



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



Université Amar Thelidji- Laghouat

FACULTE : TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT : GÉNIE DES PROCÉDÉS

MEMOIRE DE MASTER

Présenté par : BENLARBI BOUCHRA

TAMIM NAIMA

DOMAINE : Sciences et Technologies

FILIERE : Génie des procédés

OPTION : Génie chimique

Thème

**Etude et dimensionnement de l'échangeur de chaleur
à tube et calandre**

Jury de soutenance :

Nom et prénom	Grade	Qualité
BOUARAR FAHIMA	MCB	président
BOUDULLIOUA HICHEM	MCB	Examineur
MERIGUI KHALED	MAA	Rapporteur

Année Universitaire : 2022-2023




Remerciements

Nous tenons à remercier en premier lieu Dieu le tout puissant de nous avoir donné le souffle et l'aptitude pour mener à terme ce travail.

*Nous exprimons notre profonde gratitude à notre professeur, le Dr qui nous a **Merigui Khaled** encadrés et dirigés et le remercions pour tous ses conseils et son aide tout au long de cette période.*

*Nous vifs à remerciments vont également aux membres de jury, Dr. **Bouellioua Hichem** et Dr. **Bouarar Fahima** d'avoir accepté d'examiner notre travail et de l'enrichir par leurs propositions.*

*Nous remercions également le chef du département Pr. **Benalia Mokhtar** et tous les enseignants du département Génie des procédés pour tout ce qu'ils ont fourni, de près ou de loin, des études ou des conseils.*



Enfin nous ne pouvons terminer cette lettre sans exprimer notre gratitude et nos remerciments à nos parents qui nous ont soutenus du début à la fin des travaux.

Dédicace



Je remercie Dieu Tout-Puissant qui m'a permis d'accomplir ce travail.

Je dédie ce modeste travail à ceux qui sont la source de mon Inspiration et mon courage.

A ma très chère mère, qui ma donne toujours l'espoir de vivre et qui n'a jamais cessé de prier pour moi.

A mon très cher père, pour ces encouragements et son soutien, et surtout pour son sacrifice afin que rien n'entravé le déroulement de mes études.

*A mes frères : **Islam** et **Israa***

*A la famille : **Benlarbi***

*A toutes mes amies pour leurs encouragements. A mon encadreur Mr **Merigui Khaled**. A qui m'a dirigé dans ce labeur.*



Bouchra

Dédicaces



Avec l'aide de Dieu le tout puissant qui m'a éclairé les chemins du savoir, j'ai pu réaliser ce modeste travail que je dédie à Mes très chers parents, avec tout mon amour, ma tendresse et mon estime, je n'arriverai jamais à leurs rendre ce qu'ils ont fait pour moi. Que Dieu vous protège.

*A mes sœurs, **Nesreen** et **Zahra** et **Ludjain** et **Omima** et mes frères **Abd Elkarim** pour tout l'amour qu'ils m'apportent et leur soutien*

A l'âme de ma pure grand-mère, que Dieu lui fasse miséricorde

*A toute la famille : **Tamime***

*A toutes mes amies pour leurs encouragements. A mon encadreur Mr **MERIGUI KHALED** .A qui m'a dirigé dans ce labeur.*



Naima

Tableau des matières

REMERCIEMENT

Dédicaces

LISTE DES FIGURIE

LISTE DES TABLEA

INTRODUCTION

CHAPITER I-GENERALITE SUR LES ECHANGEURS DE CHALEUR

I.1) Introduction	01
I.2) Type des échangeurs de chaleur	02
I.3) éléments de échangeur	03
I.4) Utilisations des échangeurs de chaleur	07
I.5) Classification des échangeurs de chaleur	07
I.6) Le problème présent dans l'échangeur de chaleur	09
I.7) L'encrassement	09
I.8) Maintenance	09
I.9) Vérification de la qualité de L'échangeur de chaleur existant	10
I.10) Démarrage de l'échangeur de chaleur.....	10
Conclusion	10

CHAPITER II : CALCUL DE L'ECHANGEUR DE CHALEUR

II.1) PRINCIPE DE CALCUL D'UN ECHANGEUR.....	11
II.2) METHODES DE CALCUL ANALYTIQUE	11
II.3) CALCUL DE VERIFICATION DE L'ECHANGEUR DE CHALEUR	16
II.4) LE CALCUL	17
II.5) TABLEAU RESUMENT LES RESULTATS.....	27

CHAPITER III : DIMENSIONNEMENT D'UN ECHANGEUR

III.1) DONNEES DE CALCUL	29
--------------------------------	----

III.2) TABLEAU RESUME LES RESULTATS	40
III.3) SCHEMA DE NOUVELLE INSTALLATION	41
-CONCLUSION GENERALE	43
-BIBLIOGRAPHIE	
-ANNEXE I	
-ANNEXE I	

Liste des figures

Chapitre I

Figure I.1) : Types d'échangeurs tubulaires	03
Figure I.2) : Echangeur à tube et calandre.....	04
Figure I.3) : Boite de distribution.....	04
Figure I.4) : Plaques tubulaires.....	05
Figure I.5) : Disposition des tubes.....	05
Figure I.6) : Type de chicane	06
Figure I.7) : Echangeur simple passe co-courant	07
Figure I.8) : Echangeur simple passe contre-courant.....	07
Figure I.9) : Echangeur multipass.....	08

Chapitre II

Figure II.1) : Principe de calcul thermique d'un échangeur.....	11
Figure II.2) : Calcul par la méthode de la différence moyenne.....	13
Figure II.3) : Schéma de l'installation existant.....	17
Figure II.4) : Diagramme des températures.....	20

Chapitre III

Figure III.1) : Schéma proposé.....	28
Figure III.2) : Problème du dimensionnement thermique dans l'installation	29
Figure III.3) : Diagramme des températures	34
Figure III.4) : Schéma de l'installation en parallèle	41

Annexe II

Annexe-II Figure-1 : Facteur de correction.

Annexe-II Figure-2 : Rapport de la conductivité thermique.

Annexe-II Figure-3 : Facteur de compressibilité.

Annexe-II Figure-4 : Viscosité dynamique.

Annexe-II Figure-5 : Rapport de la viscosité dynamique.

Annexe-II Figure-6 : Coefficient de friction.

Liste des figures

Annexe-II Figure-7 : Caractéristiques des tubes d'échangeur.

Annexe-II Figure-8 : Chaleur spécifique du gaz naturel.

Annexe-II Figure-9 : Matériaux des tubes et calandre.

Liste des tableaux

Chapitre II

Tableau II.1) Composition de la charge gaz brut coté tube	18
Tableau II.2) Conditions opératoires.....	18
Tableau II.3) Composition de la charge gaz de vente coté calandre	18
Tableau II.4) Condition opératoire	19
Tableau II.5) Résumé des résultats.....	27

Chapitre III

Tableau III-1 Résumé des résultats	40
--	----

Annexe I Annexe-1 Tableau-1 la chaleur spécifique moyenne de gaz brut.

Annexe-1 Tableau-2 masse volumique moyenne de gaz brut.

Annexe-1 Tableau-3 la chaleur spécifique moyenne de gaz sec.

Annexe-1 Tableau-4 la masse volumique moyenne gaz sec.

Annexe-1 Tableau -5 la chaleur spécifique moyenne de gaz brut (entrée).

Annexe-1 Tableau-6 la masse volumique de gaz brut (entrée).

Annexe-1 Tableau-7 la chaleur spécifique moyenne de gaz brut (sortie).

Annexe-1 Tableau-8 la masse volumique de gaz brut (sortie).

Annexe-1 Tableau-9 la chaleur spécifique moyenne de gaz sec (entrée).

Annexe-1 Tableau-10 la masse volumique de gaz sec (entrée).

Annexe-1 Tableau-11 la chaleur spécifique moyenne de gaz sec (sortie).

Annexe-1 Tableau-12 la masse volumique de gaz sec (sortie).

Annexe II

Annexe-II Tableau-1 le tableau des estimations.

Nomenclatures

Indice « c » : Côté calandre

Indice « t » : Côté tube

C_p	chaleur spécifique	J/kg.k
DTLM	Différence de la température logarithmique moyenne	(°C)
U	Coefficient d'échange global	W/K.m ²
D_0	Diamètre extérieur des tubes	(m)
D_i	Diamètre intérieur des tubes	(m)
l	Longueur des tube	(m)
e_t	Epaisseur des tubes	(m)
λ	Conductivité thermique	w/m.k
η	Viscosité dynamique	kg/m.s
ρ	Masse volumique	kg/m ³
D_C	Diamètre de la calandre	(m)
N_C	Nombre de chicanes	
B	Espacement entre les chicanes	
T_e	Température d'entrée	(K)
T_s	Température de sorti	(K)
P_e	Pression d'entrée	kg/cm ²
P_s	Pression de sortie	kg/cm ²
f	Facteur de friction	
S	Surface d'échange	m ²
h	Coefficient de transfert de chaleur	w/m ² .k

Nomenclatures

P_r	Nombre de Prandtl	
R_e	Nombre de Reynold	
\dot{m}	Débit massique	kg/s
Δp	Chute de pression	Pas
G_c	vitesse massique	kg/m ² .s
F	Facteur de correction de la température	
N_t	Nombre des tubes par calandre	

INTRODUCTON

INTRODUCTON

Les équipements statiques jouent un rôle important dans différents domaines Industriels ,et parmi ces équipements les échangeurs de chaleurs.

L'échangeur de chaleur est un appareil thermique de grande importance dans les installations thermiques et énergétiques il permet d'assurer le transfert de chaleur d'un liquide chaud a un fluide froid sans contact direct entre les deux. Le même fluide peut être conservé à l'état physique liquide ou gazeux [1]

Sans conteste les échangeurs de chaleur occupent une place essentielle et indispensable dans tous les systèmes thermiques, Pour améliorer le transfert de chaleur entre les surfaces froides et chaudes, des échangeurs de chaleur doivent être conçus. L'objectif principal d'entre eux est d'améliorer les systèmes thermiques et de réduire la taille.

Notre travail est divisé en trois chapitres :

Avant toute étude, il est nécessaire de mener une recherche bibliographique, qui permet une étude théorique de ces dispositifs. C'est l'objet du premier chapitre, où nous avons abordé tous les aspects théoriques des échangeurs de chaleur, Le deuxième chapitre est consacré à l'étude des méthodes de calcul des échangeurs de chaleur, Quant au troisième chapitre, nous l'avons consacré à la présentation de l'ensemble des approches analytiques et des méthodes de dimensionnement, permettant de calculer ces dispositifs, de déterminer leurs dimensions, de présenter et d'interpréter les résultats.

Chapitre I
GENERALITES SUR
ECHANGEURS DE CHALEUR

I. GENERALITES SUR ECHANGEURS DE CHALEUR

I.1) Introduction :

Dans les sociétés industrielles, l'échangeur de chaleur est un élément essentiel dans toute politique de maîtrise de l'énergie. Une grande partie (90%) de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique de ces procédés. Le choix d'un échangeur de chaleur, pour une application donnée, dépend de plusieurs paramètres : domaine de température et pression des fluides, propriétés physiques et agressivité des fluides, maintenance et encombrement.

I.2) Type des échangeurs de chaleur :

I.2.1) Echangeurs à plaques :

À surface primaire ou à surface secondaire (avec des ailettes) Les échangeurs à plaques ont les meilleures performances thermiques. Cependant leur efficacité importante a fait qu'ils sont actuellement largement utilisés pour des applications diverses. On les rencontre dans l'industrie du froid et de la cryogénie, dans l'industrie chimique et pétrochimique, dans l'industrie pharmaceutique, dans l'industrie alimentaire... [2].

I.2.2) Echangeurs à tube : (monotubes, coaxiaux ou multitubulaires) :

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

- a. **Échangeur monotube** (figure 2a), dans lequel le tube est placé à l'intérieur d'un réservoir et a généralement la forme d'un serpentin.
- b. **Échangeur coaxial** (figure 2b), dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés, en général, le fluide chaud ou le fluide à haute pression s'écoule dans le tube intérieur.
- c. **Échangeur multitubulaire**, existant sous quatre formes :
 - **échangeur à tubes séparés** (figure 2c) : à l'intérieur d'un tube de diamètre suffisant se trouvent placés plusieurs tubes de petit diamètre maintenus écartés par des entretoises.

