Fe, Ni.....etc.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants :

- Les hydrocarbures paraffiniques.
- Les hydrocarbures naphthéniques.
- Les hydrocarbures aromatiques.

a. Hydrocarbures paraffiniques « Alcanes » :

Ces hydrocarbures sont saturés ayant la formule générale « C_nH_{2n+2} », la teneur de ces hydrocarbures dans le pétrole brut est variable, si cette teneur supérieure ou égale à 50%, on dit que le pétrole est paraffinique, On distingue :

- Les paraffines gazeuses.
- Les paraffines liquides.
- Les paraffines solides.

b. Hydrocarbures naphthéniques « cyclanes » :

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés ayant la formule générale « C_nH_{2n} », ils sont présentés dans le pétrole sous forme de dérivés du cyclohexane et cyclopentane, ils sont divisés en naphthéniques monocycliques, bicyclique, polycycliques, si la teneur de ces hydrocarbures est environ 50% dans le pétrole, on dit qu'il est naphthénique.

c. Hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule générale « C_nH_{2n-6} », ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de (benzène, toluène, xylène) et leurs dérivés, Si la teneur de ces hydrocarbures est d'environ 35% dans le pétrole, on dit qu'il est aromatique.

d. Hydrocarbures insaturés (oléfines) :

Le pétrole ne contient pratiquement pas d'hydrocarbures insaturés ; ils sont surtout produits par le traitement des produits pétroliers dans les procédés thermiques et thermo catalytiques [3].

e. Composés oxygénés :

Ces composés sont représentés dans le pétrole sous forme de phénol et des acides naphthéniques . Leur teneur dans le pétrole est faible (1 - 2%).

f. Composés azotés:

Ce sont des composés hétérocycliques contenant l'élément d'azote, leur teneur dans le pétrole est d'environ 2,5%.

g. Substances résineuses et asphaltiques:

Ces substances sont présentées dans le pétrole sous forme d'un mélange très complexe de composés hétérocycliques à noyau contenant le soufre, l'azote, l'oxygène et les métaux, leur teneur varie entre (10 et 20%).

h. Substances minérales:

Le pétrole brut contient de l'eau dont la combinaison donne une émulsion qui peut être stable, il contient aussi des sels et des impuretés [3].

I.4. Spécification du pétrole**a. Densité:**

La connaissance de la densité à une importante valeur commerciale car la cotation des pétroles bruts dépendent de cette propriété, souvent exprimer en degré API.

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température t au poids du même volume d'eau à une température standard. Le choix de l'état standard à 4°C permet d'identification des chiffres qui mesurent la densité et la masse volumique [3].

b. Point d'écoulement:

Le point d'écoulement des pétroles bruts est mesuré pour donner une indication approchée sur la pompabilité. en fait, l'agitation du fluide provoquée par le pompage, peut empêcher ou détruire la formation des cristaux de paraffines, conférant ainsi aux bruts une certaine fluidité au-dessous de la température d'écoulement mesurée.

Le Point d'écoulement des pétroles bruts se situent généralement dans un intervalle compris entre : -60°C et +30 °C [4].

c. Viscosité:

La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures est particulièrement importante pour le calcul des pertes de charge dans les pipelines ainsi pour la spécification des pompes des échangeurs.

La viscosité d'un brut paraffinique augmentera rapidement si la température baisse, par contre pour le brut naphtéinique ou mixte l'accroissement de la viscosité sera plus progressif.

d. Tension de vapeur et point d'éclair:

La mesure de la tension de vapeur et du point d'éclair du pétrole brut permet d'estimer la teneur en hydrocarbure léger.

On admet généralement que le pétrole brut ayant une tension de vapeur supérieur à 0.2 bars à 37.8 °C a un point d'éclair inférieur à 20°C.

e. Teneur en soufre:

Le pétrole brut contient des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous et parfois même du soufre en suspension. d'une manière générale, la teneur total en soufre d'un brut est comprise entre 0.05 et 5 % en poids.

f. Teneur en azote:

Le pétrole brut renferme des hydrocarbures azotés sous forme basique (quinoléine, iso quinoléine, pyridyne) ou neutres (pyrrole, indole, cardazole). Ces composés peuvent être malodorants ou avec une odeur agréable.

Il se décompose sous l'action de la chaleur pour donner des bases organiques ou de l'ammoniac qui réduisent l'acidité des catalyseurs des unités de transformation.

g. Teneur en eau sédiments et sels:

le pétrole brut contient, en très faibles quantités, de l'eau, des sédiments et des sels minéraux dont la majeure partie est dissoute dans l'eau, le reste se trouvant sous forme de cristaux très fins. ces produits peuvent détériorer les équipements: corrosion, érosion, dépôts et bouchages [3].

I.5. Classification du pétrole brut:

Après la découverte d'un gisement de pétrole, on fait subir des analyses de celui-ci afin de le classer. Cette classification a une grande importance dans la détermination de son schéma de traitement. Pour cela, il existe trois méthodes de classification qui sont: [5]

A. Classification industrielle:

Les pétroles sont répartis dans la pratique industrielle en : légers, moyens, et lourds, déterminés par simple mesure de densité tels que :

- Pétrole léger avec $\rho_{15}^{15} < 0.828$
- Pétrole moyen avec $0.828 < \rho_{15}^{15} < 0.884$
- Pétrole lourd avec $\rho_{15}^{15} > 0.884$

Les pétroles légers contiennent une quantité relativement importante des fractions claires (essences, kérosènes, gas-oils). Ils sont paraffinages peu sulfureux, peu gommeux, le NO est faible, l'IC très bon et élevé.

Les pétroles lourds sont aromatiques (asphaltiques) contenant beaucoup de cire. Ils donnent peu de fractions claires (NO élevé, IC bas), une quantité importante de gommes, un rendement élevé en coke ainsi qu'un bitume de bonne qualité.

B. Classification chimique :

Cette classification est basée sur la prédominance d'une ou plusieurs familles d'hydrocarbures.

On peut distinguer les pétroles suivants :

- Pétrole paraffinique (Etats unies)
- Pétrole naphténique (république d'Azerbaïdjan)
- Pétrole aromatique (Indonésie)
- Pétrole paraffino-naphténique (Algérie)
- Pétrole naphteno-aromatique (la Californie)
- Pétrole paraffino-naphteno-aromatique.

C. Classification technologique :

La méthode est basée sur la connaissance de la:

a. Teneur en soufre :

Le pétrole se divise en trois classes:

- Pétrole peu sulfureux si la teneur ne dépasse pas 0.5% (% massique)
- Pétrole sulfureux, si la teneur est comprise entre 0.5-2%
- Pétrole très sulfureux si sa teneur >2%.

b. Teneur potentielle en fractions claires PF=350°C :

- Teneur élevée PF = 350°C >45% (pétrole léger)
- Teneur moyenne entre 30 et 45% (pétrole moyen)
- Teneur faible <30% (pétrole lourd).

c. Teneur potentielle en paraffines :

En fonction de la teneur en paraffines et de la possibilité de la fabrication des carburateurs et des carburants diesel et des huiles de distillat de base à partir du pétrole brut, avec ou sans déparaffinage, on distingue trois espèces de pétrole:

- P₁- pétrole peu paraffinique ≤1.5%
- P₂- pétrole paraffinique 1.5-6%
- P₃- pétrole très paraffinique >6%.

d. Teneur en fraction d'huile de base et leur qualité:

En fonction de la teneur en huile de base et de huile résiduelle on distingue quatre groupes, et en fonction de leurs qualités (indice de viscosité) on distingue deux sous groupes :

Tableau (I-01) : Classification du pétrole en fonction de la teneur en huile [5].

Groupe	Teneur en huile de base par rapport au pétrole	Teneur en huile de base par rapport au mazout	Sous groupe	Indice de viscosité
M ₁	>25	≥45	I ₁	>85
M ₂	15-25	≥45		
M ₃	15-25	30-45	I ₂	40-85
M ₄	<15	<30		

Introduction

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.

La valeur des calories, libérées au four de chauffage de la charge, constitue souvent un des éléments prépondérants du prix de revient de la fabrication; c'est pour quoi on s'attache à réduire au maximum ce poste, en réalisant un circuit de récupération de chaleur entre l'alimentation froide et les effluents chauds de l'installation. L'équipement de récupération est constitué par des appareils tubulaires d'échange de chaleur appelées *échangeurs de chaleur*.

Échangeur (exchanger) : 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 [6].

II.1. Appareils tubulaires d'échangeur de chaleur

II.1.1. Les fonctions des échangeurs de chaleur:

En dehors des fours et des chaudières présentés par ailleurs, les appareillages utilisés sont des échangeurs de chaleur souvent improprement appelés échangeurs de températures.

Ces appareillages peuvent avoir à assurer des fonctions différentes, éventuellement simultanées relativement aux objectifs concernant l'un des fluides ou les deux fluides participant à l'échange.

En général, la terminologie utilisée renseigne généralement sur la fonction de l'appareil. Sans prétendre à supprimer toute ambiguïté ni à fournir la liste exhaustive des différents termes utilisés tant en langue française qu'en langue anglaise, une classification par fonction peut être établie.

a. Fonction réfrigération:

Les réfrigérants (coolers) refroidissent un liquide ou un gaz par circulation d'un fluide auxiliaire qui peut être un fluide de procédé ou de l'eau.

Associés au fonctionnement de compresseurs pour la réfrigération des gaz comprimés, ils sont qualifiés de réfrigérants intermédiaires (intercoolers) et de réfrigérants finals (after coolers) selon les divers étages de compression.

Réfrigérant intermédiaire (intercooler) , final (aftercooler) : ces termes sont plutôt réservés aux réfrigérants de gaz comprimés au divers étages de compression.

Réfrigérant final (trim cooler) : réfrigérant qui termine la réfrigération d'un produit. Souvent, ce terme désigne le réfrigérant à eau qui assure les conditions de sécurité requises pour le stockage des produits ; par extension, il désigne aussi l'association aëroréfrigérant suivi d'un réfrigérant à eau fréquemment utilisés pour cette fonction.

b. Fonction réchauffage:

Les réchauffeurs (heaters) réchauffent un fluide de procédé par de la vapeur d'eau ou un autre fluide de procédé; ces termes sont surtout employés dans le cas du réchauffage d'un produit stocké pour en assurer sa pompabilité dans des conditions techniques et économiques satisfaisantes.

Les préchauffeurs (preheaters) préchauffent un fluide de procédé, la chauffe se poursuivant souvent dans un four en aval. Les réchauffeurs et préchauffeurs d'air sont les échangeurs, cycliques ou non, qui assurent la préchauffe de l'air de combustion d'une chaudière ou d'un four par récupération d'une partie de la chaleur contenue dans les fumées ou dans un autre fluide auxiliaire [7].

c. Fonction condensation:

Les condenseurs (condensers) assurent la condensation totale ou partielle de vapeur par circulation d'eau ou de fluide de procédé suffisamment froid.

Les aërocondenseurs assurent cette fonction en utilisant l'air comme fluide froid.

Subcooler : il assure simultanément la condensation de vapeur et le refroidissement des condensats généralement par circulation d'eau.

d. Fonction vaporisation:

Les vaporiseurs (vaporizers) assurent la vaporisation totale ou partielle d'un liquide de procédé, l'apport de chaleur étant fait par de la vapeur d'eau ou un fluide chaud de procédé éventuellement en condensation.

Les bouilleurs (boilers), les rebouilleurs (reboilers) vaporisent une partie des produits de fond de colonnes de distillation pour les renvoyer au fractionnement.

Les évaporateurs (evaporators) concentrent des solutions aqueuses par évaporation; cependant, ils peuvent désigner aussi des vaporiseurs ou chillers.

Générateur de vapeur (Steam generator) : il produit de la vapeur par récupération de chaleur sensible contenue dans les fluides de procédés, des fumées de fours ou des lits catalytiques (Waste heat boiler) ou par combustion de gaz ou de liquides résiduels [7].

II.1.2. Principe de fonctionnement:

Généralement, sauf cas très particuliers d'échange fluide-solide (ou assimilé), les échangeurs permettent un échange de chaleur entre deux fluides en mouvement. Ils sont dits:

- à surface lorsque les deux fluides sont séparés par une paroi.
- à contact direct ou à mélange lorsque les deux fluides sont mélangés [7].