- **échangeur à tubes rapprochés** (figure 2d) : pour maintenir les tubes et obtenir un passage suffisant pour le fluide extérieur au tube, on place un ruban enroulé en spirale autour de certains d'entre eux. Les tubes s'appuient les uns sur les autres par l'intermédiaire des rubans
- **échangeur à tubes ailettes** (figure 2e) : ces tubes permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique.
- **échangeur à tubes et calandre** (figure 2f) : c'est l'échangeur actuellement le plus répandu [2].

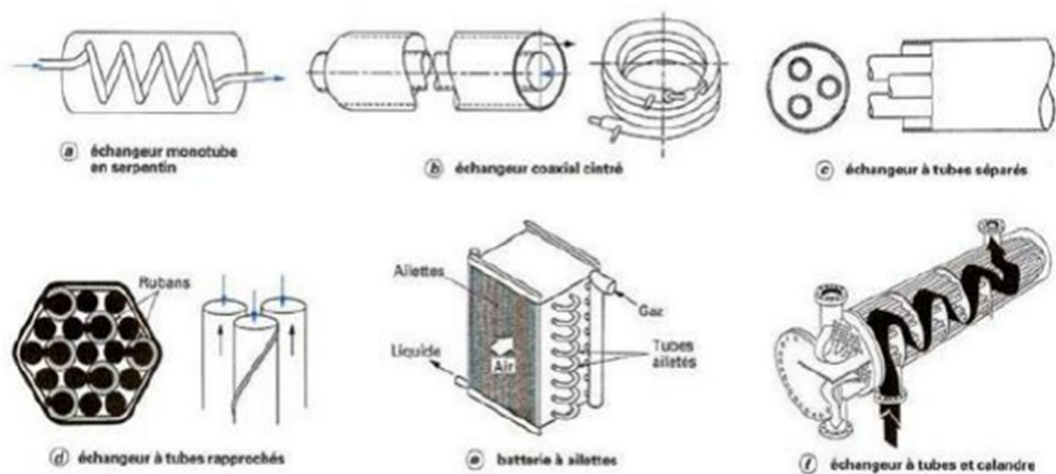


Figure I.1 : types d'échangeurs tubulaires [2]

I.3) éléments d'échangeur :

I.3.1) calandre :

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire. L'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaque de renforcement ou non, selon la pression de service. Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le levage et portera la plaque d'identité de l'appareil [3].

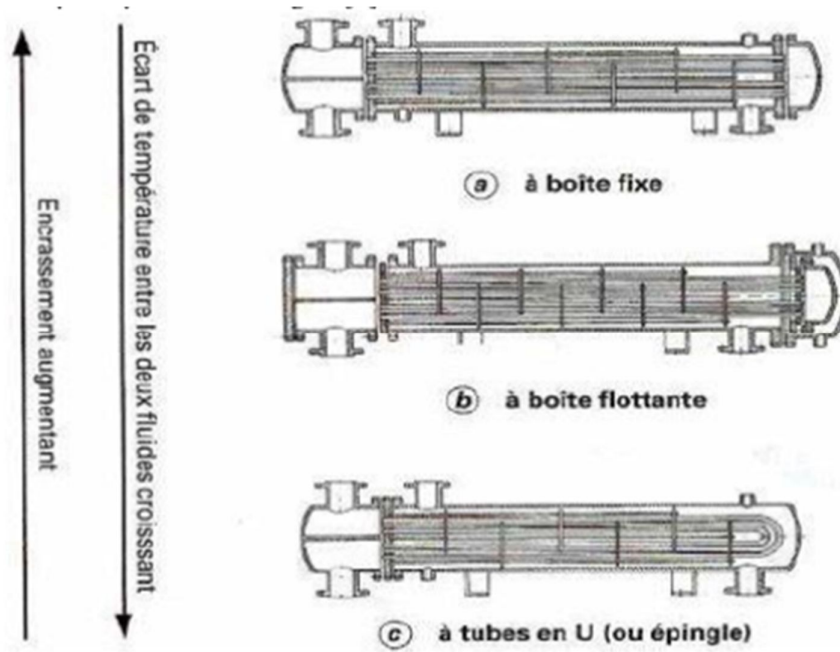


Figure I.2 : Echangeur à tube et calandre [3].

I.3.2) Boite de distribution :

C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes. Sauf pour le tube en U, il y a une boîte à chaque extrémité de l'échangeur. La disposition de la boîte dépend non seulement du type choisi, mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. La boîte est le plus souvent réalisée avec un matériau peu différent de celui des tubes [4].

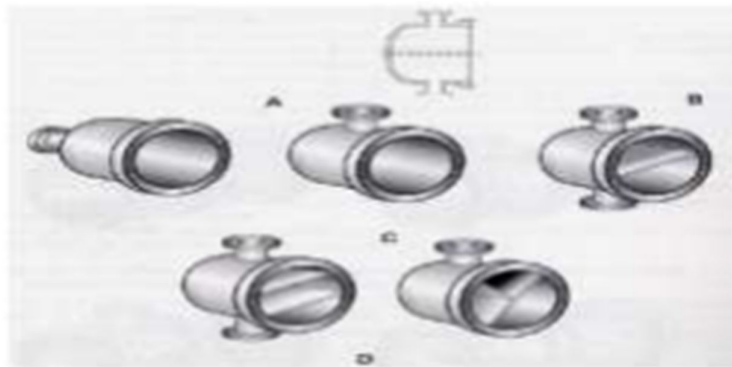


Figure I.3 : boîte de distribution [4].

I.3.3) Les Plaques tubulaires

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités, leurs épaisseurs varient entre 5 et 10 cm. Les tubes généralement sont fixés par : mandrinage, dudgeon nage, et par soudage dans les applications à haute pression [5].

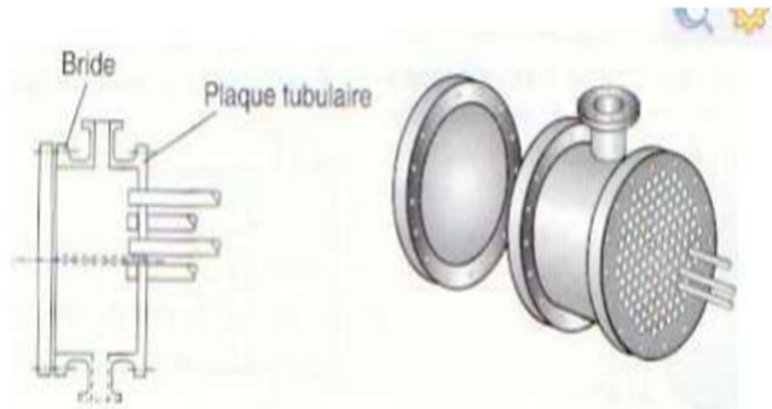


Figure I.4 : Plaques tubulaires [5].

I.3.4) faisceau

C'est l'ensemble des tubes constituant le faisceau. Les épaisseurs de tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham Wire Gage). La perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée ; elle s'effectue selon une disposition soit au pas carré, soit au pas triangulaire. Le pas est la distance centre à centre de deux tubes voisins.

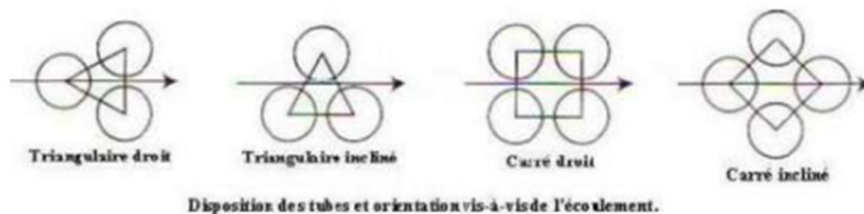


Figure I.5 : Disposition des tubes [5].

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 rend impossible leur nettoyage extérieur par insertion de grattoirs ou de racloirs à travers le

faisceau. Pour ces appareils, il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leu emploi pour des fluides propres [5].

I.3.5) Les chicane

Les chicanes peuvent avoir deux rôles :

- Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter les phénomènes de vibration
- Augmenter la vitesse du fluide

Il existe deux types de chicanes

I.3.5.1) Chicanes transversales

Sont généralement constituées par un disque ayant un diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre et comportant un segment libre dont la surface représente 20 à 45% de la section totale. Ces chicanes ont pour but d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre, et d'améliorer ainsi le transfert à l'extérieur du tube. Dans le cas des échangeurs horizontaux, une échancrure est aménagée à la partie inférieure des chicanes pour faciliter la vidange et le nettoyage et vite l'encrassement par stagnation à la partie inférieure.

Les chicanes transversales assurent la rigidité du faisceau tubulaire, elles sont solidaires à la plaque tubulaire fixe au moyen de tirant et entretoise qui occupent la place de tube les standards (TEMA) imposent un nombre de tirants entre 4 à 10.

I.3.5.2) Chicanes longitudinales

Sont généralement constituées par une simple tôle insérée au milieu du faisceau cette disposition oblige le fluide à effectuer un aller et un retour dans la calandre.



Figure I.6 : Type de chicane [5].

I.4) Utilisations des échangeurs de chaleur :

Les échangeurs de chaleur sont largement utilisés dans l'industrie et en particulier dans les domaines de la pétrochimie, l'automobile, chimie, l'agroalimentaire, le chauffage, la climatisation, la cryogénie ou ils sont utilisée pour élever ou ajouter des quantités de chaleur aux fluides traités dans toutes les branches d'activités humaines. Leurs études sont d'une grande nécessité pour la maîtrise de l'énergie [6].

I.5) Classification des échangeurs de chaleur :**I.5.1) Classification suivant le schéma de circulation des fluides :****❖ Echangeur simple passe :****a) Co- courant :**

Les deux fluides circulent parallèlement et dans la même direction.

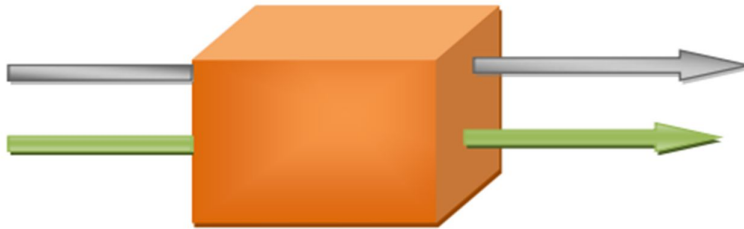


Figure I.7 : Echangeur simple passe co-courant.

b) Contre-courant :

Figure I.8 : Echangeur simple passe contre-courant.

c) Courant croisés :

Les deux fluides circulent perpendiculairement l'un à l'autre. Dans ce cas l'écoulement peut être mélangé ou non mélangé.

❖ **Echangeur multi passe :**

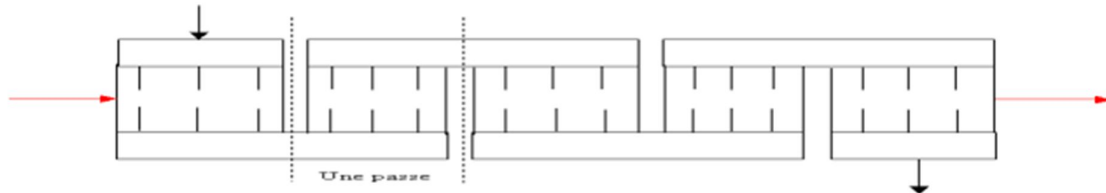


Figure I.9 : Echangeur multipassé .

I.5.2) Classification suivant le mode de transfert :

- ❖ Par conduction.
- ❖ Par Convection.
- ❖ Par rayonnement [6]

I.5.3) Classification selon le nombre des fluides :

- ❖ Deux fluides
- ❖ Trois fluides
- ❖ Nombre de fluides > 3

I.5.4) Classement fonctionnel :

- Un seul fluide à un écoulement avec changement de phase, cas des évaporateurs ou condenseurs.
- Les deux fluides ont un écoulement avec changement de phase, cas des évaporateurs [6]

I.5.5) Classification on suivant le matériau de la paroi d'échange :

- ❖ Echangeur non-métallique :(plastique, graphite, céramique, verre...) [7].
- ❖ Echangeur métallique : (acier, aluminium, cuivre [7]).