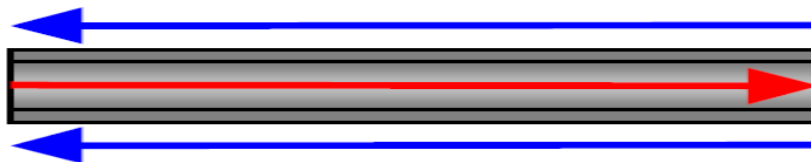


Figure (II.01): Principe de fonctionnement d'un échangeur [8].

a. Les échangeurs à surface:

L'échange de chaleur entre deux fluides séparés par une paroi est caractérisé localement par:

- le potentiel thermique local $\Delta\theta$, différence de température entre les deux fluides
- l'élément de surface d'échange dA mise en œuvre
- la résistance au transfert R .

En régime permanent la loi de transfert caractérisant l'échange s'exprime sous la forme :

Flux = potentiel/résistance, le flux Φ étant le débit de chaleur par unité de surface

d'échange.
$$\phi = \frac{dQ}{dA} = \frac{\Delta\theta}{R} = U \cdot \Delta\theta \dots\dots\dots(\text{II.01})$$

U, inverse de la résistance R est le coefficient de transfert global.

b. Les échangeurs à contact direct (ou échangeurs à mélange):

Aucune paroi ne sépare les deux fluides qui sont alors mélangés, les applications dans le domaine du raffinage s'en trouvant en conséquence limitées. Toutefois, lorsque les deux fluides peuvent être séparés facilement et que la contamination n'est pas un problème majeur, les échangeurs à mélange peuvent être utilisés; c'est en particulier le cas de l'échange entre une phase liquide et une phase gazeuse, le transfert de chaleur étant lié au phénomène de transfert de masse entre phases.

Le débit de chaleur transféré est conditionné localement par:

- le potentiel thermique local $\Delta\theta$, différence de température entre les deux phases
- l'élément de volume de contact entre les deux phases dv
- la résistance au transfert [7].

II.1.3. Différents types d'échangeurs:

La plupart des échangeurs de chaleur offrant une surface de séparation entre fluide chaud et fluide froid peuvent être classés selon les familles technologiques suivantes :

a. Echangeurs tubulaires ou faisceau-calandre:

Les échangeurs tubulaires sont constitués :

- ✓ d'un faisceau tubulaire
- ✓ d'une calandre
- ✓ de boîtes de distribution et de retour

Le faisceau tubulaire est composé de deux à plusieurs centaines de tubes soudés ou dudgeonnés à leur extrémité sur une plaque[6].

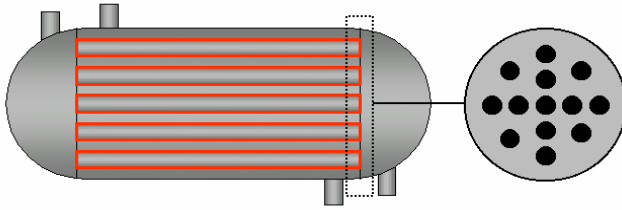


Figure (II.02): Faisceau tubulaire[6].

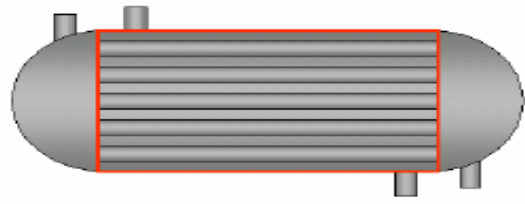


Figure (II.03): la calandre [6].

La calandre est un tube cylindrique de gros diamètre dans laquelle est placé le faisceau tubulaire.

Les boîtes de distribution et de retour sont fixées aux extrémités et servent de collecteur pour le fluide circulant dans les tubes.

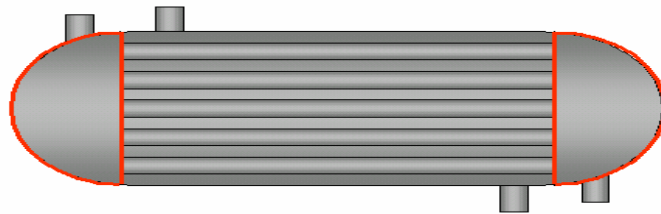


Figure (II.04): Les calottes [6].

b. Echangeurs double tube:

Un échangeur double tube est constitué par deux tubes concentriques, un fluide (généralement le chaud) circulant dans le tube intérieur, l'autre dans l'espace compris entre les deux tubes[8].

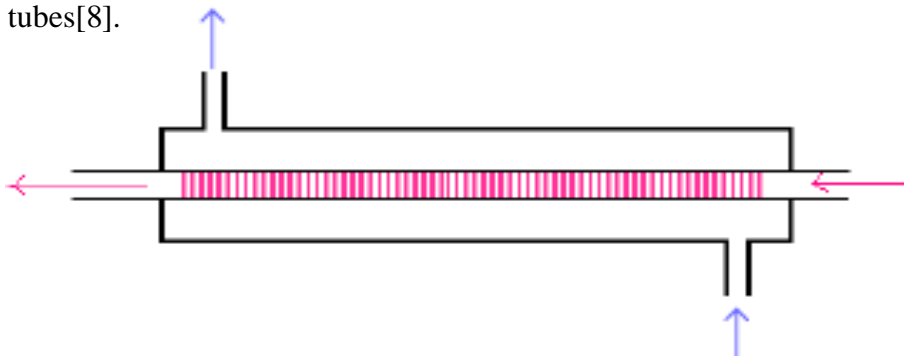


Figure (II.05): échangeur double tube [8].

c. Echangeurs à courants croisés:

Les deux fluides s'écoulent perpendiculairement l'un à l'autre. Ce type d'échangeur est utilisé pour des échanges entre gaz circulant en calandre et liquide circulant dans les tubes [9].

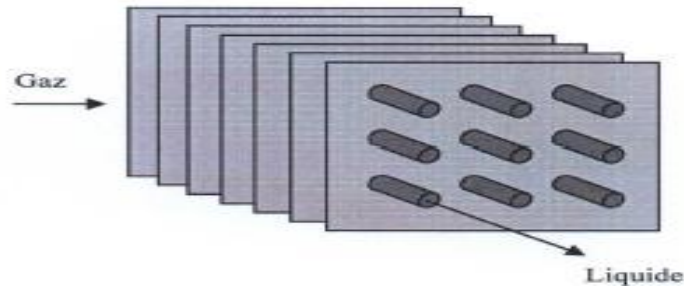


Figure (II.06): échangeur double tube à courants croisés [10].

d. Echangeurs frigorifiques:

Une installation frigorifique comporte au moins deux échangeurs de chaleur:

- Un condenseur dont le but est d'assurer le transfert de chaleur du fluide frigorigène au milieu extérieur,
- Un évaporateur dont le rôle est d'assurer le transfert de chaleur du milieu à refroidir au fluide frigorigène.

Ces deux échangeurs se caractérisent par un écoulement diphasique du fluide frigorigène [10].

II.1.4. Principe de réalisation technologique et mode de circulation:

L'organisation de la circulation des fluides de chaque côté de la paroi constituant la surface d'échange correspond à différents modes de base ou à des combinaisons entre ces modes; seules les solutions technologiques les plus utilisées sont présentées dans ce qui suit.

A. Circulation à co-courant et circulation à contre-courant:

Les deux fluides circulent dans le même sens, soit en sens contraire de chaque côté de la paroi.

La réalisation technologique peut se faire:

- par des appareils tubulaires dits:
 - double-tube: constitués de 2 tubes concentriques; un fluide s'écoule dans le tube intérieur, l'autre dans la section annulaire [7].

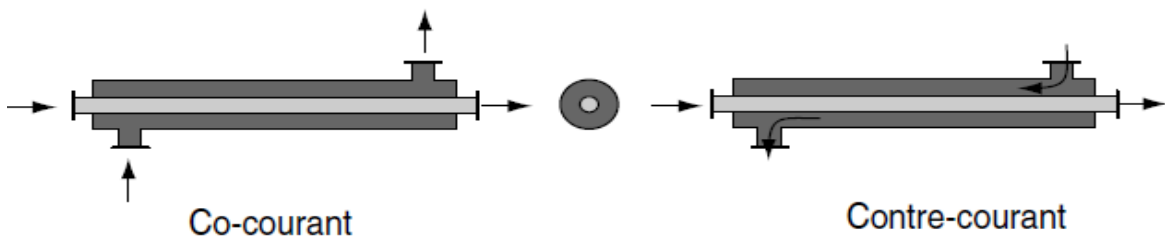


Figure (II.07): appareils double-tube [6].

. - faisceau et calandre: un fluide passe à l'intérieur des tubes parallèles constituant un faisceau logé dans une calandre cylindrique, l'autre passe à l'extérieur des tubes du côté de la calandre:

- Par des appareils 1-1 (1 passe côté calandre, 1 passe côté tubes) : la calandre est de type E selon la norme TEMA.

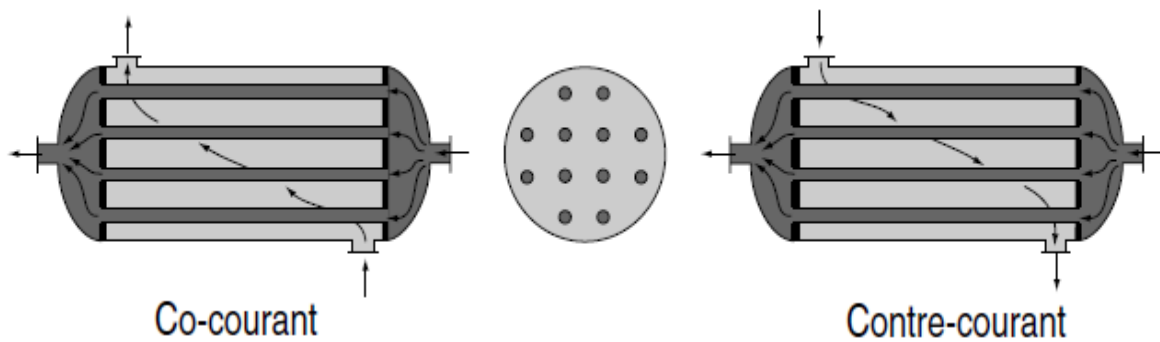


Figure (II.08): appareils 1-1 (1 passe côté calandre, 1 passe côté tubes) [7].

- Par des appareils 2-2 (2 passes côté calandre, 2 passes côté tubes) : la calandre est de type F selon la norme TEMA.

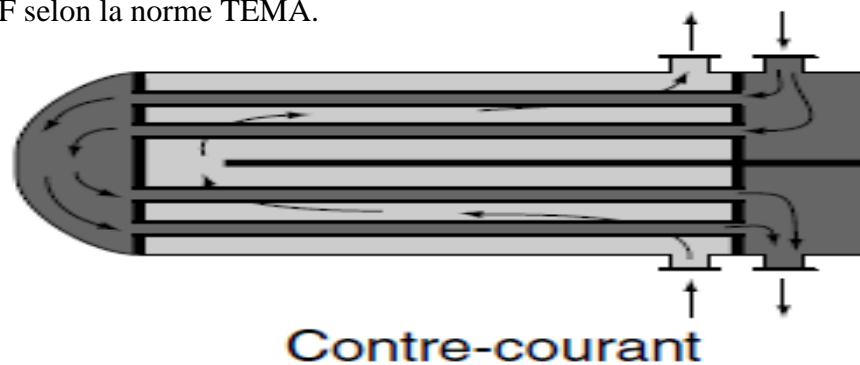


Figure (II.09): appareils 2-2 (2 passe côté calandre, 2 passe côté tubes) [6].

- par des appareils à plaques: les plaques peuvent être planes ou formées en spirale.

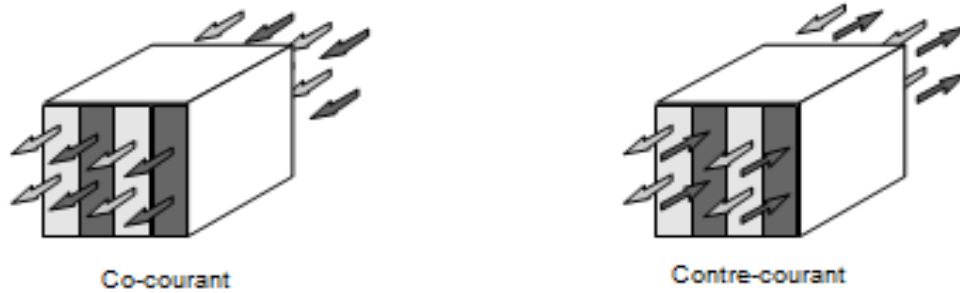


Figure (II.10): appareils à plaques [6].

B. Circulation associant co-courant et contre-courant:

Ce type de circulation est réalisé le plus souvent dans des appareils tubulaires à faisceau et calandre cylindrique:

- Appareils à 1 passe côté calandre et 2 ou 4 ou 6, etc. passes côté tubes:

Le nombre de passes coté tubes est pair, souvent égal à 2, 4 parfois à 6, rarement égal ou supérieur à 8 en raison des contraintes de perte de charge.

- Appareils 1-2: 1 passe côté calandre, 2 passes côté tubes :

Le fluide côté tubes échange de la chaleur simultanément sur 2 passes, l'une à contre-courant avec le fluide côté calandre, l'autre à co-courant voire la figure(II.11).

- Appareils 1-4: 1 passes côté calandre, 4 passes côté tubes voire la figure(II.12).

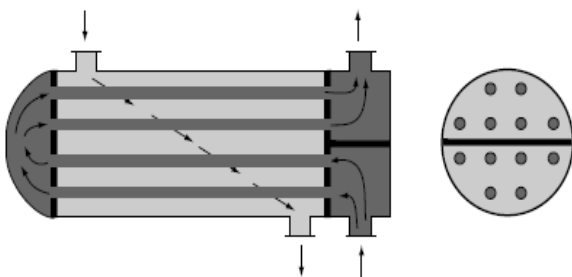


Figure (II.11): appareils 1-2 [7].

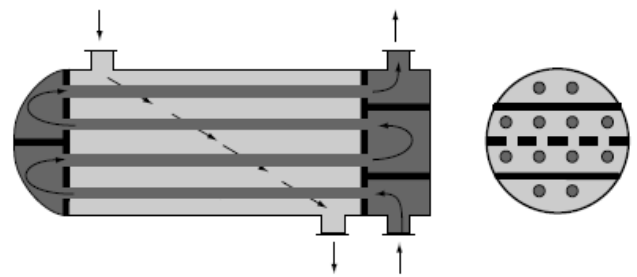


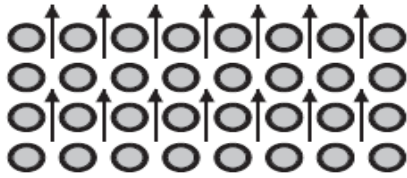
Figure (II.12): appareils 1-4 [7].

C. Circulation à courant croisés:

L'écoulement des 2 fluides se fait dans 2 directions perpendiculaires.

La réalisation peut se faire:

- par des appareils tubulaires: Le faisceau peut être logé dans une calandre cylindrique ou dans un caisson parallélépipédique avec une ou plusieurs passes côté tubes.



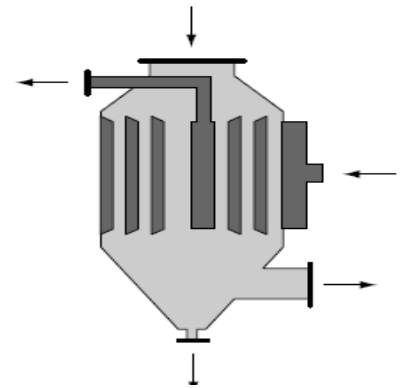
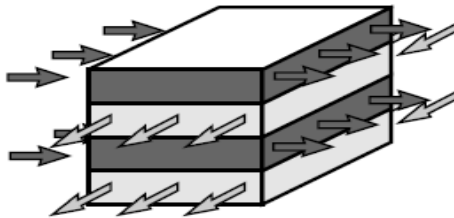
Faisceau à pas carré



Faisceau à pas triangulaire

Figure (II.13): courant croisés avec faisceaux tubulaires [7].

- par des appareils à plaques éventuellement spiralées.

**Figure (II.14):** courant croisés avec appareils à plaques [6].

II.1.5. Les échangeurs tubulaires à faisceau/calandre:

La plupart des échangeurs à faisceau et calandre utilisés dans l'industrie du raffinage sont conçus dans le respect des normes Standards of TEMA. Ils sont désignés succinctement en précisant des éléments constitutifs.

Exemple : 60-240 AES

23/37-192 CKT

Les dimensions précisées indiquent successivement :

- le diamètre nominal de la calandre: diamètre intérieur exprimé en inches (ou autres unités); dans le cas d'une kettle, calandre de type K, ce diamètre est précédé du diamètre de l'ouverture offerte au faisceau.
- la longueur nominale: longueur hors tout des tubes exprimée en inches (ou autres unités); dans le cas de tubes en U la longueur droite seule est prise en compte.

Les trois lettres caractérisent dans l'ordre:

- le type de chambre de distribution
- le type de calandre
- le type de chambre ou boîte de sortie ou de retour, dit encore plus communément fond de calandre.

Du point de vue de dimensionnement mécanique, les échangeurs sont des appareils chaudronnés, ce titre soumis aux règles imposées par les codes, code différents selon les pays, constructeurs, sociétés d'ingénierie et clients concernés : ASME américain, CODAP français, AD Merkblätter allemand, BS 5500 anglais,... [7].

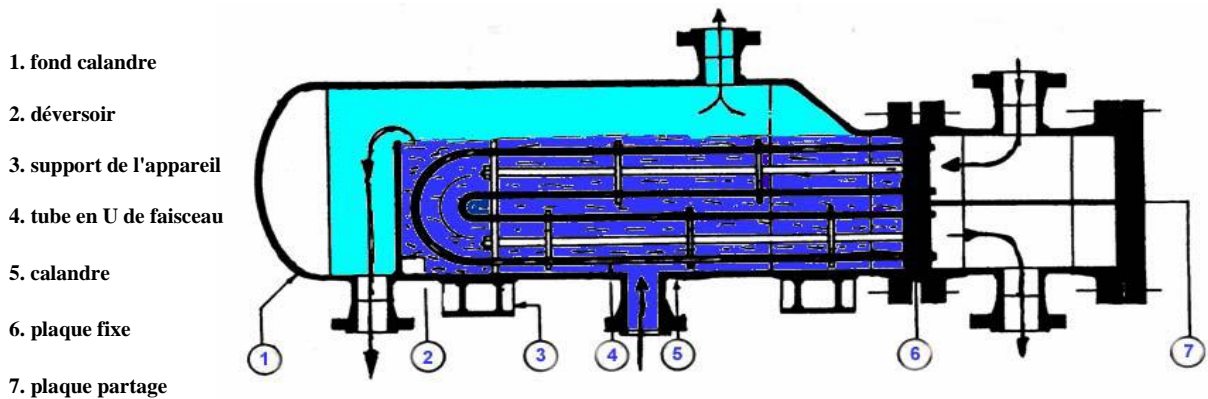


Figure (II.15): échangeur de type Kettle [8].

Cet appareil, est utilisé quand il s'agit de vaporiser partiellement ou totalement un liquide et, elle est conçu pour assurer la séparation des deux phases. Le liquide à vaporiser vient baigner le faisceau tubulaire à l'intérieur duquel circule le fluide chaud.

Un déversoir maintient le niveau liquide juste au-dessus du faisceau, sauf dans le cas des générateurs de vapeur.

La calandre est d'un diamètre nettement supérieur à celui du faisceau, ce qui aménage une zone de désengagement de la vapeur et permet d'éviter les entraînements de liquide. La vapeur produite sort par la ou les tubulures situées sur la partie supérieure de la calandre [8].

II.1.5.1. Construction d'un échangeur faisceau/calandre:

a. La calandre:

L'acier au carbone le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. Pour un diamètre normal inférieur à 24". la calandre est constituée par un tube d'acier I.P.S. (Schedule 30 jusqu'à 12" et 1cm d'épaisseur entre 12 et 24"). pour des pressions de service inférieures à 20 Kg / cm².

Au-delà de 24", 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 on, selon la pression de service. Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le levage et portera la plaque d'identité de l'appareil[15].

b. Le faisceau :

Les tubes constituant le faisceau forment une classe spéciale répondant aux spécifications. Le diamètre nominal correspond au diamètre pour lequel les tolérances sont sévères. Les épaisseurs de tube sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham Wire Gage). On utilise le plus couramment les tubes 12 ,14 ou 16 BWG dans des longueurs de 8, 12, 16 et 20 ft. Les conditions de fonctionnement imposent le choix suivant du matériau:

- acier au carbone pour usage général
- laiton amirauté pour les appareils travaillant avec de l'eau de mer
- acier alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées
- aluminium ou cuivre pour les très basses températures.

Les tubes sont fixé à chacun 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 soit au pas carré, soit au pas triangulaire.

Compte tenu de l'orientation du faisceau par rapport à la direction générale du fluide circulant dans la calandre. Le pas triangulaire permet de placer environ 10% de tubes de plus que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais, en contrepartie, la disposition des tubes rendre impossible leur nettoyage extérieur par insertion de grattoirs ou de racloirs à travers le faisceau.

Pour ces appareils, il faut avoir recours au pas carré. 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 sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont l'air représente 20 à 45% du diamètre intérieur D_c de la calandre. L'espacement B entre chicanes qui conditionne directement la vitesse du fluide [15].

II.1.5.2. Organisation de la circulation côté tubes/côté calandre:

Il est des cas particuliers pour lesquels la circulation s'impose : dans un kettle le fluide à vaporiser est côté calandre; il en est de même pour le fluide à condenser dans un condenseur à eau horizontal.

Sinon, le côté tubes est de préférence affecté au :

- fluide sous la plus haute pression : un tube résiste mieux à la pression intérieure qu'à la pression extérieure; une plus grande épaisseur de paroi ne s'applique qu'aux chambres de distribution et de retour de dimensions plus modestes que celle de la calandre.
- fluide à température élevée: à plus haute température le taux de travail admissible pour le matériau diminue, nécessitant une plus grande épaisseur; cela peut conduire à prendre un acier pour lequel la contrainte admissible est supérieure; par ailleurs les pertes thermiques sont limitées.
- fluide corrosif : le coût des matériaux à mettre en œuvre ne se répercute pas côté calandre.
- fluide salissant : le nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes est plus facile que celui du faisceau côté calandre.
- fluide entraînant dépôts et sédiments : entraînement et le nettoyage sont plus faciles

Le côté calandre est généralement réservé au :

- fluide visqueux pour lequel il est plus facile de régler la vitesse de circulation, donc transfert et perte de charge, en jouant sur le type et le nombre de chicanes transversales.
- fluide de plus haut débit pour les mêmes raisons que celles évoquées précédemment [7].

Par ailleurs, il faut prendre en compte d'éventuels impératifs de sécurité face aux risques de ruptures et aux risques de fuites (dont le sens doit être apprécié selon les niveaux de pression) dans le cas de fluide inflammable, toxique, polluant pour l'environnement ou l'autre fluide, ou encore susceptible de réaction chimique avec l'autre fluide.

Dans certains cas, il y a une compétition entre les fluides ; par exemple, lorsque du gaz naturel sous haute pression est refroidi par de l'eau de mer, les deux fluides sont justiciables du côté tubes, ce qui amène, sauf choix du titane très onéreux, à utiliser un circuit intermédiaire d'eau de réfrigération traitée pour échapper à la problématique [7].

II.1.6. Arrangement des échangeurs

a. En série sur les deux fluides:

Les échangeurs peuvent être mis en série sur les deux fluides en organisant une circulation à contre-courant d'ensemble, le fluide froid entrant du côté de la sortie du fluide chaud.

Si chacun des appareils de la série est lui-même un échangeur à contre-courant, il est évident que l'ensemble de l'arrangement est régi par la loi de transfert caractéristique de la circulation à contre-courant. C'est une solution qui s'impose en particulier lorsque le débit de chaleur à échanger et la qualité du transfert amènent à définir des surfaces d'échange d'une importance telle que la taille unitaire des échangeurs à mettre en place est trop grande pour être techniquement réalisée où pose des problèmes d'implantation, d'installation et de maintenance.

L'argument reste par ailleurs valable pour échangeurs qui ne sont pas à contre-courant avec l'avantage pour l'arrangement d'échapper aux limites de performance inhérentes à chacun des autres modes de circulation pour l'échangeur unitaire. Les performances obtenues comparées font apparaître l'intérêt de multiplier le nombre d'échangeurs de la série [7].

b. En parallèle sur les deux fluides:

Les pertes de charge admissible ou économique pour l'un ou l'autre des deux fluides représentent un facteur limitant à prendre en compte dans la conception d'une série.

Les dispositions en parallèle permettent de réduire les débits par branche et de respecter les contraintes.

Elles peuvent également s'imposer dans le cas de débits importants sans pour autant qu'une série soit nécessaire.

Le choix du nombre d'échangeurs en série et des branches en parallèle prend également en compte les limites de taille des appareils unitaires [7].