I.5.6) Classification suivant le type de constructeur :

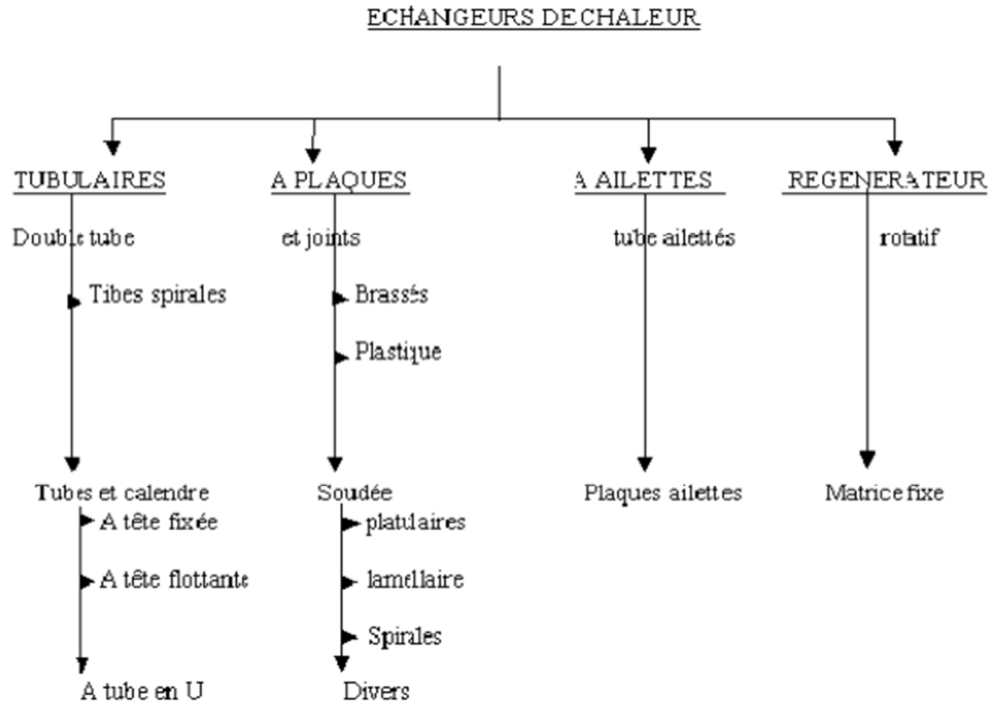


Figure I.9 : Différents types d'échangeur tubulaires [6]

I.6) Le problème présent dans l'échangeur de chaleur :

Il s'agit d'un encrassement excessif sur le côté de la coque, que affecte l'échangeur de chaleur, réduisant le transfert de chaleur entre le fluide froid (propane liquide) et le fluide chaud (propane gazeux).

I.7) L'encrassement :

L'encrassement est défini comme la formation des dépôts indésirables sur les surfaces de transfert de chaleur qui entravent le transfert de chaleur, ce qui entraîne une chute de pression plus élevée.

I.8) Maintenance :

Contrôle quotidien : Vérifier s'il y a des fuites de fluide dans les zones fermées de l'échangeur de chaleur.

Maintenance périodique : Réviser l'échangeur de chaleur et nettoyez les pièces selon le calendrier. Dans le même temps vérifiez s'il existe des fissures visibles.

I.9) Vérification de la qualité de L'échangeur de chaleur existant :

La première étape dans la vérification des performances consiste à recueillir des informations sur performances thermiques actuelles de l'échangeur de chaleur et a les comparer avec les conditions de conception .la deuxième partie consiste à examiner la procédure de maintenance périodique, examiner les méthodes de nettoyage et les résultats des performances de l'échangeur de chaleur après le nettoyage et effectuons une inspection pour détecter tout signe de fuites.

I.10) Démarrage de l'échangeur de chaleur :

Pendant le démarrage, il faut que toutes les conditions d'utilisation soient conformes aux spécifications de l'échangeur de chaleur. L'équipement ne doit pas être utilisé à des conditions dépassant les paramètres de conception. Démarrage de l'échangeur : les fluides doivent être introduits de manière à réduire la dilatation thermique entre la calandre et les tubes. L'échangeur peut être mis en service en remplissant d'abord le fluide plus froid, puis l'introduction progressive du fluide chaud [4].

Conclusion

Vu, l'existence d'une grande diversité d'échangeurs de chaleur, utilisés dans de nombreuses applications et différents domaines industriels et à cause de leur importance dans les unités de production. Il est nécessaire et important d'assurer une bonne rentabilité de ces unités et d'améliorer le rendement, qui dépend souvent, de l'état de surface des échangeurs ainsi que de leur fonctionnement. L'étude de ces dispositifs peut être analytique ou numérique. Les méthodes de calcul des échangeurs de chaleur feront l'objet du chapitre suivant.

Chapitre II
CALCUL DE L'ECHANGEUR

II) CALCUL DE L'ECHANGEUR :

II.1) Principe de calcul thermique d'un échangeur :

La figure (II-1) illustre dans son Principe, le calcul thermique d'un échangeur de chaleur en précisant :

- Les données nécessaires : données géométriques, de fonctionnement et propriétés

Physiques des fluides.

- 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.

- Les résultats, sous forme succincte (puissance thermique échangée et pertes de pression) ou forme plus détaillée (valeurs locales des coefficients d'échanges, nombres dimensionnels caractéristiques, etc....) [8].

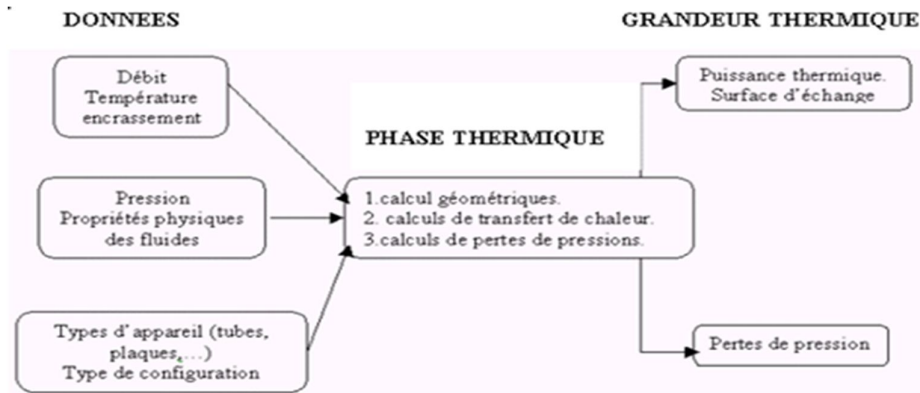


Figure II.1 : Principe de calcul thermique d'un échangeur.

II.2) Méthodes de calcul analytique :

II.2.1) Principes de calcul :

Plusieurs critères sont à considérer pour le dimensionnement d'un échangeur suivant son utilisation. La puissance thermique est toujours la principale préoccupation, mais le choix définitif de l'échangeur peut dépendre d'autres paramètres tels que [9] :

- Les pertes de pression ;
- L'encombrement ;
- La masse ;
- Une température de paroi à ne pas dépasser ;
- Les matériaux utilisés ;

Deux types de calcul thermique sont envisageables pour la caractérisation de l'échangeur :

- La détermination de surface d'échange S connaissant la puissance échangée et les températures d'entrée et de sortie des deux fluides.
- La détermination des températures de sorties des fluides, connaissant leurs températures d'entrée et la surface d'échange.

❖ **Méthode du DTML (DTML différence des températures de mélange moyenne logarithmique) :**

ΔT_{ML} : différence moyenne de température entre les deux fluides sur tout l'échangeur.

Cette méthode permet de déterminer la surface d'échange S connaissant la puissance échangée et les températures d'entrée et de sortie des deux fluides chaud et froid [10].

Considérons un échangeur tubulaire simple est constitué de deux tubes cylindriques coaxiaux. Un fluide (généralement le fluide chaud) circule dans le tube intérieur, et l'autre dans l'espace annulaire compris entre les deux tubes. Le transfert de chaleur du fluide chaud au fluide froid s'effectue à travers la paroi qui constitue le tube intérieur.

La valeur locale de la puissance élémentaire $d\phi$ échangée à travers un élément de surface dS est donnée par l'équation [11].

$$d\phi = U * dS * (T_1 + T_2) \quad (II-1)$$

Avec :

- U : coefficient d'échange global.
- T_1 et T_2 températures des fluides F_1 et F_2 de part et d'autre de la paroi.

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

$$S = \int \frac{1}{U*(T_1-T_2)} \quad (II-2)$$

L'intégration ne peut s'effectuer que pas si l'on connaît l'évolution du coefficient d'échange U en fonction des températures et T_1 et T_2 , dont l'évolution suivant l'écoulement doit elle-même être connue.

Globalement, la surface d'échange ne peut être calculée qu'en admettant les hypothèses suivantes :

- On définit une température moyenne caractéristique ;
- On suppose constant le coefficient d'échange global U déterminé à la température caractéristique d'échange. La surface s'obtient par la relation :

$$S = \frac{\phi}{U*F*DTLM} \quad (II-3)$$

Avec DTLM est la différence moyenne de température entre deux fluides sur tout l'échangeur. Dans la pratique, on préfère exprimer cette différence moyenne à partir de la différence moyenne logarithmique d'un échangeur à contre-courant calculé avec les mêmes températures d'entrée et de sortie des fluides, multipliée par un facteur correctif.

Ce facteur correctif F vaut 1 dans le cas d'un échangeur à contre-courant. Le déroulement de calcul peut se faire schématiquement par la **figure (II-2)** :

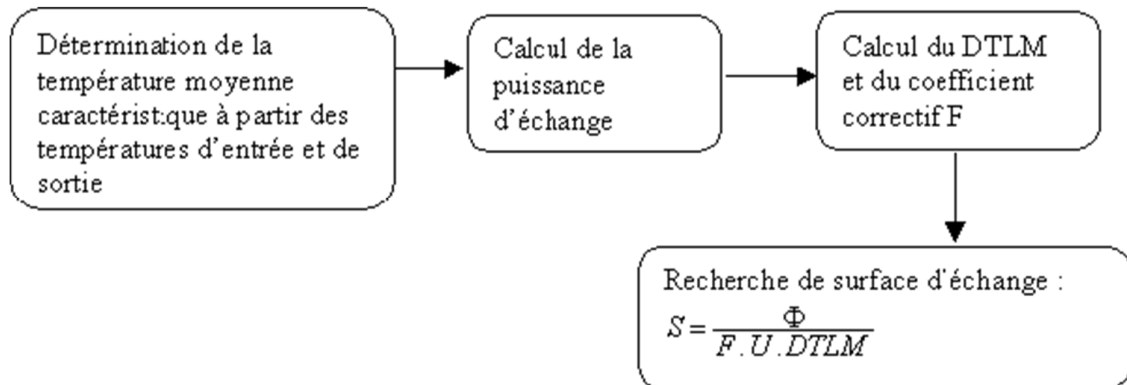


Figure II.2 : Schéma de calcul par la méthode de la différence moyenne.

Ainsi, cette méthode de calcul revient à écrire que la puissance thermique échangée est proportionnelle à l'aire de la surface d'échange et à la différence de température moyenne logarithmique.

II.2.2) Calculs thermiques des échangeurs tubulaires :

Dans ce qui suit nous allons introduire les différentes grandeurs caractéristiques, ainsi que l'enchaînement des différentes étapes d'une méthode de calcul simplifiée pour le dimensionnement des échangeurs tubulaires [12].

a) Grandeurs caractéristiques :

En général, l'échangeur de chaleur peut être caractérisé par les grandeurs suivantes :

- m_1 et m_2 : les débits massiques des deux fluides.
- C_1 et C_2 : les chaleurs massiques des deux fluides.
- T_{1e} et T_{2e} : les températures d'entrée des deux fluides.
- T_{1s} et T_{2s} : les températures de sortie des deux fluides.
- ϕ : le flux de chaleur échangé.
- U : le coefficient d'échange global.
- S : la surface d'échange.

b) Méthodes de calcul simplifié :

La méthode de calcul simplifié ci-après permet de déterminer un ordre de grandeur de la surface d'échange et une configuration d'écoulement pour un cas de dimensionnement assez général ou l'on se donne :

- Les débits des deux fluides en présence.
- Les températures entrées-sorties d'un des fluides, ainsi que la température d'entrée du second fluide [4].