II.2. Notion fondamentale mécanique de fluide et perte de charge

II.2.1. Importance de perte de charge:

Lors de l'écoulement des fluides réels, il apparaît des frottements entre les particules de fluide et entre fluide et paroi. Ces frottements ont pour origine la vitesse et la viscosité du fluide. Partant de la paroi d'une conduite par exemple, le frottement entre les particules en mouvement et les aspérités de la surface interne du tube génère des forces de frottement retardatrices qui s'opposent à l'avancement du fluide.

La perte d'énergie correspondante est dissipée sous forme de chaleur est appelée perte de charge.

Les pertes de charge dépendent essentiellement :

- la nature du fluide véhiculé et plus spécialement de sa viscosité.
- caractéristiques des appareillages dans lesquels s'effectuent l'écoulement : section de passage, état de surface, encrassement, "accidents" de tuyauterie (vanne, robinet, filtre, clapet, orifice, etc.), longueur d'écoulement.
- conditions de l'écoulement et notamment de la vitesse moyenne de circulation du fluide.

En pratique, et en première approximation, les pertes de charge se manifestent le plus souvent par une chute de pression le long de l'écoulement mais il faut prendre garde au fait qu'une baisse de pression n'est pas toujours une perte de charge [11].

II.2.2. Caractéristiques physiques de fluide

- **La masse volumique:**

La masse volumique d'un produit est la masse de l'unité de volume de ce produit. Elle est noté ρ (Rhô).

$$\text{masse volumique } \rho = \frac{\text{masse } m}{\text{volume } v} \dots\dots\dots (II.02)$$

L'unité SI de masse volumique est le kg/m³ mais dans la pratique on utilise aussi d'autres unités : kg/l ou kg/dm³, g/cm³, g/l.

- **La densité:**

Elle est définie par rapport à l'eau. La densité d'un corps solide ou liquide est le rapport de la masse volumique du corps à la masse volumique de l'eau.

$$\text{Densité d'un corps solide ou liquide} = \frac{\text{Masse volumique d'un corps à température donnée}}{\text{Masse de même volume de l'eau distillé}}. \quad (\text{II.03})$$

En pratique la masse volumique de l'eau est prise à la température de 4°C.

- **Le Débit:**

Dans les tuyauteries et capacités (colonnes, ballons, réacteurs, fours, etc ...) d'une unité de fabrication en fonctionnement, des fluides (gaz ou liquides seuls ou en mélange) circulent souvent en continu.

La quantité de produit qui passe en un point d'une tuyauterie pendant un temps donné est appelée Débit.

$$\text{Débit masse } Q_m (\text{ kg/h}) = \text{masse volumique } \rho (\text{ kg/m}^3) \times \text{débit volume } Q_v (\text{ m}^3/\text{h}) \dots \dots \dots (\text{II.04})$$

- le débit massique qui s'exprime le plus souvent : en tonnes par heure t/h, tonnes par jour t/j ou kilogrammes par seconde kg/s (Unité system SI).

- le débit volumique qui s'exprime le plus souvent : en mètres cube par heure m³/h, mètres cube par jour m³/j, mètres cube par seconde m³/s (Unité system SI) [12].

- **La viscosité:**

La viscosité est généralement définie comme caractérisant la résistance à l'écoulement d'un fluide.

Elle intervient dans tous les phénomènes liés à l'écoulement des fluides :

- pertes de charge dans les tuyauteries
- écoulement dans les vannes, les soupapes et tous les types de restrictions
- pompage
- filtration

– décantation.

La viscosité est d'autant plus grande que la résistance à l'écoulement est élevée et, en raison des différentes méthodes de mesure utilisées pour la déterminer, on distingue deux types de viscosité : la viscosité dynamique et la viscosité cinématique [13].

▪ **La viscosité dynamique:**

La viscosité dynamique μ (Mû), appelée encore viscosité absolue, traduit les interactions moléculaires au sein du fluide en mouvement. Traditionnellement, la viscosité dynamique était exprimée en poises (P) ou en centipoises (cP). Elle est maintenant mesurée dans le système international d'unités en pascal x seconde (Pa.s).

En pratique, la correspondance entre les 2 systèmes d'unités est simple puisque le centipoise correspond exactement au millipascal seconde (mPa.s).

$$1 \text{ cP} = 1 \text{ mPa.s} = 0,001 \text{ Pa.s}$$

▪ **La viscosité cinématique:**

La viscosité cinématique ν (Nû), d'utilisation courante pour les liquides, prend en compte la masse volumique ρ du fluide à la même température. Cette dernière intervient chaque fois que l'on détermine une viscosité en mesurant un temps d'écoulement sous charge, c'est-à-dire le temps mis par un liquide pour s'écouler à travers un orifice sous l'action de son propre poids. On conçoit en effet que le temps obtenu dépend non seulement de la viscosité propre du liquide mais aussi de sa densité.

La viscosité cinématique est obtenue à partir de la viscosité dynamique par la formule :

$$\text{viscosité cinématique } \nu = \frac{\text{viscosité dynamique } \mu}{\text{masse volumique } \rho} \dots\dots\dots(\text{II.05})$$

Habituellement exprimée en stokes (St) et en centistokes (cSt), la viscosité cinématique dans le système SI doit être mesurée en mètres carré par seconde (m^2/s).

La correspondance avec les unités habituelles est la suivante : [13]

$$1 \text{ St} = 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$1 \text{ cSt} = 0,01 \text{ St} = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} = 1 \text{ mm}^2/\text{s}$$

$$1 \text{ cSt} = 1 \text{ mm}^2/\text{s}$$

II.2.3. Modes des pertes de charge:

- **Pertes de charge singulières:**

Quand la conduite subit de brusque variation de section ou de direction, il se produit des pertes de charges dites singulières, elles sont généralement mesurable et font partie des caractéristiques de l'installation.

- **Pertes de charge linéaires:**

Les pertes de charges linéaires, sont des pertes de charge réparties régulièrement le long des conduites [14].

II.3. Etude des pertes de charge dans les échangeurs de chaleur:

Les deux fluides qui traversent l'appareil s'écoulent sous l'effet d'un potentiel mesuré par la différentielle de pression 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 des fluides et de leur caractéristique physique : densité et viscosité, ainsi que de la géométrie de l'appareil [15].

II.3.1. Calcul des pertes de charge d'un échangeur à faisceau et calandre (méthode de Kern):

pour le calcul d'un échangeur à faisceaux et calandre, c'est une méthode semi empirique, basé sur un travail expérimental sur des échangeurs commerciaux [15].

II.3.1.1. Principe de la méthode: [15]

- Bilan thermique:

$$Q = M.Cp'(T_1 - T_2) = m.Cp(t_2 - t_1) \dots \dots \dots (II.06)$$

- Calcul de la température moyenne logarithmique ΔTLM

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \dots \dots \dots (II.07)$$

- Calcul de la température moyenne corrigée:

$$\Delta TLM_{\text{corrigée}} = \Delta TLM.F \dots\dots\dots(\text{II.08})$$

Ou : F est déterminée à partir de graphe $F = f(R, E)$ (voir l'annexe n°02).

Avec :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots(\text{II.09})$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots\dots\dots(\text{II.10})$$

- Détermination de la température calorique T_C, t_C :

$$T_C = T_2 + F_C(T_1 - T_2) \dots\dots\dots(\text{II.11})$$

$$t_C = t_1 + F_C(t_2 - t_1) \dots\dots\dots(\text{II.12})$$

Où $F_C = f(k_C, r)$, $k_C = f(\Delta t, d)$ et $r = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}}$ sont déterminer d'après le graphe

(voir l'annexe n°03).

- Calcul de la surface d'échange globale:

$$A = \frac{Q}{U_s . \Delta TLM} \dots\dots\dots(\text{II.13})$$

- Surface d'échange d'un tube:

$$a = \pi . d_e . L \dots\dots\dots(\text{II.14})$$

➤ **Faisceau:**

- section par passe:

$$a_t = \frac{N_t \pi d_i^2}{n_c 4} \dots\dots\dots(\text{II.15})$$

- Vitesse massique:

$$G_t = \frac{m}{a_t} \dots\dots\dots(\text{II.16})$$

- Caractéristiques du fluide a Tc et tc : C, d, ϑ, λ.

- Nombre de Reynolds :

$$R_e = \frac{d_i G_t}{\nu} \dots\dots\dots(\text{II.17})$$

- Détermination de J_h et f d'après le graphe (voir l'annexe n°08).

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \nu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots(\text{II.18})$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t} \right) \frac{d_i}{d_e} \dots\dots\dots(\text{II.19})$$

➤ **Calandre:**

- Section par calandre:

$$a_{CT} = \sqrt{2} \cdot \frac{D_c}{p} (p - d_0) B \dots\dots\dots(\text{II.20})$$

- Vitesse massique :

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}} \dots\dots\dots(\text{II.21})$$

- Diamètre équivalent:

$$D_e = \frac{4 \cdot p^2}{\pi \cdot d_e} - d_e \dots\dots\dots (II.22)$$

- Caractéristiques du fluide à Tc : Cp', d', λ', ϑ'

- Nombre de Reynolds:

$$R_{eCT} = \frac{D_e \cdot G_{CT}}{\nu'} \dots\dots\dots (II.23)$$

- Détermination de j'_h et f' d'après le graphe (voir l'annexe n°07).

$$\frac{h_0}{\phi_C} = j'_h \cdot \frac{\lambda'}{D_e} \left(\frac{Cp' \cdot \nu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (II.24)$$

-Le calcul de la température du tube :

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_0}{\phi_C} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_c - t_c) \dots\dots\dots (II.25)$$

- Détermination de μ_t à t_t :

- $\phi_t = \left(\frac{\nu}{\nu_t} \right)^{0,14} \dots\dots\dots (II.26)$

- $h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \phi_t \dots\dots\dots (II.27)$

- Détermination de μ'_t à t_t :

- $\phi_C = \left(\frac{\nu'}{\nu'_t} \right)^{0,14} \dots\dots\dots (II.28)$

- $h_0 = \left(\frac{h_0}{\phi_C} \right) \phi_C \dots\dots\dots (II.29)$

- Calcul de coefficient de transfert propre:

$$U_P = \frac{h_0 \cdot h_{i0}}{h_0 + h_{i0}} \dots\dots\dots(\text{II.30})$$

- Coefficient de la résistance d'encrassement:

$$R_S = \frac{U_P - U_S}{U_P \cdot U_S} \dots\dots\dots(\text{II.31})$$

- Calcul des pertes de charge au niveau des tubes :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_T^2}{1,272 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f_t \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] \dots\dots\dots(\text{II.32})$$

- Calcul des pertes de charge côte calandre:

$$\Delta P_C = \frac{n_c \cdot f_{CT} \cdot G_{CT}^2 (N_C + 1) D_C}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d' D_C \cdot \phi_C} \dots\dots\dots(\text{II.33})$$

III.1. Présentation du problème:

Les unités de raffinage sont destinées pour plusieurs butes, parmi elles on peut citer le fractionnement du pétrole brut, cet procédé qui basé sur le chauffage du brut jusqu'à ébullition. Durant cette opération, le brut passe par une série des échangeurs et un réseau de canalisation (tuyau) de différentes longueurs et diamètres. Ce passage est couplé en générale avec des pertes de charge.

Notre travail consiste à étudier les pertes de charge au niveau d'un tronçon du train de préchauffage du brut (gasoil/brut), qui est composé par deux échangeurs de chaleur en parallèle avec un série de canalisation de différent diamètre.

Les pertes de charges sont un élément fondamental de l'écoulement des liquides car elles apparaissent pour tous les liquides. Elle se classe en 02 types :

1- les ΔP dues aux simples frottements, ce sont des pertes de charge générales dues à la seule présence d'une canalisation rectiligne sans accident.

2- les ΔP provoquées par la présence d'accidents sur la canalisation: rétrécissement, élargissement, vanne, coude, clapet, filtre, débitmètre, échangeur....ces accidents provoquent également des pertes d'énergie sous forme de frottement à cause des tourbillons créés par ces obstacles. On les nomme pertes de charge locales ou singulières.

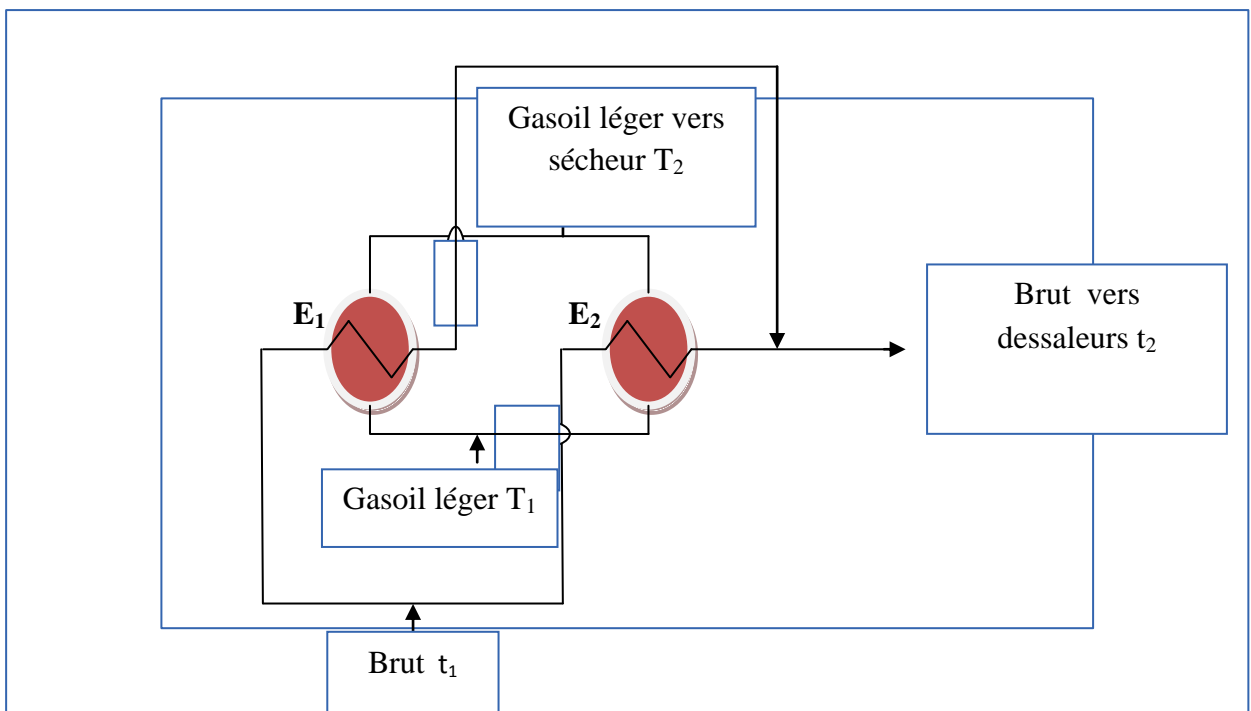


Figure (III.01): Description de tronçon de train de préchauffe (Brut/gasoil).

III.2. Calcul des pertes de charge des échangeurs E_1 avec les données du constructeur (voir les données après l'annexe n°1):

➤ **Bilan thermique:**

$$\text{Brut : } Q = m C_p \Delta t = 938380. 0,4729. (43 - 20) = \boxed{10. 10^6 \text{ Kcal/h.}}$$

$$\text{Gas-oil: } Q = M C_p' \Delta T = 163000. 0,585. (235 - 123) = \boxed{10.10^6 \text{ Kcal / h.}}$$

➤ **Température moyenne logarithmique:**

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(235 - 43) - (123 - 20)}{\ln \frac{235 - 43}{123 - 20}} = \boxed{142,91 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{43 - 20}{235 - 20} = \frac{23}{215} = \boxed{0,01069}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{235 - 123}{43 - 20} = \boxed{4,869}$$

$$\Delta TLM_{\text{corrigé}} = 142,91. 0,99 = 141,48^\circ\text{C} \quad \text{ou} \quad F = 0,99. \quad (\text{F: d'après l'annexe n}^\circ 2)$$

➤ **Surface d'échange global:**

$$\mu_s = 379,8 \text{ Kcal / h.m}^2\text{C} \quad (\mu_s: \text{d'après l'annexe n}^\circ 3)$$

$$A = \frac{Q}{\mu_s \cdot \Delta TLM} = \frac{10.10^6}{379,8 \cdot 142,91} = \boxed{184,23 \text{ m}^2}$$

➤ **Surface d'échange d'un tube:**

$$a = \pi \cdot d_e \cdot L = 3,14 \cdot 0,01905 \cdot 3,048 = \boxed{0,182322 \text{ m}^2}$$

➤ **Nombre de tubes pour une surface d'échange :**

$$N_t = \frac{A}{a \cdot n_c} = \frac{187,74}{0,18241469 \cdot 1} = \boxed{1010 \text{ Tubes}}$$

➤ **Température calorique :**

$$\text{Fluide visqueux gasoil léger : } K_c = 0,30 \quad \text{ou} \quad K_C, F_C \text{ (d'après l'annexe n}^\circ 4)$$

$$\frac{\Delta t_{\text{fr}}}{\Delta t_{\text{ch}}} = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{123 - 120}{235 - 43} = 0,536 \Rightarrow \boxed{F_C = 0,44}$$

$$T_c = T_2 + F_C(T_1 - T_2) = 123 + 0,44 \cdot (235 - 123) = \boxed{172,28^\circ\text{C}}$$

$$t_c = t_1 + F_C(t_2 - t_1) = 20 + 0,44(43 - 20) = \boxed{30,12^\circ\text{C}}$$

➤ **Côté faisceau : brut**

➤ **Caractéristiques du brut à $t_c = 30,12^\circ\text{C}$:**

$$C_p = 0,488 \dots\dots\dots(\text{d'après l'annexe n}^\circ 5)$$

$$d = 0,7940 \dots\dots\dots(\text{d'après l'annexe n}^\circ 6)$$

$$\lambda = 0,118 \dots\dots\dots(\text{d'après l'annexe n}^\circ 7)$$

$$\nu = 2,33 \text{ cst} = 6,66 \text{ kg/h.m}$$

➤ **Section par passé:**

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \pi \frac{d_i^2}{4} = \frac{1180}{2} \pi \frac{0,0148^2}{4} = \boxed{0,101499832 \text{ m}^2}$$

➤ **Vitesse massique:**

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{938380}{0,101499832} = \boxed{9245138,455 \text{ Kg/h.m}^2}$$

➤ **Nombre de Reynolds:**

$$R_e = \frac{d_i \cdot G_t}{\nu} = \frac{0,01483 \cdot 9245138,455}{6,66} = \boxed{20586,39689}$$

$$J_h = f(R_e, L/d_i)$$

$$\frac{L}{d_i} = \frac{3,048}{0,01483} = \boxed{205,53}$$

On a : $j_h = 72$ et $f = 0,018 \dots\dots\dots(\text{d'après l'annexe n}^\circ 8)$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \cdot \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{c_p \cdot \nu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 72 \cdot \frac{0,118}{0,01483} \left(\frac{0,488 \cdot 6,66}{0,118} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{1730,124545 \text{ K cal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_e} \Rightarrow \frac{h_{i0}}{\phi_t} = 1730,124545 \cdot \frac{0,01483}{0,01905} = \boxed{1346,863359 \text{ K cal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

➤ **Côté calandre : gasoil léger :**

➤ **Caractéristiques de gasoil á $T_c = 172,28^\circ\text{C}$**

$$C_p' = 0,620 \dots\dots\dots (\text{d'après l'annexe n}^\circ 5)$$

$$d' = 0,720 \dots\dots\dots (\text{d'après l'annexe n}^\circ 6)$$

$$\lambda' = 0,1069 \dots\dots\dots (\text{d'après l'annexe n}^\circ 7)$$

$$v' = 0,580 \text{ cst} = 1,50 \text{ Kg/h.m}$$

➤ **Section par passé:**

$$a_{CT} = \sqrt{2} \cdot \frac{D_C}{P} (P - d_e) \cdot B = \sqrt{2} \cdot \frac{1,0668}{0,0254} (0,0254 - 0,01905) \cdot 0,215 = \boxed{0,08109171277 \text{ m}^2}$$

➤ **Vitesse massique :**

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}} = \frac{163000}{0,081091712} = \boxed{2010069,765 \text{ Kg/h.m}^2}$$

➤ **Diamètre équivalent:**

$$D_{eq} = \frac{4 \cdot p^2}{\pi \cdot d_e} - d_e = \frac{4 \cdot 0,0254^2}{3,14 \cdot 0,01905} - 0,01905 = \boxed{0,02409225 \text{ m}}$$

➤ **Nombre de Reynolds:**

$$R_{eCT} = \frac{D_{eq} \cdot G_{CT}}{v'} = \frac{0,02409225 \cdot 2010069,765}{1,5} = \boxed{32284,73624}$$

On a : $j_h = 100$ et $f = 0,12 \dots\dots\dots (\text{d'après l'annexe n}^\circ 9)$

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j_h \cdot \frac{\lambda'}{D_{eq}} \left(\frac{C_p' \cdot v'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 100 \cdot \frac{0,1069}{0,02409225} \left(\frac{0,620 \cdot 1,5}{0,1069} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{912,575 \text{ K cal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

➤ **Température de tube:**

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_{i0}}{\phi_t} + \frac{h_0}{\phi_c}} (T_c - t_c) \Rightarrow t_t = 172,28 - \frac{1346,863359}{1346,863359 + 912,575} (172,28 - 30,12)$$

$$\text{Alors : } \boxed{t_t = 87,53^\circ\text{C}}$$

➤ **Viscosité du brut à $t_t=87,53$ °C**

$$v_t=1,12 \text{ cst}$$

$$\phi_t = \left(\frac{v}{v_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,33}{1,12} \right)^{0,14} = 1,108$$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \cdot \phi_t = 1346,863359 \cdot 1,108 = \boxed{1492,32 \text{ kcal / h m}^2 \text{ °C}}$$

➤ **Viscosité du gasoil à $t_t=87,53$ °C**

$$v'_t = 1,3 \text{ cst}$$

$$\phi_C = \left(\frac{v'}{v_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,580}{1,3} \right)^{0,14} = 0,893$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_C} \cdot \phi_C = 912,575 \cdot 0,893 = \boxed{814,92 \text{ kcal / h m}^2 \text{ °C}}$$

➤ **Coefficient de transfert propre U_p :**

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1492,32 \cdot 814,92}{1492,32 + 814,92} = \boxed{527,089 \text{ kcal / h m}^2 \text{ °C}}$$

➤ **Résistance d'encrassement R_s :**

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s} = \frac{527,089 - 379,8}{527,089 \cdot 379,8} = \boxed{7,357 \cdot 10^{-4} \text{ h m}^2 \text{ °C / kcal}}$$

➤ **Perte de charge à travers les tubes**

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_T^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] = \frac{1,2 \cdot 9245138,455^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,7940} \left[\frac{0,018 \cdot 3,048}{0,01483 \cdot 1,108} + 2 \right]$$

$$\text{Alors : } \boxed{\Delta P_t = 0,570145 \text{ kg / cm}^2}$$

➤ **Perte de charge à travers la calandre**

$$\Delta P_C = \frac{n_c \cdot f_{cr} \cdot G_{cr} \cdot (N_C + 1) D_C}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d \cdot D_{eq} \cdot \phi_C} = \frac{1,0 \cdot 12,2010069 \cdot 765^2 \cdot (10 + 1) \cdot 1,0668}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,719 \cdot 0,02409225 \cdot 0,893}$$

$$\text{Alors : } \boxed{\Delta P_C = 0,289 \text{ kg / cm}^2}$$

III.3.Calcul des pertes de charge de l'échangeur E_1 avec les données réelles (mars 2005):

Tableau(III.01): Présente les données réelles de l'échangeur E_1 .