C) Étapes de calcul :

- Détermination de température du second fluide à partir des équations de bilan :

$$\Phi = \dot{m}_1 * C_{p1} (T_{e1} - T_{s1}) = \dot{m}_2 * C_{p2} (T_{s2} - T_{e2}) \quad (II- 4)$$

- Calcul de l'écart de température moyen logarithmique.
- Calcul du nombre d'unité de transfert définissant le service thermique demandé ainsi que l'efficacité d'échange.
- Connaissant la géométrie de l'échangeur, il est nécessaire de choisir une vitesse caractéristique de l'écoulement dans les tubes.
- Calcul des coefficients de transfert de chaleur de chaque côtés des fluides considérés et cela en utilisant les corrélations appropriées.
- Evaluation du coefficient d'échange global de transfert de chaleur, sans tenir compte de l'encrassement (coefficient d'échange propre) pour un premier calcul, et en tenant compte de l'encrassement pour un deuxième calcul (coefficient d'échange encrassé).
- Calcul de la surface d'échange correspondante au coefficient d'échange calculé, et ceci suivant la méthode utilisée (méthode de la moyenne logarithmique).
- Comparaison entre la surface nécessaire pour réaliser le service demandé et la surface considérée au début.
- Calcul des pertes de charge sur chaque circuit à partir des corrélations appropriées.
- Comparaison avec les pertes de charges maximales admissibles.

II.3) Calcul de vérification de l'échangeur :**II.3.1) Caractéristiques de l'échangeur :****a) Coté tube :**

- le fluide circulant est : le gaz brut.
- Diamètre extérieur des tubes : $D_0 = 0.75'' = 0.75 * 25.4 = 19.05 \text{ mm}$
- Diamètre intérieur des tubes : $D_i = 14.85 \text{ mm}$
- Type des tubes : **BWG 14.**
- matériau des tubes : **SA-334 GR I**
- Longueur des tubes : $l=720'' = 720 * 25.4 = 18288 \text{ mm}$
- Pas triangulaire : $P = 28.575 \text{ mm}$
- Epaisseur : $et = 2.10 \text{ mm}$
- conductivité de l'acier du tube : $\lambda_p = 46 \text{ w/m. } ^\circ\text{k}$

b) Coté calandre :

- le fluide circulant est : **le gaz sec.**
- Diamètre de la calandre : $DC = 52'' = 1321 \text{ mm}$
- Nombre de chicanes : $NC = 38.$
- Espacement entre les chicanes : $B = 450.9 \text{ mm}$
- $x = 40\%$
- **Matériau de la calandre : SA-516 GR 70**
- Cotés tube ($C_p = 0.833 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C}$; $\mu_c = 0.0138 \text{ cp}$)
- Cotés calandre ($C_p = 0.74 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}. ^\circ\text{C}$; $\mu_f = 0.01234 \text{ cp}$)

II.3.2) Données de calcul :

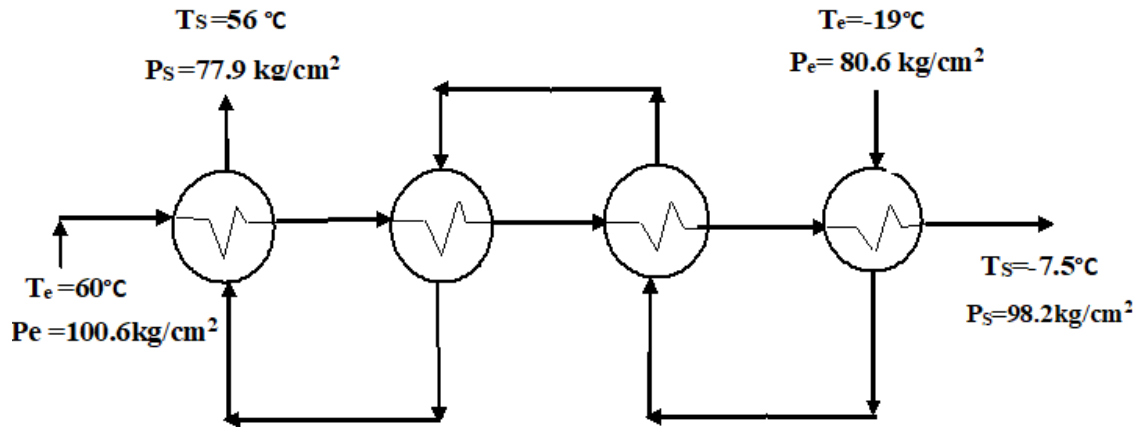


Figure II.3 : Schéma de l'installation existant.

II.3.3) Propriétés physiques des fluides de service :

D'après les annexes I, II.

II.3.4) Caractéristiques des fluides :

a) cotés tube :

➤ Composition de la charge gaz brut coté tube :

Constituants	Débit molaire (kg mol/h)	% molaire (X_i)
N2	525.6	5.80
CO2	18.4	0.20
CH4	7306.1	80.67
C2H6	666.9	7.37
C3H8	247.1	2.73
i-C4H10	50.0	0.55
n-C4H10	86.0	0.95
i-C5H12	25.7	0.28
n-C5H12	33.1	0.37
C6H14	33.6	0.39
C7H16	25.4	0.28
C8H18	15.4	0.17
C9H20	9.2	0.10
C10H22	4.7	0.05
C11H24	3.3	0.04

C12H26	6.3	0.07
TOTAL	9057.00	100

Tableau II.1 Composition de la charge gaz brut coté tube.

➤ La masse volumique moyenne (ρ_m) :

D'après (Annexe-I-tableau:2) : $\rho_m = 80.8331 \text{ kg/m}^3$

Conditions opératoires :

	Entrée	Sortie
Température (°C)	T ₁ = 60	T ₂ = -7.5
Pression (kg/cm ²)	100.6	98.2
Débit massique (kg/h)	307460	307460

Tableau II.2 Conditions opératoires.

b) Cotés calandre :

➤ Composition de la charge gaz de vente coté calandre :

Constituants	Débit molaire (kg mol/h)	Xi' (% molaire)
N2	519.60	6.13
CO2	17.20	0.20
CH4	7075.40	83.46
C2H6	586.90	6.92
C3H8	181.60	2.14
i-C4H10	28.60	0.34
n-C4H10	42.60	0.51
i-C5H12	8.70	0.10
n-C5H12	9.50	0.11
C6H14	4.90	0.06
C7H16	1.80	0.02
C8H18	0.50	0.01
C9H20	0.10	0.00
C10H22	0.00	0.00
C11H24	0.00	0.00
C12H26	0.00	0.00
TOTAL	8477.90	100

Tableau II.3 Composition de la charge gaz de vente coté calandre

➤ La masse volumique moyenne (ρ_m) :

D'après (l'annexe I-tableau:4) $\rho_m = 60.7494 \text{ kg/m}^3$

$$DTLM = ((T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} - T_{int})) / (\ln(T_{ce} - T_{fs}) / (T_{cs} - T_{int}))$$

$$DTLM = (11.5 - 4) / \ln(11.5 / 4)$$

$$= 7.1^\circ\text{C}$$

$$DTM = DTLM \cdot F$$

F : facteur de correction.

Dans le cas :

Nombre de passe coté tube = 1

Nombre de passe coté calandre = 1

$$\Rightarrow F = 1$$

$$\Rightarrow DTM = DTLM$$

$$= 7.1^\circ\text{C}$$

c) Calcul de surface d'échange globale S :

$$S = \phi / (U \cdot DTM)$$

c-1) Calcul de coefficient de transfert global U :

$$U = 1 / [(1/h_c) + (1/h_f) + (e_t/\lambda_p)]$$

c-2) Calcul de h_f et h_c :

➤ **Calcul de h_c :**

-Vitesse d'écoulement dans les tubes :

$$V_c = \dot{m}_c / (\rho_c \cdot N_t \cdot A_t)$$

Tel que :

$$A_t = (\pi \cdot (D_i)^2) / 4$$

$$A_t = 1.7311 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$m_c = 307460 \text{ kg/h}$$

$$\rho_c = 80.8331 \text{ kg/m}^3$$

$$N_t = 1600 \text{ tubes}$$

$$V_c = 307460 / (80.8331 * 1600 * 1.73 * 10^{-4})$$

$$V_c = 13733.26 \text{ m/h} = 3.8107 \text{ m/s}$$

-Nombre de Reynolds :

$$Re = (\rho_c * V_c * D_i) / (\mu_c)$$

$$Re = (80.8331 * 3.8147 * 0.01485) / (0.0138 * 10^{-3})$$

$$Re = 3.3181 * 10^5 > 2100 \Rightarrow \text{Régime turbulent}$$

-Nombre de Prandtl :

$$Pr = (C_{pc} * \mu_c) / \lambda_c$$

-On a $(\lambda_c / \lambda_1) = 1.5$ et $\lambda_1 = 0.022 \text{ kcal/m.h.}^\circ\text{C}$

Alors $\lambda_c = 0.033 \text{ kcal/m.h.}^\circ\text{C}$

$$Pr = (0.83 * 0.0138 * 10^{-3} * 3600) / 0.033 = 1.2495$$

- Nombre de Nusselt :

$$Nu = 0.36 * (Re)^{0.55} * (Pr)^{1/3}$$

$$= 421.7356$$

$$h_c = (\lambda_c * Nu) / D_i$$

$$= (0.033 * 421.7356 * 4180) / (3600 * 0.01485)$$

$$= 1088.182 \text{ w/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ Calcul de h_f :

-vitesse d'écoulement dans la calandre :

$$V_f = \frac{P * \dot{m}_f}{A_f * D_c * \rho_f} \quad \text{Avec :}$$

$$A_f = (P - D_0) * (B - e_c)$$

$$= (28.575 - 19.05) * (450.9 - 13.11) * 10^{-6}$$

$$= 4.1699 * 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$V_f = 310889 * 28.575 * 10^{-3} / (60.7494 * 1321 * 4.1699 * 10^{-6})$$

$$V_f = 7.3742 \text{ m/s}$$

-Nombre de Reynolds :

$$\begin{aligned}
 Re &= (\rho_f * V_f * D_0) / (\mu_f) \\
 &= (60.7494 * 7.3742 * 19.05 * 10^{-3}) / (0.01234 * 10^{-3}) \\
 &= \mathbf{6.9157 * 10^5}
 \end{aligned}$$

$$Pr = (C_{pf} \cdot \mu_f) / \lambda_f$$

-On a $\lambda_f / \lambda_1 = 1.3$ et $\lambda_1 = 0.0127 \text{ kcal/m.h.}^\circ\text{C}$

$$\lambda_f = 0.01651 \text{ kcal/m.h.}^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 Pr &= (3600 * 0.74 * 0.01234 * 10^{-3}) / 0.01651 \\
 &= \mathbf{1.9911}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nu &= \mathbf{0.36} * (Re)^{0.55} * (Pr)^{\frac{1}{3}} \\
 &= 0.36 * (6.9157 * 10^5)^{0.55} * (1.9911)^{1/3} \\
 &= \mathbf{737.7566}
 \end{aligned}$$

$$h_f = \frac{Nu * \lambda_f}{D_0}$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= (0.01651 * 737.7566 * 4180) / (19.05 * 3600 * 10^{-3}) \\
 &= \mathbf{742.4018 \text{ w/m}^2.\text{}^\circ\text{C}}
 \end{aligned}$$

Alors : $\mathbf{U = 432.6016 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}}$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{\phi}{U} \cdot DTM \\
 &= (17200000 * 4180) / (432.6016 * 7.1 * 3600) \\
 &= \mathbf{6502.13164 \text{ m}^2}
 \end{aligned}$$

d) Nombre des tubes par unité :

$$Nt = S/s \quad \text{avec :}$$

S : la section de passage dans les tubes $s = \pi * d_0 * L = \mathbf{1.094 \text{ m}^2}$

$$Nt = \frac{6502.13164}{1.094} = 5943.447 \approx 5943 \text{ tubes/unité}$$

e) Nombre des tubes par corps :

Nombre des tubes :

$$N'_t = N_t / 4 = 5943 / 4 = 1485.8618 \text{ tubes/ corps}$$

f) Calcul des pertes de charge :

f.1) Coté tubes:

➤ La vitesse massique G_C :

$$G_C = \dot{m}_c / (A_t \cdot N'_t)$$

Avec :

\dot{m}_c = debit de gaz coté tube en (kg/s).