Dimensions		calandre	Faisceau
Produits		Gasoil léger	Brut
Débit (kg / h)		166540	960600
Densité à 15°C		0,8327	0,8005
Chaleur spécifique (k cal / kg °C)		0,619	0,462
Températures (°C)	In	235	20
	Out	123	46
Résistance d'encrassement (h m ² °C / k cal)		0,0006	0,0004

➤ **Bilan thermique:**

$$\text{Brut : } Q = m \cdot C_p (t_2 - t_1) = 960600 \cdot 0,462 \cdot (46 - 20) = \boxed{11,5 \cdot 10^6 \text{ k cal / h}}$$

$$\text{Gasoil : } Q = M \cdot C_p' (T_1 - T_2) = 166540 \cdot 0,619 \cdot (235 - 123) = \boxed{11,5 \cdot 10^6 \text{ k cal / h}}$$

➤ **Température moyenne logarithmique:**

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \Rightarrow \Delta TLM = \frac{(235 - 46) - (123 - 20)}{\ln \frac{(235 - 46)}{(123 - 20)}} = \boxed{141,67 \text{ °C}}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{46 - 20}{235 - 20} = \boxed{0,12}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{235 - 123}{46 - 20} = \boxed{4,3}$$

On a : $n_t = 2$ passes

Et $n_c = 1$ passe

Factor de correction $F = 0,97 \dots$ (d'après l'annexe n°2)

$$\Delta TLM_{\text{corrigé}} = \Delta TLM \cdot F = 0,97 \cdot 141,67 = 137,42 \text{ °C}$$

- **Détermination de coefficient U_s pour une surface donnée $A=215 \text{ m}^2$:**

$$U_s = \frac{Q}{A \cdot \Delta TLM} = \frac{11,5 \cdot 10^6}{215 \cdot 141,67} = \boxed{377,55 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}}$$

- **Détermination de température calorique: T_C, t_C**

Fluide visqueux gasoil léger:

$$F_C = f(K_C, r)$$

$$\text{Avec } K_C = f(\Delta t, d) \quad \text{et} \quad r = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{123 - 20}{235 - 46} = \boxed{0,54}$$

$$\text{Donc } K_C = f(\Delta t, d) = f(112, 0,8327) = \boxed{0,31}$$

$$\text{Alors } F_C = f(K_C, r) = f(0,31, 0,54) = \boxed{0,44} \dots\dots\dots (F_C \text{ d'après partir l'annexe n}^\circ 4)$$

$$T_C = T_2 + F_C(T_1 - T_2) = 123 + 0,44(235 - 123) = \boxed{172,28 \text{ °C}}$$

$$t_C = t_1 + F_C \cdot (t_2 - t_1) = 20 + 0,44(46 - 20) = \boxed{31,44 \text{ °C}}$$

- **Caractéristiques du brut à $t_C=31,44 \text{ °C}$ (faisceau):**

$$C_p = 0,482 \dots\dots\dots (\text{ d'après l'annexe n}^\circ 5)$$

$$d = 0,796 \dots\dots\dots (\text{ d'après l'annexe n}^\circ 6)$$

$$\lambda = 0,118 \dots\dots\dots (\text{ d'après l'annexe n}^\circ 7)$$

$$\nu = 2,5 \text{ cst} = 7,164 \text{ kg / h.m}$$

- **Section par passe :**

$$a_t = \frac{N_c}{n_t} \cdot \pi \cdot \frac{d_i^2}{4} \Rightarrow a_t = \frac{1180}{2} \cdot \pi \cdot \frac{0,01483^2}{4} = \boxed{0,10186007 \text{ m}^2}$$

- **Vitesse massique:**

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{960600}{0,10186007} = \boxed{9430584,526 \text{ kg / h.m}^2}$$

- **Nombre de Reynolds:**

$$R_e = \frac{d_i \cdot G_t}{\nu} = \frac{0,01483 \cdot 9430584,526}{7,164} = \boxed{19521,99}$$

$$J_h = f\left(R_e, \frac{L}{d_i}\right) \quad \text{et} \quad \frac{L}{d_i} = \frac{3,048}{0,01483} = \boxed{205,53}$$

$$J_h = f(19521,99 ; 205,53) = 68 \quad ; \quad f = 0,018 \dots \dots \dots \text{(d'après l'annexe n°8)}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = J_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \cdot v}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \Rightarrow \frac{h_i}{\phi_t} = 68 \cdot \frac{0,118}{0,01483} \left(\frac{0,482 \cdot 7,164}{0,118} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{1667,336 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_e} = 1667,336 \cdot \frac{0,01483}{0,01905} = \boxed{1297,984 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Caractéristiques du gazoil á T_C=172,28 °C (calandre):**

$$Cp' = 0,620 \text{ kcal /kg.°C} \dots \dots \dots \text{(d'après l'annexe n°5)}$$

$$d' = 0,720 \dots \dots \dots \text{(d'après l'annexe n°6)}$$

$$\lambda' = 0,1078 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ (°C/m)} \dots \dots \dots \text{(d'après l'annexe n°7)}$$

$$v' = 0,580 \text{ cst} = 1,5 \text{ kg /h.m}$$

➤ **Section par passe:**

$$a_{CT} = \sqrt{2} \cdot \frac{D_C}{p} (p - d_e) \cdot B = \sqrt{2} \cdot \frac{1,0668}{0,0254} (0,0254 - 0,01905) \cdot 0,215 = \boxed{0,0810917 \text{ kg / h.m}^2}$$

➤ **Vitesse massique:**

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}} = \frac{166540}{0,0810917} = \boxed{2053724,04 \text{ kg / h.m}^2}$$

➤ **Diamètre equivalent:**

$$D_{eq} = \frac{4p^2}{\pi \cdot d_e} - d_e = \frac{4 \cdot 0,0254^2}{\pi \cdot 0,01905} - 0,01905 = \boxed{0,02409225 \text{ m}}$$

➤ **Nombre de Reynolds:**

$$Re_{CT} = \frac{G_{CT} \cdot D_{eq}}{v'} = \frac{2053724,04 \cdot 0,02409225}{1,5} = \boxed{32985,889}$$

$$J_h = 100 \quad \text{et} \quad f = 0,13 \dots \dots \dots \text{(d'après l'annexe n°9)}$$

$$\frac{h_o}{\phi_C} = J_h \cdot \frac{\lambda'}{D_{eq}} \cdot \left(\frac{Cp' \cdot v'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 100 \cdot \frac{0,1078}{0,02409225} \cdot \left(\frac{0,620 \cdot 1,5}{0,1078} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{917,69 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Température de tube:**

$$t_t = T_C \cdot \frac{h_{io} / \phi_t}{(h_{io} / \phi_t) + (h_o / \phi_C)} \cdot (T_C - t_C) \Rightarrow t_t = 172,28 - \frac{1297,984}{1297,984 + 917,69} \cdot (172,28 - 31,44)$$

$$\boxed{t_t = 89,77^\circ\text{C}}$$

➤ **Viscosité de brut à $t_t = 92,5^\circ\text{C}$:**

$$v_t = 1,14 \text{ cst}$$

$$\phi_t = \left(\frac{v}{v_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,5}{1,14} \right)^{0,14} = \boxed{1,116}$$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \cdot \phi_t = 1297,984 \cdot 1,116 = \boxed{1448,82 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Viscosité du gasoil à $t_t = 92,5^\circ\text{C}$:**

$$v'_t = 1,32 \text{ cst}$$

$$\phi_C = \left(\frac{v'}{v'_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,580}{1,32} \right)^{0,14} = \boxed{0,89}$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_C} \cdot \phi_C = \boxed{816,74 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Coefficient de transfert :**

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1448,82 \cdot 816,74}{1448,82 + 816,74} = \boxed{522,303 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Détermination de résistance globale d'encrassement:**

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s} = \frac{522,303 - 377,55}{522,303 \cdot 377,55} = \boxed{7,34 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C / kcal}}$$

➤ **Perte de charge côté tube:**

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_i \cdot G_t^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] = \frac{1.2.9430584,526^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,796} \left[\frac{0,018 \cdot 3,048}{0,01483 \cdot 1,116} + 2 \right]$$

$$\boxed{\Delta P_t = 0,934 \text{ kg /cm}^2}$$

➤ **Perte de charge côté calandre:**

$$\Delta P_C = \frac{n_c \cdot f_{CT} \cdot G_{CT} \cdot (N_C + 1) D_C}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d \cdot D_{eq} \cdot \phi_C} = \frac{1.0,13.2053724,04^2 \cdot (10 + 1) \cdot 1,0668}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,719 \cdot 0,02409225 \cdot 0,89}$$

$$\boxed{\Delta P_C = 0,328 \text{ kg /cm}^2}$$

III.4. Calcul des pertes de charge des échangeurs E₂ avec les données du constructeur (voir les données après l'annexe n°1):

➤ **Bilan thermique:**

$$\text{Brut : } Q = m \text{ Cp } \Delta t = 469190 \cdot 0,473 \cdot (50 - 25) = \boxed{5 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h.}}$$

$$\text{Gas-oil: } Q = M \text{ Cp}' \Delta T = 81500 \cdot 0,585 \cdot (235 - 123) = \boxed{5 \cdot 10^6 \text{ Kcal / h.}}$$

➤ **Température moyenne logarithmique:**

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(235 - 50) - (123 - 25)}{\ln \frac{235 - 50}{123 - 25}} = \boxed{136,92 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 25}{235 - 25} = \boxed{0,119}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{235 - 123}{50 - 25} = \boxed{4,48}$$

$$\Delta T_{LM_{\text{corrigé}}} = 136,92 \cdot 0,975 = 133,497^\circ\text{C} \quad \text{ou} \quad F = 0,975 \dots \dots \dots (\text{F: d'après l'annexe n}^\circ 2)$$

➤ **Surface d'échange global:**

$$\mu_s = 379,8 \text{ Kcal / h.m}^2 \text{ }^\circ\text{C} \dots \dots \dots (\mu_s: \text{ d'après l'annexe n}^\circ 3)$$

$$A = \frac{Q}{\mu_s \cdot \Delta TLM} = \frac{5,5 \cdot 10^6}{379,8 \cdot 133,497} = \boxed{108,47 \text{ m}^2}$$

➤ **Surface d'échange d'un tube:**

$$a = \pi \cdot d_e \cdot L = 3,14 \cdot 0,0254 \cdot 6,096 = \boxed{0,4861925 \text{ m}^2}$$

➤ **Nombre de tubes pour une surface d'échange :**

$$N_t = \frac{A}{a \cdot n_c} = \frac{108,47}{0,4861925 \cdot 1} = \boxed{223 \text{ Tubes}}$$

➤ **Température calorique :**

Fluide visqueux gasoil léger : $K_c = 0,30$ ou K_C, F_C (d'après l'annexe n°4)

$$\frac{\Delta t_{fr}}{\Delta t_{ch}} = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{123 - 120}{235 - 43} = \boxed{0,536}$$

$$T_C = T_2 + F_C(T_1 - T_2) = 123 + 0,44 \cdot (235 - 123) = \boxed{172,28^\circ\text{C}}$$

$$t_c = t_1 + F_C(t_2 - t_1) = 25 + 0,44(50 - 25) = \boxed{36^\circ\text{C}}$$

➤ **Cote faisceau : brut**

➤ **Caractéristiques du brut à $t_c = 36^\circ\text{C}$:**

$C_p = 0,490 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}$ (d'après l'annexe n°5)

$d = 0,780$ (d'après l'annexe n°6)

$\lambda = 0,117 \text{ Kcal/h.m}^2 \text{ (}^\circ\text{C/m)}$ (d'après l'annexe n°7)

$\nu = 2,33 \text{ cst} = 6,66 \text{ kg/h.m.}$

➤ **Section par passé:**

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \pi \frac{d_i^2}{4} = \frac{434}{2} \pi \frac{0,01986^2}{4} = \boxed{0,067187406 \text{ m}^2}$$

➤ **Vitesse massique:**

$$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{469190}{0,067187406} = \boxed{6983302,793 \text{ kg / h.m}^2}$$

➤ **Nombre de Reynolds:**

$$R_e = \frac{d_i \cdot G_T}{\nu} = \frac{0,01986 \cdot 6983302,793}{6,66} = \boxed{21013,39295}$$

$$J_h = f(R_e, \frac{L}{d_i}) \quad \text{et} \quad \frac{L}{d_i} = \frac{6,096}{0,01986} = \boxed{306,94}$$

On a : $j_h = 72$ et $f = 0,018$(d'après l'annexe n°8)

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \cdot \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{cp \cdot \nu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = 72 \cdot \frac{0,117}{0,01986} \left(\frac{0,490 \cdot 6,66}{0,117} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{1286,374028 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_e} \Rightarrow \frac{h_{i0}}{\phi_t} = 1286,374028 \cdot \frac{0,01986}{0,0254} = \boxed{1005,802685 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}}$$

➤ **Côté calandre : gasoil léger :**➤ **Caractéristiques de gasoil á $T_C = 172,28 \text{ °C}$**

$Cp' = 0,620$ (d'après l'annexe n°5)

$d' = 0,720$ (d'après l'annexe n°6)

$\lambda' = 0,1069$ (d'après l'annexe n°7)

$\nu' = 0,580 \text{ cst} = 1,50 \text{ Kg/h.m}$

➤ **Section par passé:**

$$a_{CT} = \sqrt{2} \cdot \frac{D_C}{P} (P - d_e) \cdot B = \sqrt{2} \cdot \frac{0,843}{0,03175} (0,03175 - 0,0254) \cdot 0,172 = \boxed{0,041011061 \text{ m}^2}$$

➤ **Vitesse massique :**

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}} = \frac{81500}{0,041011061} = \boxed{1987268,706 \text{ Kg/h.m}^2}$$

➤ **Diamètre équivalent:**

$$D_{eq} = \frac{4 \cdot p^2}{\pi \cdot d_e} - d_e = \frac{4 \cdot 0,03175^2}{3,14 \cdot 0,0254} - 0,0254 = \boxed{0,025157324 \text{ m}}$$

➤ Nombre de Reynolds:

$$R_{eCT} = \frac{D_{eq} \cdot G_{CT}}{\nu'} = \frac{0,025157324 \cdot 1987268,706}{1,5} = \boxed{28581,21649}$$

On a : $j_h = 83$ et $f = 0,13$(d'après l'annexe n°9)

$$\frac{h_0}{\phi_c} = j_h \cdot \frac{\lambda'}{D_{eq}} \left(\frac{cp' \cdot \nu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}} = 83 \cdot \frac{0,1069}{0,025157324} \left(\frac{0,620 \cdot 1,5}{0,1069} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{725,373 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}}$$

➤ Température de tube :

$$t_t = T_C - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_{i0}}{\phi_t} + \frac{h_0}{\phi_c}} (T_C - t_c) \Rightarrow t_t = 172,28 - \frac{1005,802685}{1005,802685 + 725,373} (172,28 - 36)$$

Alors : $\boxed{t_t = 93,1 \text{ °C}}$

➤ Viscosité du brut à $t_t=93,1 \text{ °C}$

$$\nu_t = 1,12 \text{ cst} \Rightarrow \phi_t = \left(\frac{\nu}{\nu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,33}{1,12} \right)^{0,14} = \boxed{1,108}$$

$$h_{i0} = \frac{h_{i0}}{\phi_t} \cdot \phi_t = 1005,802685 \cdot 1,108 = \boxed{1114,42 \text{ kcal / h m}^2 \cdot \text{°C}}$$

➤ Viscosité du gasoil à $t_t=93,1 \text{ °C}$

$$\nu'_t = 1,3 \text{ cst}$$

$$\phi_c = \left(\frac{\nu'}{\nu'_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,580}{1,3} \right)^{0,14} = \boxed{0,893}$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_c} \cdot \phi_c = 725,373 \cdot 0,893 = \boxed{647,758 \text{ kcal / h m}^2 \cdot \text{°C}}$$

➤ Coefficient de transfert propre U_p :

$$U_p = \frac{h_{i0} \cdot h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{1114,42 \cdot 647,758}{1114,42 + 647,758} = \boxed{409,649 \text{ kcal / h m}^2 \cdot \text{°C}}$$

➤ Résistance d'encrassement R_s :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \cdot U_s} = \frac{409,649 - 379,8}{409,649 \cdot 379,8} = \boxed{1,918 \cdot 10^{-4} \text{ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C} / \text{k cal}}$$

➤ Perte de charge à travers les tubes:

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_T^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] = \frac{1.2.6983302,793^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,780} \left[\frac{0,018 \cdot 6,096}{0,01986 \cdot 1,108} + 2 \right]$$

Alors : $\boxed{\Delta P_t = 0,68 \text{ kg} / \text{cm}^2}$

➤ Perte de charge à travers la calandre:

$$\Delta P_C = \frac{n_c \cdot f_{CT} \cdot G_{CT} \cdot (N_C + 1) D_C}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d \cdot D_{eq} \cdot \phi_C} = \frac{1.0.13.1987268,706^2 \cdot (30 + 1) \cdot 0,843}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,72 \cdot 0,025157324 \cdot 0,893}$$

Alors : $\boxed{\Delta P_C = 0,65 \text{ kg} / \text{cm}^2}$

III.5. Calcul des pertes de charge de l'échangeur E_2 avec les données réelles (mars 2005):

Tableau(III.02): Présente les données réelles de l'échangeur E_2 .

Dimensions	calandre	Faisceau
produits	Gasol léger	Brut
Débit (kg / h)	81500	469190
Densité à 15 °C	0,8374	0,80025
Chaleur spécifique (k cal / kg °C)	0,619	0,472
Températures (°C)	In	235
	Out	123
Résistance d'encrassement (h m ² °C / k cal)	0,0006	0,0004

➤ Bilan thermique :

Brut : $Q = m C_p \cdot (t_2 - t_1) = 469190 \cdot 0,472 \cdot (53 - 25) = \boxed{6 \cdot 10^6 \text{ kcal} / \text{h}}$

Gasol : $Q = M C_p' \cdot (T_1 - T_2) = 81500 \cdot 0,619 \cdot (235 - 123) = \boxed{6 \cdot 10^6 \text{ kcal} / \text{h}}$

➤ **Température moyenne logarithmique:**

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(235 - 53) - (123 - 25)}{\ln \frac{235 - 53}{123 - 25}} = \boxed{135,7 \text{ °C}}$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{53 - 25}{235 - 25} = \frac{28}{210} = \boxed{0,13}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{235 - 123}{53 - 25} = \boxed{4}$$

On a : $n_t = 2$ passes

Et $n_c = 1$ passe

} Facteur de correction $F = 0,975$ (d'après l'annexe n°2)

$$\Delta TLM_{\text{corrigé}} = \Delta TLM \cdot F = 0,975 \cdot 135,7 = 132,30 \text{ °C}$$

➤ **Température calorique:**

Fluide visqueux gasoil léger:

$$F_C = f(K_C, r)$$

Avec $K_C = f(\Delta t, d)$ et $r = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{123 - 25}{235 - 53} = \boxed{0,538}$

Donc $K_C = f(\Delta t, d) = f(112, 0,8374) = \boxed{0,31}$

Alors $F_C = f(K_C, r) = f(0,31, 0,538) = \boxed{0,43}$ (F_C d'après l'annexe n°4)

$$T_C = T_2 + F_C(T_1 - T_2) = 123 + 0,43(235 - 123) = \boxed{171,16 \text{ °C}}$$

$$t_C = t_1 + F_C \cdot (t_2 - t_1) = 25 + 0,43(53 - 25) = \boxed{37,04 \text{ °C}}$$

➤ **Côte faisceaux : brut**

➤ **Caractéristiques du brut à $t_c = 37,04 \text{ °C}$**

$C_p = 0,490 \text{ kcal /kg.°C}$(d'après l'annexe n°5)

$d=0,790$(d'après l'annexe n°6)

$\lambda = 0,117 \text{ kcal / h.m}^2 \text{ (}^\circ\text{C/m)}$(d'après l'annexe n°7)

$v=2.40 \text{ cst} = 6,74 \text{ kg/h.m}$

➤ **Section par passé:**

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} \cdot \pi \cdot \frac{d_i^2}{4} = \frac{434}{2} \cdot \pi \cdot \frac{(0,01986)^2}{4} = \boxed{0,0671874 \text{ m}^2}$$

➤ **Vitesse massique:**

$$G_T = \frac{m}{a_t} = \frac{469190}{0,0671874} = \boxed{6983302,714 \text{ kg / h.m}^2}$$

➤ **Nombre de Reynolds:**

$$R_e = \frac{d_i \cdot G_T}{v} = \frac{0,01986 \cdot 6983302,714}{6,74} = \boxed{20576,912}$$

$J_h = 75$ et $f = 0,018$(d'après l'annexe n°8)

$$\frac{h_i}{\phi_t} = J_h \cdot \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{Cp \cdot v}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{75 \cdot 0,117}{0,01986} \left(\frac{0,490 \cdot 6,74}{0,117} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{1345,31 \text{ kcal / h.m}^2\text{C}}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_e} = 1345,31 \cdot \frac{0,01986}{0,0254} = \boxed{1051,889 \text{ kcal / h.m}^2\text{C}}$$

➤ **Côté calandre : gasoil léger**

➤ **Caractéristiques du gasoil á $t_c=171,16$ °C**

$Cp' = 0,620$ (d'après l'annexe n°5)

$d'=0,720$(d'après l'annexe n°6)

$\lambda' = 0,108$ (d'après l'annexe n°7)

$v'=0,580 \text{ cst} = 1,5 \text{ kg /h.m}$

➤ **Section par passe:**

$$a_{CT} = \sqrt{2} \frac{D_c}{P} (P - d_e) B = \sqrt{2} \cdot \frac{0,843}{0,03175} (0,03175 - 0,0254) 0,172 = \boxed{0,041011061 \text{ m}^2}$$

➤ **Vitesse massique:**

$$G_{CT} = \frac{M}{a_{CT}} = \frac{81500}{0,041011061} = \boxed{1987268,706 \text{ Kg/h.m}^2}$$

➤ **Diamètre équivalent:**

$$D_{eq} = \frac{4.P^2}{\pi.d_e} - d_e = \frac{4.(0,03175)^2}{\pi.(0,0254)} - 0,0254 = \boxed{0,025157324 \text{ m}}$$

➤ **Nombre de Reynolds:**

$$Re_{CT} = \frac{D_{eq} \cdot G_{CT}}{\nu} = \frac{0,025157324 \cdot 1987268,706}{1,5} = \boxed{33329,575}$$

$J_h = 110$ et $f = 0,13$(d'après l'annexe n°8)

$$\frac{h_o}{\phi_c} = J_h \cdot \frac{\lambda}{D_{eq}} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{110 \cdot 0,108}{0,025157324} \left(\frac{0,620 \cdot 1,5}{0,108} \right)^{\frac{1}{3}} = \boxed{967,917 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Température du tube:**

$$t_t = T_c - \frac{h_{io} / \phi_t}{h_{io} / \phi_t + h_o / \phi_c} (T_c - t_c) = 171,16 - \frac{1051,889}{1051,889 + 967,917} (171,16 - 37,04)$$

$$\boxed{t_t = 101,31\text{°C}}$$

➤ **Viscosité du brut à $t_t = 101,31\text{°C}$**

$$\nu_t = 1,10 \text{ cst } \phi_t = \left(\frac{\nu}{\nu_t} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,40}{1,10} \right)^{0,14} = \boxed{1,115410}$$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \phi_t = 1051,898 \cdot 1,115410 = \boxed{1173,2977 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Viscosité du gasoil à $t_i=101,31$ °C**

$$\nu'_t = 1,32 \text{ cst} \Rightarrow \phi_c = \left(\frac{0,580}{1,32} \right)^{0,14} = \boxed{0,891250}$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_c} \cdot \phi_c = 967,917 \cdot 0,891250 = \boxed{862,65 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Coefficient globale d'échange propre U_p :**

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1173,2977 \cdot 862,65}{1173,2977 + 862,65} = \boxed{497,137 \text{ kcal / h.m}^2\text{°C}}$$

➤ **Coefficient global d'échange en service U_s :**

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{U_p} + R_{ST}$$

$$\left. \begin{array}{l} R_{ST} = R_{io} + R_{Sio} \\ R_{Sio} = R_{Si} \cdot \frac{d_o}{d_i} \end{array} \right\} \begin{array}{l} R_{Si} = 6 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C / kcal} \rightarrow \text{pour le gasoil.} \\ R_{io} = 4 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C / kcal} \rightarrow \text{pour le brut} \end{array}$$

$$R_{ST} = 6 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{0,0254}{0,01986} + 4 \cdot 10^{-4} = \boxed{11,6737 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2\text{°C/kcal}}$$

$$U_s = \frac{1}{\frac{1}{U_p} + R_{ST}} = \frac{1}{\frac{1}{497,137} + 11,6737 \cdot 10^{-4}} = \boxed{314,57 \text{ m}^2}$$

➤ **Perte de charge côté faisceaux:**

$$\Delta P_t = \frac{n_c \cdot n_t \cdot G_T^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{f \cdot L}{d_i \cdot \phi_t} + 2 \right] = \frac{1,2 \cdot (6983302,714)^2}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,789} \left[\frac{0,018 \cdot 6,096}{0,01986 \cdot 1,115410} + 2 \right]$$

$$\boxed{\Delta P_t = 0,70 \text{ kg / cm}^2}$$

➤ **Perte de charge côté calandre:**

$$\Delta P_C = \frac{n_C \cdot f \cdot G_{CT}^2 (N_C + 1) \cdot D_C}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d \cdot D_{eq} \cdot \phi_C} = \frac{1,0,13 \cdot (1987268,706)^2 \cdot (30 + 1) \cdot 0,843}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot 0,720 \cdot 0,025157324 \cdot 0,89125}$$

$$\Delta P_C = 0,67 \text{ kg/cm}^2$$

III.6. Calcul de la perte de charge au niveau des nouvelles lignes du train de préchauffe:

Pour le calcul de la perte de charge au niveau des pipes on utilisera la formule suivant :

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{\lambda \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot D}$$

Ou : ΔP : perte de charge en Kg/cm²

L : longueur équivalente de la conduite en m

ρ : densité du produit en Kg/m³

v : vitesse du produit en m/s

D : diamètre de la calandre en m

λ : Coefficient de perte de charge. Ce dernier est fixe a partir du diagramme de MOODY (voir l'annexe n°10) qui nous donne $\lambda = f\left(R_e, \frac{\varepsilon}{D}\right)$ avec $\frac{\varepsilon}{D}$ rugosité relative cette valeur est tire pour chaque diamètre.