S : Section de tube

$$S = (\pi \cdot D_i^2) / 4$$

$$S = 0.00017311 \text{ m}^2$$

$$G_C = 307460 / (1477 * 0.00017311 * 3600)$$

$$G_C = 334.0284 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

-Nombre de Reynolds Re :

$$Re = (D_i * G_C) / (\mu_c)$$

Avec :

μ_c : La viscosité dynamique en : kg /m.s

$$Re = 3.5944 * 10^5$$

$Re > 2100$ (le régime est turbulent)

f.1.1) La perte de charge coté tube ΔP_t :

$$\Delta P_t = (l * f * G_C^2) / (\phi_T * \rho_C * D_i)$$

Avec :

$$\phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.14} = 1$$

f : Coefficient de friction en fonction de nombre de Reynolds est donné par les expressions suivantes :

-régime laminaire : ($Re < 2100$) ; $f = 32 / Re$

-régime turbulent : ($Re > 2100$) ;

$$1\text{- tubes lisses : } f = 0.0028 + 0.25 * Re^{-0.32}$$

$$2\text{- tubes rugueux : } f = 0.0070 + 0.528 * Re^{-0.42}$$

Dans notre cas :

$$f = 0.0028 + 0.25 * Re^{-0.32}$$

$$f = 0.0028 + 0.25 * 3.5944 * Re^{-0.32} = \mathbf{0.00697}$$

$$\rho_c : \text{Masse volumique de gaz brut} = 80.83 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_l = (0.00697 * (334.0284)^2 * 18.288) / (0.01485 * 80.83 * 1)$$

$$\Delta P_t = \mathbf{11848.6492 \text{ pascal}}$$

f.1.2) Perte de charge dans la boîte de distribution :

$$\Delta P_B = 2 * n_{pt} * G_c^2 / \rho_c$$

$$\Delta P_B = (2 * 1 * (334.0284)^2) / 80.83$$

$$= \mathbf{2760.7317 \text{ Pascal}}$$

Avec :

n_{pt} : Nombre de passe coté tube qu'est égale à 1.

f.1.3) Perte de charge totale :

$$\Delta P_{total \text{ tube}} = \Delta P_{tube} + \Delta P_B$$

$$\Delta P_{total \text{ tube}} = 11848.6492 + 2760.7317$$

$$= \mathbf{14609.37 \text{ Pascal}}$$

$$= \mathbf{0.146 \text{ Kg/cm}^2}$$

f.2) Perte de charge cotée calandre :

f.2.1) Perte de charge longitudinale :

$$\Delta P_{CL} = (G_{CL}^2) / (\rho_f * \phi_c)$$

$$\phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.14} = 1$$

Avec :

$$G_{CL} = (4 * m_f) / (\pi(D_c - N'_t * D_0^2) * X)$$

$$G_{CL} = (4 * 310889) / (\pi * ((1.321)^2 - 1477 * (0.01905)^2) * 0.4 * 3600)$$

$$G_{CL} = 227.4755 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$\checkmark \Delta P_{CL} = (227.4755)^2 / (60.7494 * 1)$$

$$\Delta P_{CL} = 851.7796 \text{ Pascal}$$

$$= 0.0008517 \text{ kg/cm}^2$$

f.2.2) Perte de charge transversale :

$$\Delta P_{CT} = (N_{PC} * f_{CT} * G_{CT}^2) / (\rho * \phi_c)$$

$$G_{CT} = \dot{m}_f / a_{CT}$$

$$a_{CT} = \frac{D_c}{P} (P - D_0) * B$$

$$a_{CT} = 1.321 / 0.028575 * (0.028575 - 0.01905) * 0.4509$$

$$a_{CT} = 0.19854 \text{ m}^2$$

$$G_{CT} = 310889 / (0.19854 * 3600)$$

$$G_{CT} = 434.9655 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

Avec :

$$Re = \frac{D_e * G_{CT}}{\mu_f}$$

$$De = \left(\frac{3.464 * P^2}{\pi * D_0} \right) - D_0$$

$$De = 3.464 * (0.028575)^2 / (\pi * 0.01905) - 0.01905$$

$$De = 0.02823 \text{ m}$$

μ_f : La viscosité dynamique en kg/m.s

$$Re = (0.02823 * 434.9655) / (0.01234 * 10^{-3})$$

$$Re = 9.9506 * 105 \quad Re > 2100 \text{ (Régime turbulent)}$$

$$f_{CT} = 1.50 * [D_0 / ((P - D_0) * R_{CT})]^{0.2}$$

$$f_{CT} = 1.1088$$

N_{pc} : Représente nombre de passe coté calandre qui est égale à 1.

$$\Delta P_{CT} = 1 * 0.1088 * (434.9655)^2 / (60.7494 * 1)$$

$$\Delta P_{CT} = 3338.84 \text{ Pascal}$$

f-2-3) La perte de charge totale cotée calandre :

$$\Delta P_{total \text{ calandre}} = N_c * \Delta P_{CL} + (N_c + 1) * \Delta P_{CT}$$

$$\Delta P_{total \text{ calandre}} = 38 * 0.008517 + 39 * 0.0033884$$

$$\Delta P_{total \text{ calandre}} = 0.4557 \text{ kg/cm}$$

II-5) RESUME DES RESULTATS:

	Coté tube (gaz brut)	Coté calandre (gaz sec)
La chaleur spécifique(Cp)	0.8330kcal/kg.°C	0.74 kcal/kg.°C
La viscosité (μ)	0,0138 Cp	0,01234 Cp
La masse volumique (ρ)	80,8331 Kg/m ³	60,7494 Kg/m ³
La quantité de chaleur ϕ	$\phi_1 = 1709785,5 \text{ Kcal/h}$	$\phi_2 = 17100000 \text{ kcal/h}$

Caractéristiques	Résultats de calcul	Résultats de fiche technique
chaleur échangée [kcal/h]	17200000	17139310.57
Surface d'échange [m ²]	6502.13164	7001.6
<i>DTLM = DTM</i>	7.1	7.1
Nombre des tubes	1485	1600
ΔP_{tube} (kg/cm ²)	0.14*4=0.584	2.4
$\Delta P_{\text{calandre}}$ (kg/cm ²)	0.4557*4=1.8228	2.7

Tableau II.5 Résumé des résultats.

CONCLUSION :

Des résultats de calcul de vérifications obtenues, nous constatons qu'ils sont en concordance avec ceux de la fiche technique. Ce qui nous amènes à conclue que la méthode de calcul suivi est vérifiée, et s'applique au cas de dimensionnement de notre échangeur.

Chapitre III
DIMENSIONNEMENT D'UN
ECHANGEUR

III) DIMENSIONNEMENT D'UN ECHANGEUR :

Dans notre cas on a étudié un échangeur de chaleur avec des dimensions très importantes ($L=21\text{m}$, $D_c=1.321\text{m}$, poids est égale à 92 ton).

En plus, la maintenance de ce type d'échangeur prend beaucoup de temps (jusqu' à trois mois) qui est accompagné par un arrêt de train c'est-à-dire un arrêt de production.

Pour cela dans cette partie de calcul nous essayerons d'améliorer la performance de notre échangeur avec les mêmes fluides et leurs caractéristiques. En réduisant les dimensions de l'échangeur ce qui va limiter son encombrement et faciliter sa maintenance. On propose donc de mettre les unités de l'échangeur en parallèle (deux sur deux).

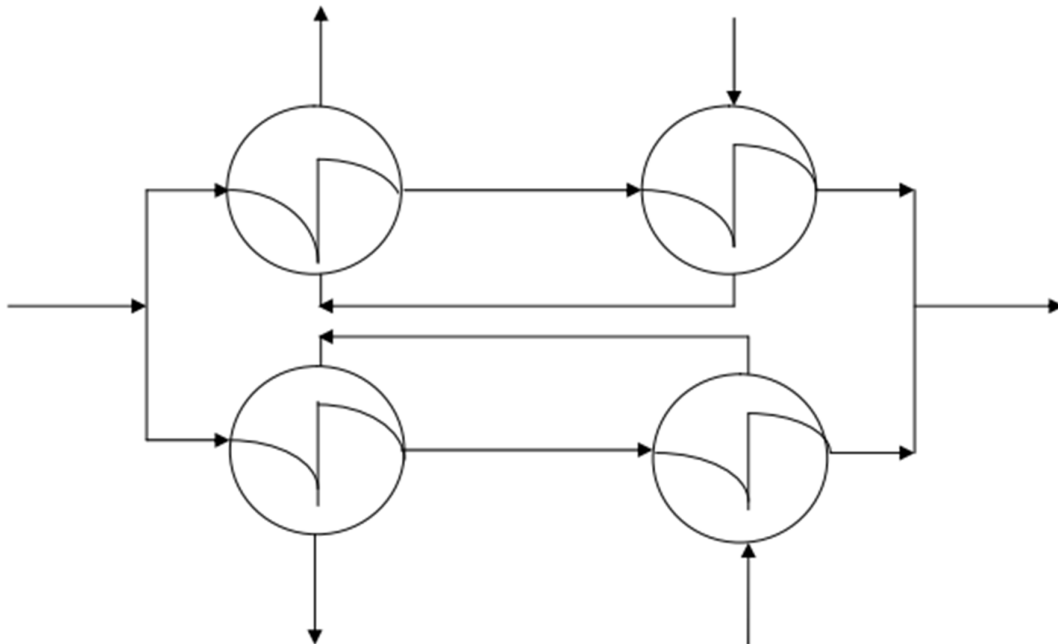


Figure III.1 : Schéma proposé.

Le problème du dimensionnement thermique dans une installation industrielle est illustré par la (figure III-2).

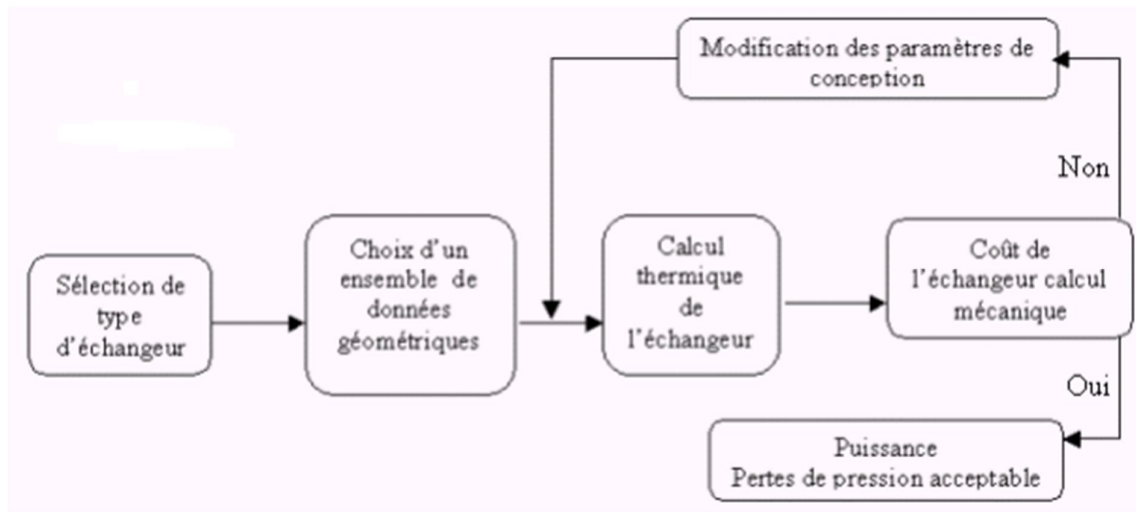


Figure III.2 : Problème du dimensionnement thermique dans une installation industrielle

III.1) Données de calcul :

III.1.1) Caractéristiques des fluides :

a) Côtés tube :

a.1) Gaz brut (entrée) :

➤ La chaleur spécifique (C_p) :

D'après (Annexe I-tableau:5) :

$$C_{p\ moy} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 = 57.8419 \text{ j/g} - \text{mol} \cdot \text{k}^\circ$$

$$C_{p\ entrée} = C_{p\ moy} / (4.18 * Z * P_m) \quad ; \text{ Avec } P_m: \text{ poids moléculaire moyenne}$$

-Calcul de facteur de compressibilité :

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$T_c = 390^\circ R = 216.66^\circ K$$

$$P_c = 670 \text{psi} = 47.105 \text{kg/cm}^2$$

$$\text{Température réduite : } T_r = T_e / (T_c) = 1.53$$

$$\text{Pression réduite : } P_r = P_e / (P_c) = 2.13$$

D'après le graphe (Annexe-II) : **Z = 0.815**

$$C_{p \text{ entrée}} = 0.8242 \text{ kcal/kg.}^\circ C$$

➤ **La viscosité (μ) :**

D'après le graphe (Annexe-II) : $(\mu_p)/(\mu_1) = 1.3$

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$\mu_1 = 0.0114 \text{ cp} \Rightarrow \mu_p = 0.01482 \text{ cp}$$

➤ **Conductivité thermique :**

D'après le graphe (Annexe-II) : $(\lambda_p)/(\lambda_1) = 1.4$

$$\lambda_1 = 0.04273 \text{ kcal/m.h} \Rightarrow \lambda_p = 0.05982 \text{ kcal/m.h}$$

➤ **Masse volumique :**

D'après (Annexe-I-tableau 6) : $\rho_{\text{entrée}} = 73.534546 \text{ kg/m}^3$

a.2) Gaz brut (sortie) :

➤ **La chaleur spécifique (C_p) :**

D'après (Annexe-I-tableau 7) :

$$C_{p \text{ moy}} = 51.4097 \text{ joule/g.kmol.}^\circ K$$

$$C_{p \text{ sortie}} = (C_{p \text{ moy}}) / (4.18 * Z * P_m)$$

- Calcul de facteur de compressibilité :

D'après le graphe (Annexe-II) : $T_c = 390^\circ R = 216.66^\circ K$

$$P_c = 670 \text{ PSI} = 47.105 \text{ Kg/cm}^2$$

Température réduite : $T_r = (T_s)/(T_c) = 1.23$

Pression réduite : $P_r = (P_s)/(P_c) = 2.1$

D'après le graphe (Annexe-II) : $Z = 0.54$

$$C_{p \text{ sortie}} = 1.1056 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

➤ **La viscosité (μ) :**

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$(\mu_p)/(\mu_1) = 1.25$$

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$\mu_1 = 0.0094 \text{ cp}$$

$$\mu_p = 0.01175 \text{ cp}$$

➤ **Conductivité thermique :**

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$\frac{\lambda_p}{\lambda_1} = 2.1$$

$$\lambda_1 = 0.02218 \text{ Kcal /m. h.}^\circ\text{C}$$

$$\lambda_p = 0.04657 \text{ kcal/ m. h.}^\circ\text{C}$$

➤ **La masse volumique :**

D'après (Annexe-I-tableau:8) :

$$\rho_{\text{sortie}} = 89.85 \text{ kg/m}^3$$

b) Coté calandre :

b.1) Gaz de vente (entrée) :

➤ **Chaleur spécifique :**

D'après (Annexe-I-tableau:9) :

$$C_{p \text{ moy}} = 40.5145 \frac{\text{joule}}{\text{g}} - \text{mol.}^\circ\text{K.}$$

$$C_{p \text{ entrée}} = (C_{p \text{ moy}})/(4.18 * Z * P_m)$$

-Calcul de facteur de compressibilité :

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$T_c = 373 \text{ } ^\circ R = \mathbf{208.33 \text{ } } ^\circ K$$

$$P_c = 670 \text{ } psi = \mathbf{47.1750 \text{ } Kg/cm}^2$$

Température réduite : $T_r = T_e/(T_c)$

pression réduite : $P_r = P_e/(P_c)$

D'où :

$$T_r = (-18.5+273)/208.33 = \mathbf{1.22}$$

$$P_r = 80.6 / 47.1057 = \mathbf{1.71}$$

D'après le graphe (Annexe-II) : $\mathbf{Z = 0.61}$

$$C_{p \text{ entrée}} = 40.5145/(4.18 * 0.88 * 18.9607) = \mathbf{0.8380 \text{ } kcal/kg.}^\circ C$$

➤ **La viscosité (μ) :**

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$(\mu_p)/(\mu_1) = \mathbf{1.5}$$

D'après le graphe (Annexe-II) : $\mu_1 = 0.0092 \text{ } cp \Rightarrow \mu_p = \mathbf{0.0138 \text{ } cp}$

➤ **Conductivité thermique :**

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$(\lambda_p)/(\lambda_1) = \mathbf{1.75}$$

$$\lambda_1 = \mathbf{0.0228 \text{ } kcal/m.h.}^\circ C \Rightarrow \lambda_p = \mathbf{0.0399 \text{ } kcal/m.h.}^\circ C$$

➤ **La masse volumique :**

D'après (Annexe-I-tableau:12):

$$\rho_{\text{sortie}} = \mathbf{70.8260 \text{ } kg/m}^3$$

b)-2-Gaz de vente (sortie) :

➤ **La chaleur spécifique (Cp) :**

D'après (Annexe-I-tableau:11) :

$$C_{p\text{moy}} = 46.0304 \text{ joule/g-mol.}^\circ\text{K.}$$

$$C_p \text{ sortie} = (C_p \text{ moy} / (4.18 * Z * P_m))$$

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$T_c = 373^\circ\text{R} = \mathbf{208.33^\circ\text{K}}$$

$$P_c = 670\text{PSI} = \mathbf{47.105\text{kg/cm}^2}$$

Température réduite : $T_r = (T_s)/(T_c) = \mathbf{1.58}$

Pression réduite : $P_r = (P_s)/(P_c) = \mathbf{1.65}$

D'après le graphe (Annexe-II) : $Z = \mathbf{0.88}$

$$C_p \text{ (p sortie)} = 0.65 \text{ kcal /kg.}^\circ\text{C}$$

➤ **La viscosité (μ) :**

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$(\mu_p)/(\mu_1) = 1.18$$

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$\mu_1 = 0.0114\text{cp} \Rightarrow \mu_p = 0.01345 \text{ cp}$$

➤ **Conductivité thermique :**

D'après le graphe (Annexe-II) :

$$(\lambda_p)/(\lambda_1) = \mathbf{1.3}$$

$$\lambda_1 = \mathbf{0.03461 \text{ kcal/ m.h.}^\circ\text{C}}$$

$$\Rightarrow \lambda_p = \mathbf{0.0449 \text{ kcal/ m.h.}^\circ\text{C}}$$

➤ La masse volumique :

D'après (Annexe-I-tableau:12):

$$\rho_{\text{sortie}} = 52.9535 \text{ kg/m}^3.$$

III.1.2) Détermination de la quantité de chaleur :

a) Coté calandre

	Entrée	Sortie	Moyenne
Température (°C)	t1 = -19	t2 = 56	-
Pression (kg/cm ²)	80.6	77.9	-
Débit massique (M2) (kg/h)	310889	310889	-
Chaleur spécifique (kcal/kg.°C)	0.838	0.65	0.744
Viscosité (centipoise)	0.0138	0.01345	0.01362
Conductivité thermique (kcal/h.m.°C)	0.0399	0.0449	0.0424
Masse volumique (kg/m ³)	70.8260	52.9535	61.889

$$\phi_2 = M_2 * C_{p2} * \Delta T = M_2 * C_{p2} * (T_2 - T_1)$$

$$\phi_2 = 17231955.49 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

b) Coté tube :

	Entrée	Sortie	Moyenne
Température (°C)	T ₁ =60	T ₂ = ?	-
Pression (kg/cm ²)	100.6	98.2	-
Débit massique (M1) (kg/h)	307460	307460	-
Chaleur spécifique (kcal/kg.°C)	0.8242	0.8305	0.8273
Viscosité (centipoise)	0.01482	0.01175	0.01328
Conductivité thermique (kcal/h.m.°C)	0.0598	0.0465	0.05315
Masse volumique (kg/m ³)	73.534546	89.85	81.6922

$$\phi_1 = M_1 * C_{p1} * \Delta T = M_1 * C_{p1} * (T_1 - T_2)$$

$$T_2 = -7.74 \text{ °C}$$

Donc la température de sortie de gaz brut est égale = -7.74 °C

III.1.3) Calcul de DTLM :

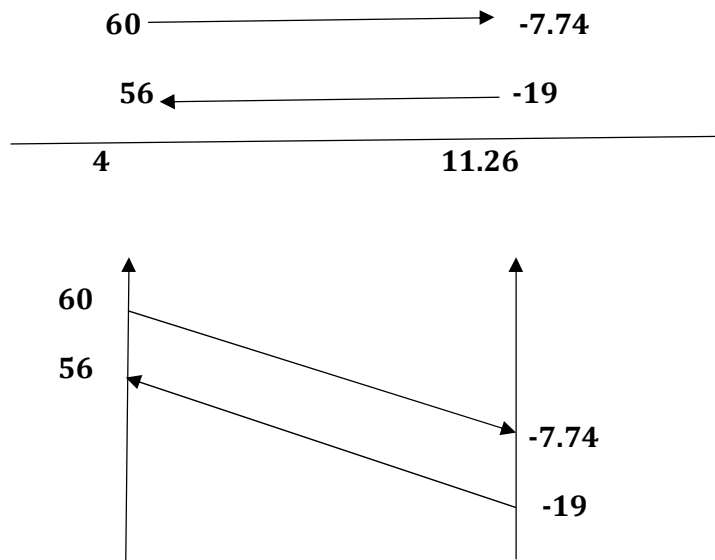


Figure III.3 : Diagramme des températures.

$$DTLM = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}\right)}$$

$$= (11.26 - 4) / \ln(11.26/4) = \mathbf{7.01 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

F : facteur de correction.