La spécification des tubes est : tubes étires A.P.I 5L qui nous donne $\varepsilon = 0,0018$ in.

III.6.1. Calcul de perte de charge lignes entrée échangeur E₂ côté brut (les données obtenus à partir l'annexe n°11) :

➤ **diamètre minimal = 10''**

- diamètre extérieur = 0,27305 m

- diamètre intérieur = 0,25451 m

- section = 0,0508745 m²

- longueur = 3,6919 m
- débit du brut = 96300 Kg/h=1178,88 m³/h
- densité = 0,7987
- viscosité = 2,19 10⁻³ Kg/s.m

$$- \frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0018}{10} = 0,00018$$

$$- g = \frac{Q}{S} = \frac{1178,88}{0,0508745.3600} = \boxed{6,4 \text{ m/s}}$$

$$R_e = \frac{\rho.v.D}{\nu} = \frac{0,7987.6,4.0,2541}{2,19.10^{-3}} = \boxed{593,09}$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,013$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{\lambda.0,5.\rho.v^2}{D} = \frac{0,014.0,5.798,7.6,41^2}{0,25451} = 901,23$$

$$\Delta P_1 = 901,23.0,6919 = \boxed{0,357 \text{ Kg/cm}^2}$$

➤ **Diamètre nominal =14" :**

- Diamètre extérieur = 0,3566 m
- Diamètre intérieur = 0,33655 m
- Section = 0,08896 m²

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,000128$$

$$R_e = \frac{\rho.v.D}{\nu} = \frac{0,7987.3,68.0,33655}{2,19.10^{-3}} = \boxed{451,68}$$

$$\frac{\Delta P_2}{L} = \frac{\lambda.\rho.0,5.v^2}{D} = \frac{0,0123.798,7.0,5.3,68^2}{0,33655} = 197,65$$

$$\Delta P_2 = 197,65.5,22 = \boxed{0,1032 \text{ Kg/cm}^2}$$

➤ **Diamètre nominal 10'' :**

A ce niveau le débit est partagé en deux pour alimenter les deux échangeurs en parallèle.

$$g = \frac{Q}{S} = \frac{589,44}{0,0508745 \cdot 3600} = 3,2 \text{ m/s}$$

$$R_e = 296,54$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,014$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_3}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,014 \cdot 0,5 \cdot 798,7 \cdot 3,2^2}{0,25451} = 225,31$$

$$\Delta P_3 = 225,31 \cdot 0,241 = \boxed{0,0054 \text{ Kg/cm}^2}$$

$$\Delta P_{total} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 = 0,357 + 0,1032 + 0,0054 = 0,46 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\boxed{\Delta P_{total} \text{ ligne entre brut} = 0,46 \text{ Kg/cm}^2}$$

III.6.2.Perte de charge au niveau des lignes sortie brut d'échangeur E₂:

➤ **Diamètre nominal =10'' :**

$$- \frac{\varepsilon}{D} = 0,00018$$

$$- g = 3,20 \text{ m/s}$$

$$- R_e = 297,2$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,014$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_1}{L} = \frac{\rho \cdot 0,5 \cdot \lambda \cdot v^2}{D} = \frac{799 \cdot 0,5 \cdot 0,014 \cdot 3,207^2}{0,25451} = 226,295$$

$$\Delta P_1 = 226,295 \cdot 0,2054 = \boxed{0,004648 \text{ Kg/cm}^2}$$

➤ **Diamètre nominal = 14'':**

$$- \frac{\varepsilon}{D} = 0,00012$$

$$- \varrho = 3,66 \text{ m/s}$$

$$- R_e = 339,1761$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,0125$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_2}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,0125 \cdot 0,5 \cdot 798,7 \cdot 3,66^2}{0,33655} = 198,7$$

$$\Delta P_2 = 198,7 \cdot 23,05671 = \boxed{0,45 \text{ Kg/cm}^2}$$

➤ **Diamètre nominal = 10'':**

Le débit total est constitué de la somme des deux débits sortant des deux échangeurs

$$- \frac{\varepsilon}{D} = 0,00018$$

$$- \varrho = 6,414 \text{ m/s}$$

$$- R_e = 594,4$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,0125$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_3}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,0125 \cdot 0,5 \cdot 798,7 \cdot 6,414^2}{0,25451} = 795,26$$

$$\Delta P_3 = 795,26 \cdot 1,572 = \boxed{0,136 \text{ Kg/cm}^2}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 = 0,004648 + 0,45 + 0,136 = 0,59$$

$$\boxed{\Delta P_{TOTAL} \text{ Sortie brut} = 0,59 \text{ Kg/cm}^2}$$

III.6.3. Calcul de perte de charge des ligne entré échangeur E₂ côté gasoil léger:

➤ **Diamètre nominal = 6" :**

- Diamètre extérieur = 0,16827 m

- Diamètre intérieur = 0,15405 m

- Section = 0,0186386 m²

- Débit gasoil léger = 16300 Kg/h = 236,23 m³/h

- Densité à l'entrée = 0,690

- Viscosité à l'entrée = 2,48.10⁻⁴ Kg/s.m

$$g = 3,52 \text{ m/s}$$

$$R_e = 1906,78$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,0155$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_1}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,0155 \cdot 0,5 \cdot 690 \cdot 3,82^2}{0,15405} = 416,2305$$

$$\Delta P_1 = 416,2305 \cdot 0,9019 = \boxed{0,0375 \text{ Kg/cm}^2}$$

➤ **Diamètre nominal = 6" :**

Le débit a ce niveau est partage en deux parties.

$$- \frac{\varepsilon}{D} = 0,0003$$

$$- g = 1,76 \text{ m/s}$$

$$- R_e = 754,34$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,015$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_2}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,015 \cdot 0,5 \cdot 690 \cdot 1,76^2}{0,15405} = 104,05$$

$$\Delta P_2 = 104,05 \cdot 0,2419 = \boxed{0,0025 \text{ Kg/cm}^2}$$

➤ **Diamètre nominal = 8'' :**

Diamètre extérieur = 0,21907 m

Diamètre intérieur = 0,20272 m

Section = 0,0322767 m²

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,000225 \quad \text{et} \quad g = 2,03 \text{ m/s}$$

$$R_e = 1170,26$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,0145$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_3}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,0145 \cdot 0,5 \cdot 690 \cdot 2,03^2}{0,2072} = 99,49$$

$$\Delta P_3 = 99,49 \cdot 4,9701 = \boxed{0,0494 \text{ Kg/cm}^2}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 = 0,0375 + 0,0025 + 0,0494$$

$$\boxed{\Delta P_{TOTAL} = 0,0894 \text{ kg/cm}^2}$$

III.6.4. Perte charge des lignes du gasoil léger sortie échangeur E₂ :

➤ **Diamètre nominal = 6''**

$$- \frac{\varepsilon}{D} = 0,0003$$

$$g = 3,47$$

$$- R_e = 585,46$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,016$ (voir l'annexe n°10)

- viscosité du gasoil léger à la température de sortie de l'échangeur: $6,3 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/s.m}$

$$\frac{\Delta P_1}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,016 \cdot 0,5 \cdot 690 \cdot 3,47^2}{0,15405} = 431,45$$

$$\Delta P_1 = 431,45 \cdot 0,6728 = \boxed{0,029 \text{ Kg/cm}^2}$$

➤ **Diamètre nominal = 8''**

$$- \frac{\varepsilon}{D} = 0,00025$$

$$- g = 2,003 \text{ m/s}$$

$$- R_e = 454,54$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,0165$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_2}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,0165 \cdot 0,5 \cdot 690 \cdot 2,003^2}{0,20272} = 112,66$$

$$\Delta P_2 = 112,66 \cdot 5,7427 = \boxed{0,064 \text{ Kg/cm}}$$

➤ **Diamètre nominal = 6''**

$$- \frac{\varepsilon}{D} = 0,0003$$

$$- g = 1,73 \text{ m/s}$$

$$- R_e = 291,88$$

A partir de diagramme de MOODY on tire $\lambda = 0,017$ (voir l'annexe n°10)

$$\frac{\Delta P_3}{L} = \frac{\lambda \cdot 0,5 \cdot \rho \cdot v^2}{D} = \frac{0,017 \cdot 0,5 \cdot 690 \cdot 1,73^2}{0,15405} = 113,945$$

$$\Delta P_3 = 113,945 \cdot 0,2332 = 0,0026 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\boxed{\Delta P_3 = 0,0026 \text{ Kg/cm}^2}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 = 0,029 + 0,0669 + 0,0026 = 0,0985$$

$$\boxed{\Delta P_{TOTAL} \text{ lignes gasoil léger sortie échangeurs} = 0,0985 \text{ Kg/cm}^2}$$

Tableau(III.03): Résultats de l'échangeur E₁.

caractéristique	Résultats des données du constructeur	Résultats des données réelles
Quantité de chaleur	10. 10 ⁶	11,5. 10 ⁶
ΔTLM	142,91	141,67
Surface d'échange	184,23	215
Température de tube	87,53	89,77
Perte de charge coté calandre	0,570	0,934
Perte de charge coté tube	0,289	0,328

Tableau(III.04): Résultats de l'échangeur E₂.

caractéristique	Résultats des données du constructeur	Résultats des données réelles
Quantité de chaleur	5. 10 ⁶	6. 10 ⁶
ΔTLM	136,92	135,7
Surface d'échange	108,47	140,50
Température de tube	93,10	101.31
Perte de charge coté calandre	0,68	0,70
Perte de charge coté tube	0,65	0,67

Conclusion

D'après les résultats présentés dans les deux tableaux précédents, nous concluons que la perte de charge augmente avec la surface d'échange dans l'échangeur de chaleur.

Pour cela, les industriels préfèrent d'utiliser deux échangeurs en parallèle avec surface d'échange faible pour minimiser les pertes de charge.

Conclusion

Après les procédés d'exploitation et forage du pétrole brut, le pétrole brut doit être traité par l'opération de dessalage, réalisée dans toutes les installations de distillation atmosphérique, consiste à éliminer l'eau, les sédiments et les sels minéraux contenus dans les bruts.

Avant l'unité de dessalage, Le brut venant des bacs de puits passe à travers un 1^{er} train de préchauffe pour être chauffé ($T > 110^{\circ}\text{C}$).

Dans notre travail, on a calculé les pertes de charge dans un tronçon de train de préchauffe (brut / gasoil) qui comporte deux échangeurs arrangés en parallèle qui permet de minimiser la surface d'échange ce qui diminue la perte de charge. c'est le point de vue économique.

A la fin de cette étude, les résultats obtenus par la méthode de KERN sont proches des données de constructeur, alors on conclut que la méthode précédente donne de bons résultats pour les calculs des pertes de charge et les dimensionnements des échangeurs de chaleur.

Bibliographie

- [1]: C.E. Chitour, Raffinage du pétrole, tome 1, édition OPU, (1983) , page 717.
- [2]: P. leprince, procédés de transformation, institut français du pétrole, éditions technip1998 , page 911.
- [3] : J.P. Wauquier. Pétrole brut, Produits pétroliers, Schémas de fabrication. Institut français du pétrole, édition Technip, (1994), Pages : 3-11.
- [4]: P.WUITHIER, Raffinage et génie chimique Tome I, Edition technip, 1972, Page 9.
- [5]: J. Pierre, pétrole brut produits pétrolier Tome I, IFP Édition technip paris, 1994, page : 651-653.
- [6]: IFP.Training, Matériel Thermique, Edition ENSPM Formation Industrie, 2005, Pages :1-6.
- [7]: P.Trambouze, Matériels et équipements Tome IV, institut français du pétrole, éditions technip1999, Pages : 238-243, 277-279.
- [8]: Total, Exploration et Production (Les Échangeurs), Support de Formation EXP-PR-EQ120-FR, 2007, Pages : 18-20.
- [9] : A. Bouvenot, transferts de chaleur, Masson, paris, 1981, Page 177.
- [10] : Y. Jannot, Transferts et échangeurs de chaleur, 2002, Pages : 99-100.
- [11] : IFP.Training, écoulement de fluide, Edition ENSPM Formation Industrie, 2006, Page 1.
- [12] : IFP.Training, grandeurs physiques, Edition ENSPM Formation Industrie, 2005, Pages : 1-3.
- [13] : IFP.Training, grandeurs physiques, Edition ENSPM Formation Industrie, 2006, Pages : 1-2.
- [14] : R. B. Hamouda, notions de mécanique des fluides, centre de Publication Universitaire, Tunis, 2008, Page 94.
- [15] : P.WUITHIER, Raffinage et génie chimique Tome II, Edition technip paris,1972, Pages : 1047-1100.