Dans le cas :

$$\left. \begin{array}{l} \text{Nombre de passe coté tube} = 1 \\ \text{Nombre de passe coté calandre} = 1 \end{array} \right\} \rightarrow F=1$$

$$\text{Donc : } DTM = F \cdot DTLM = \mathbf{7.01 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

III.1.4) Calcul de la surface d'échange :

$$\phi = U * S * DTM$$

$$U = \mathbf{285 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{C}} = \mathbf{330.91 \text{ w/m}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$S = \phi / (U \cdot S \cdot DTM) = \mathbf{8625.249 \text{ m}^2}$$

III.1.5) Calcul de la section de passage d'un tube :

$$s = \pi * D_0 * l = \mathbf{1.094 \text{ m}^2}$$

$$s = \mathbf{1.094}$$

III.1.6) Calcul de nombre des tubes :

$$N_t = S/s$$

$$= 7884.1406 \approx \mathbf{7884 \text{ tubes}}$$

❖ **Remarque :** On prend deux corps à cause de l'encombrement et de la difficulté de l'emplacement.

$$N'_t = (N_t)/2 = \mathbf{3942 \text{ tubes}}$$

III.1.7) Calcul de la résistance global du transfert

$$R_s = (1/(h_o)) + R_{so} + R_{sio} + \left(\frac{e_t}{\lambda_p}\right) + \left(\frac{1}{h_{io}}\right) = 1/(U_s)$$

R_{si} : Résistance due au film d'encrassement déposé à l'intérieur du tube :

On a :

$$R_{si} = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal} \quad (\text{Annexe II}) \text{ donc :}$$

$$R_{sio} = R_{si} * (D_0/D_i) = 0.0002565 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / \text{Kcal}$$

R_{so} : résistance due au film d'encrassement déposé sur l'extérieur du tube :

$$R_{so} = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal}$$

h_i : coefficient de film interne

$$h_i = j_h * (\lambda/D_i) * (P_r)^{\frac{1}{3}} * \phi_t$$

$$\checkmark P_r = \frac{C_p * \mu}{\lambda}$$

$$P_r = (0.8273 * 0.01328 * 10^{-3} * 3600) / 0.05315 = 0.7441$$

$$\phi_t = (\mu/\mu_t)^{0.14} = 0.94$$

-Calcul de la vitesse massique:

S_t : Section de tube

$$G = (M_1)/(N_t * S_t)$$

$$S_t = \frac{\pi}{4} * D_i^2$$

$$= 1.7311 * 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$G = 121.9678 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

-Calcul de Reynolds :

$$Re = \frac{G * D_i}{\mu}$$

$$= 1.3638 * 10^5$$

$$\checkmark j_h = 0.027 * (Re)^{0.8}$$

$$j_h = 0.027 * (1.3638 * 10^5)^{0.8} = 346.0728$$

Donc :

$$h_i = 1055.0654 \text{ kcal/ h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} = 1225.0482 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_{i0} = h_i * (D_i/D_0) = 954.9588 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

h_0 : coefficient de film

externe :

$$h_0 = j_h * \left(P_r \right)^{\frac{1}{3}} * \frac{\lambda}{D_e} * \phi_t$$

$$P_r = (c_{p2} * \mu_2) / (\lambda_2)$$

$$P_r = 0.8603$$

$$\checkmark j_h = 0.36 * (Re)^{0.55}$$

➤ **Calcul de la vitesse massique :**

$$G_{CT} = (M_2) / (a_{CT})$$

a_{CT} = section par calandre :

$$a_{CT} = \left(\frac{D_c}{p} \right) * (P - D_0) * B$$

On a:

$$D_c = 1.321 \text{ m}$$

$$P = 0.028575 \text{ m}$$

$$B = 0.4509 \text{ m}$$

$$\Rightarrow a_{CT} = \mathbf{0.1985 \text{ m}^2}$$

Donc :

$$G_{CT} = \frac{310889}{0.1985} = 434.9517 \text{ kg/s.m}^2$$

➤ **Calcul de diamètre équivalent :**

$$D_e = [(3.464 * (P)^2) / (\pi * D_0)] - D_0 = \mathbf{0.02823 \text{ m}}$$

➤ **Calcul de Reynolds :**

$$Re_{CT} = \frac{D_e * G_{CT}}{\mu_2} = \mathbf{9.0151 * 10^5}$$

➤ **Calcul de ϕ :**

$$\phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.14} = \mathbf{0.97}$$

➤ **Calcul de j_h :**

$$j_h = \mathbf{678.5519}$$

Donc : $j_0 = \mathbf{1091.6921 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$

$$R_s = 0.0024 \text{ m}^2 \cdot \text{°C}/\text{W}$$

$$\Rightarrow U_s = 416.488 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

Deuxième estimation de coefficient global de transfert :

$$U_s = \frac{U_{s2} + U_{s1}}{2}$$

$$= 373.7 \text{ w/m}^2 \cdot \text{°C}$$

Après les estimations on trouve : (voir tableau des estimations de U_s)

$$U_s = 477.5401 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$N_t = 2415 \text{ tubes par cors}$$

III.1.8) Calcul de diamètre de la calandre :

D'après (Annexe-II)

$$D_c = 54'' = 1371.6 \text{ mm}$$

III.1.9) Vérification de la température de sortie de gaz brut T_2 :

$$\phi = U_s * S * \Delta TM = M_1 * C_{p1} * \Delta T$$

$$\Delta T = (U_s * S * \Delta TM) / (M_1 * C_{p1}) = 67.74 \text{ °C}$$

$$T_1 - T_2 = 67.74 \text{ °C} \Rightarrow 60 - 67.74 = -7.74 \text{ °C}$$

III.1.10) Calcul de perte de charge :

1) Coté tube :

$$\Delta P_{tube} = (f \cdot G^2 \cdot L) / (D_i * \rho * \phi_t)$$

$$\phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.14} = 0.94$$

$$f = 0.0028 + 0.25 * (Re)^{-0.32}$$

$$Re = 2.2844 * 10^5 \Rightarrow f = 0.00762$$

$$G = 204.2898 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\rho = 81.6922 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_{tube} = 5100.742 \text{ Pas} = 0.051 \text{ bar}$$

✓ Perte de charge dans la boîte de distribution :

$$\Delta P_{boites} = \frac{2 * N_{passe} * G^2}{\rho}$$

$$= 1021.7455 \text{ Pas} = 0.0102 \text{ bar}$$

D'où :

$$\Delta P_{total tube} = \Delta P_{tube} + \Delta P_{boites}$$

$$= 0.0612 \text{ bar}$$

2) Coté calandre :

a) Perte de charge longitudinale :

$$\Delta P_{CL} = G_{CL}^2 / (\rho * \phi_t)$$

Avec :

$$G_{CL} = (4 * M_2) / (\pi * (D_c^2 - N'_t * D_0^2) * X) X = 40 \%$$

D_c = diamètre de la calandre = **1371.6 mm**

M : débit de fluide coté calandre $M_2 = 310889 \text{ kg/h}$

ρ : masse volumique = **61.889 kg/m³**

$$G_{CL} = 273.6908 \text{ kg /m}^2.\text{s}$$

$$\Delta P_{CL} = 1287.5949 \text{ Pas} = 0.01287 \text{ bar}$$

b) Perte de charge transversale :

$$\Delta P_{CT} = (N * f_{CT} * G_{CT}^2) / (\rho * \phi_t)$$

$$G_{CT} = (M_2) / (a_{CT})$$

$$a_{CT} = \frac{D_c}{P} * (P - D_0) * B$$

$$a_{CT} = 0.2061 \text{ m}^2$$

$$G_{CT} = 418.9058 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$f_{CT} = 1.5 * (D_0 / (P - D_0) * R_{CT})^{0.2}$$

➤ Calcul de Reynolds :

$$R_{CT} = \frac{D_e * G_{CT}}{\mu}$$

$$D_e = 0.02823 \text{ m}$$

$$R_{CT} = 8.6826 * 10^5$$

$$RCT > 2100 \text{ (Régime turbulent)}$$

$$f_{CT} = 0.111832$$

$$\Delta P_{CT} = 337.3329 \text{ Pas} = 0.0033733 \text{ bar}$$

c) Perte de charge totale coté calandre :

$$\Delta P_{c \text{ total}} = (N_c + 1) * \Delta P_{CT} + \Delta P_{CL} * N_c$$

N_c : nombre des chicanes égale à 38

$$\Delta P_{c \text{ total}} = 0.6208 \text{ bar}$$

III-2 TABLEAU RESUME DES RESULTATS :

- Coté tube :

	Gaz brut (entrée)	Gaz de brut (sortie)
La chaleur spécifique (Cp)	0.8242 kcal/kg.°C	1.1056 kcal/kg.°C
La viscosité (μ)	0.01482 cp	0.01175 cp
Conductivité thermique (λ)	0.05982 kcal/m.h	0.04657 kcal/ m. h. °C
Masse volumique (ρ)	73.534546 kg/m ³	1.1056 kcal/kg.°C

$$T_2 = -7.74 \text{ °C}$$

_Coté calandre :

	Gaz de vente (entrée)	Gaz de vente (sortie)
La chaleur spécifique (Cp)	0.8380 kcal/ kg. °C	0.65 kcal/ kg. °C
La viscosité (μ)	0.0138 cp	0,01345 cp
Conductivité thermique (λ)	0.0399 kcal/ m. h. °C	0,0449 kcal/ m. h. °C
Masse volumique (ρ)	70.8260 kg/m ³	52,9535 kg/m ³

Caractéristiques	Résultats de calcul
Φ [Kcal/h]	17231955.49
	-7.74

T_s [°C]	
DTLM [°C]	7.01
U_s [Kcal/h.m².°C]	477.5401
N_t	2415
D_c (°)	54
ΔP_{tube} totale [kg/cm²]	0.0612*2=0.1224
ΔP_{calandre} totale [kg/cm²]	0.6208*2=1.2416

Tableau III.1 Résumé des résultats.

III.3) SCHEMA DE NOUVELLE INSTALLATION :

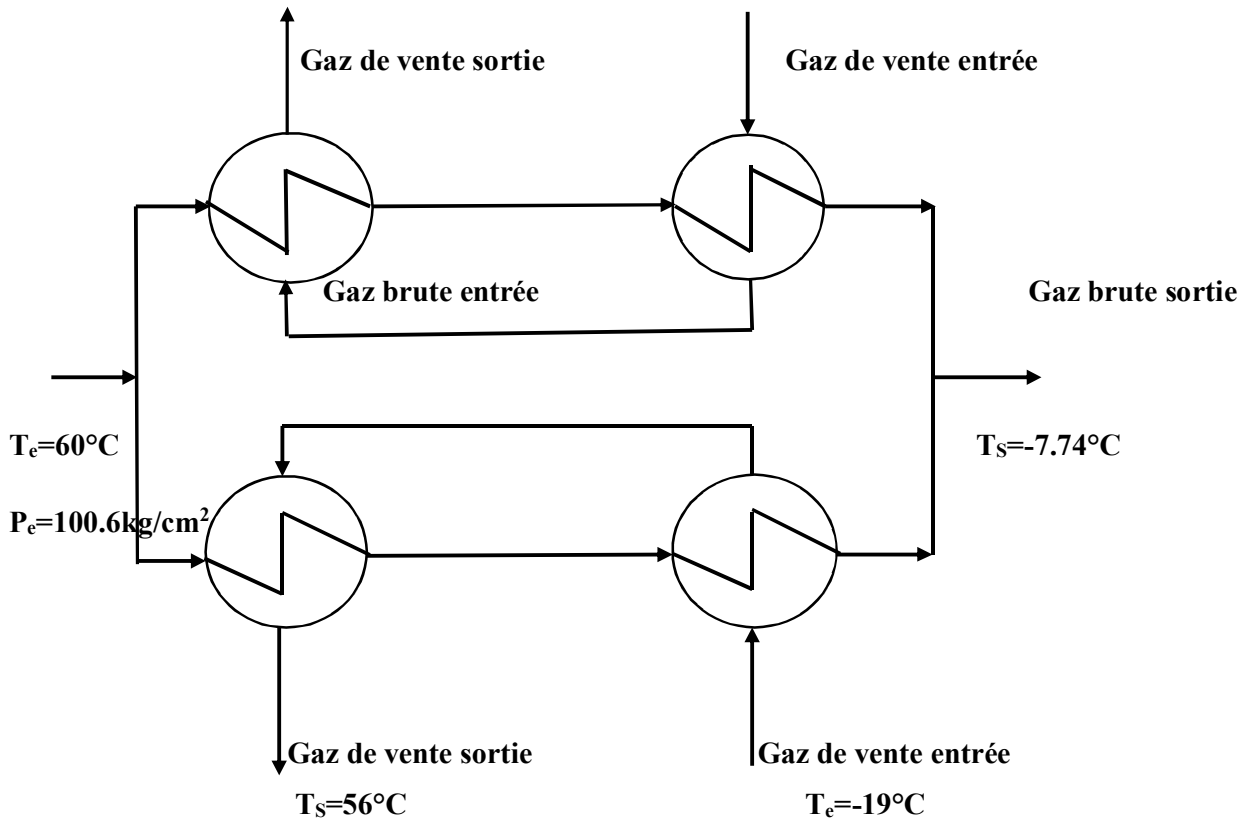
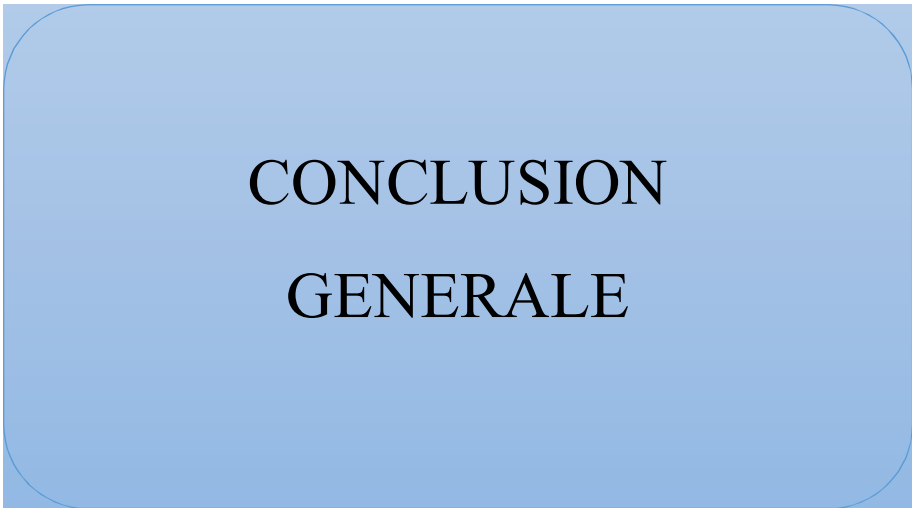


Figure III.4 : Schéma de l'installation en parallèle.

Conclusion

En voyant les résultats obtenus, qui sont très acceptables, on améliore les performances de l'échangeur tout en réduisant l'encombrement (spécialement la hauteur de l'installation), et on a conservé les conditions opératoires de l'échangeur, donc les objectifs de notre calcul de dimensionnement sont atteints, et on recommande vivement de réaliser ces changements.



**CONCLUSION
GENERALE**

CONCLUSION GENERALE :

Le travail que nous avons effectué, et qui rentre dans le cadre de notre projet de mémoire de fin d'études, consiste en un remplacement d'une batterie d'échangeurs placée en série par une autre disposée en parallèle.

L'étude est menée en deux étapes :

-Une première partie qui consiste à faire un calcul de vérification des résultats et montre une similitude avec ceux du design.

-Une deuxième partie qui consiste à faire un calcul de dimensionnement des échangeurs tenant compte de la nouvelle disposition. Les résultats obtenus sont acceptables, d'une part parce que les paramètres utilisés dans le calcul de dimensionnement (diamètre intérieur et extérieur ainsi que la longueur des tubes...) sont les même que ceux se trouvant dans les stocks en matière des tubes pour la maintenance et le retubage.

Un autre paramètre qui conforte nos résultats est celui du nombre des tubes (2415 tubes) et le diamètre de la calandre (54") qui permettent limiter l'encombrement, qui est souvent un problème au niveau des unités.

D'autre part le coefficient global d'échange de chaleur trouvée permet un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides et permet de suite de réduire l'énergie à fournir pour la réfrigération au niveau du chiller.

Enfin les pertes de charges trouvées sont minimales.

Le nouveau schéma d'installation adopté, nous permet un gain au niveau de la production en cas de maintenance, et de suite diminuer la surcharge sur les autres unités.

Nous recommandons, pour la suite de ce travail une étude mécanique qui consiste en l'évaluation des propriétés du matériau utilisé.

BIBLIOGRAPHIE

BIBLIOGRAPHIE

- [1] Azil Fatima Zohra, « Etude des paramètres climatiques, sous serres chauffées en présence de la plante », Thèse de Magistère, université de Batna, 2004.
- [2] T. Farid, « étude comportement dynamique et thermique de deux écoulements du fluide dans un échangeur de chaleur », Mémoire de Master en Génie Energétique- (2013).
- [3] P. Wuithier- Le Raffinage et génie chimique, Tome II- 2emeEdition-Edition TECHIP-Paris – France (1972).
- [4] Salem Mustafa, «Dimensionnement d'un échangeur de chaleur tubulaire pour la condensation du propane», Mémoire de Master en Génie Chimique-2021
- [5] S. SALL ; Introduction général échangeur de chaleur ; Mémoire de fin d'étude ; université de Tlemcen (2014).
- [6] SARYAH Mohamed, «Etude et dimensionnement d'un échangeur de chaleur à tube et calandre E01 a RHOUD NOUSS en vue de la production. Mémoire de Master en Génie Gazier-2021
- [7] A.BONTEMPS, A. GREIGUE, CH.GOUBIER,J.HUETTZ,CH.MARVILLET et R.VIDIL ;
« Description des échangeurs de chaleur », technique de l'ingénieur [B2 341]
- [8] CHRISTOPHE MARVILLET ; « Fluides caloporteurs », technique de l'ingénieur
[BE 9571].
- [9] A.BONTEMPS, A.GERIGUE, CH.GOUBIER, J.HUTEZ et R.VIDIL ; « Problèmes de fonctionnement », Technique de l'ingénieur [BE 9571]
- [10] Anastasios, J. Karablas « Scale Formation in Tubular Heat Exchangers Research Priorities », Research Institute, 2002.
- [11] JAQUE PADEF ; « Echangeur thermique, méthodes de calculs »,1967.
- [12] C.DUFFAU, J-M.GRILLOT, J-M.NAVARRO et R.VIDIL ; «Echangeur de chaleur, l'encrassement dans les échangeurs, description, prévention, remèdes », avril 1985.

ANNEX

Constituants	Mi (g/mol)	A	B	C	D	E	C _p (joul/g-mol.°k)	Xi% masssique	Somme de C _p .Xi
C ₁	16.043	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11	3.6388E +01	6.27E-01	22.815
C ₂	30.07	28.146	0.043447	0.00018946	-1.91E-07	5.33E-11	5.3450E +01	1.07E-01	5.7191
C ₃	44.096	28.277	0.16	0.00019597	-2.33E-07	6.87E-11	8.8068E +01	5.83E-02	5.1343
n-C ₄	58.123	20.056	0.28153	-0.000013143	-9.46E-08	3.41E-11	1.0092E +02	2.68E-02	2.7046
i-C ₄	58.123	6.772	0.34147	-0.00010271	-3.68E-08	2.04E-11	9.9004E +01	1.55E-02	1.5345
n-C ₅	72.15	26.671	0.32324	0.00004282	-1.66E-07	5.60E-11	1.2331E +02	1.29E-02	1.5906
i-C ₅	72.15	-0.881	0.47498	-0.000024797	-6.75E-08	-8.53E-12	1.1725E+02	9.79E-02	1.1478
C ₆	86.177	25.924	0.41927	-0.000012491	-1.59E-07	5.88E-11	1.4657E +02	1.63E-02	2.3890
C ₇	100.204	26.984	0.50387	-0.000044748	-1.68E-07	6.52E-11	1.6989E +02	1.36E-02	2.3105
C ₈	114.231	29.053	0.580165	-0.000057103	-1.95E-07	7.66E-11	1.9306E +02	9.41E-03	1.8166
C ₉	128.258	29.687	0.66821	-0.000096492	-2.00E-07	8.22E-11	2.1644E +02	6.21E-03	1.3440
C ₁₀	142.285	31.78	0.74489	-0.00010945	-2.27E-07	9.35E-11	2.3971E +02	6.89E-03	1.6516
C ₁₁	156.312	125.212	0.31401	0.00079137	-9.14E-07	2.76E-10	2.679E +02	3.79E-03	1.0153
C ₁₂	170.338	71.498	0.72559	0.00011553	-4.12E-07	1.41E-10	2.8924E +02	3.30E-03	0.954491
N ₂	28.013	29.414	-0.0045993	0.000013004	-5.48E-09	2.92E-13	2.90580E+ 01	0.078718155	2.2873
CO ₂	44.01	27.437	0.042315	-0.000019555	4.00E-09	-2.99E-13	3.8461E +01	4.26E-03	0.16384
Total									54.5785

Annexe-1 Tableau-1 la chaleur spécifique moyenne de gaz brut.

Constituants	Mi(g/mol)	Xi'(molaire)	$\rho_0 = M_i / 22.4$	$\rho_t = \rho_0(273 * P) / (1.033227 * T)$	Mi*Xi'	Xi%(massique)	Xi/ ρ_t
C ₁	16.043	8.07 E-01	0.71620536	62.868155	1.29 E+01	6.27 E-01	9.9732527 E-03
C ₂	30.07	7.36 E-02	1.34241071	117.83615	2.21 E+00	1.07 E-01	9.0804050 E-04
C ₃	44.096	2.73 E-02	1.96857143	172.80023	1.20 E+00	5.83 E-02	3.3738380 E-04
n-C ₄	58.123	9.50 E-03	2.59477679	227.768236	5.52 E-01	2.68 E-02	1.1765300 E-04
i-C ₄	58.123	5.50 E-03	2.59477679	227.768236	3.20 E-01	1.55 E-02	6.8051631 E-05
n-C ₅	72.15	3.70 E-03	3.22098214	282.736235	2.67 E-01	1.29 E-02	4.5625560 E-05
i-C ₅	72.15	2.80 E-03	3.22098214	282.736235	2.02 E-01	9.79 E-03	3.4625910 E-05
C ₆	86.177	3.90 E-03	3.8471875	337.704235	3.36 E-01	1.63 E-02	4.8267080 E-05
C ₇	100.204	2.80 E-03	4.47339286	392.672235	2.81 E-01	1.36 E-02	3.4634480 E-05
C ₈	114.231	1.70 E-03	5.09959821	447.640234	1.94 E-01	9.41 E-03	2.1021340 E-05
C ₉	128.258	1.00 E-03	5.72580357	502.608234	1.28 E-01	6.21 E-03	1.2355500 E-05
C10	142.285	1.00 E-03	6.35200893	557.576234	1.42 E-01	6.89 E-03	1.2357050 E-05
C11	156.312	5.00 E-04	6.97821429	612.544234	7.82 E-02	3.79 E-03	6.1873080 E-06
C12	170.338	4.00 E-04	7.604375	667.508315	6.81 E-02	3.30 E-03	4.9437580 E-06
N ₂	28.013	5.80 E-02	1.25058036	109.7753	1.62 E+00	0.078718155	7.1708430 E-04
CO ₂	44.01	2.00 E-03	1.96473214	172.463225	8.80 E-02	4.26 E-03	2.4700910 E-05
Total					20.60		0.012371666
Inverse de total							80.8331

Annexe-1 Tableau-2 la masse volumique moyenne de gaz brut.

Constituants	Mi (g/mol)	A	B	C	D	E	C _p (joule/g-mol.°k)	Xi% massique	C _p .Xi
C ₁	16.043	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11	3.7265E+01	7.06E-01	26.3090
C ₂	30.07	28.146	0.043447	0.00018946	-1.91E-07	5.33E-11	5.2591E+01	1.10E-01	5.7850
C ₃	44.096	28.277	0.16	0.00019597	-2.33E-07	6.87E-11	8.6349E+01	4.98E-02	4.3001
n-C ₄	58.123	20.056	0.28153	-0.000013143	-9.46E-08	3.41E-11	9.8971E+02	1.56E-02	1.5439
i-C ₄	58.123	6.772	0.34147	-0.00010271	-3.68E-08	2.04E-11	9.6887E+01	1.04E-02	1.0076
n-C ₅	72.15	26.671	0.32324	0.00004282	-1.66E-07	5.60E-11	1.2090E+02	4.19E-03	0.50657
i-C ₅	72.15	-0.881	0.47498	-0.000024797	-6.75E-08	-8.53E-12	1.1484E+02	3.81E-03	0.43754
C ₆	86.177	25.924	0.41927	-0.000012491	-1.59E-07	5.88E-11	1.4366E+02	2.73E-03	3.9219
C ₇	100.204	26.984	0.50387	-0.000044748	-1.68E-07	6.52E-11	1.6647E+02	1.06E-03	0.17645
C ₈	114.231	29.053	0.580165	-0.000057103	-1.95E-07	7.66E-11	1.8916E+02	6.02E-04	0.1387
C ₉	128.258	29.687	0.66821	-0.000096492	-2.00E-07	8.22E-11	2.1205E+02	6.76E-04	0.1434
C10	142.285	31..78	0.74489	-0.00010945	-2.27E-07	9.35E-11	2.3482E+02	0.00E+00	0
C11	156.312	125.212	0.31401	0.00079137	-9.14E-07	2.76E-10	2.6348E+02	0.00E+00	0
C12	170.338	71.498	0.72559	0.00011553	-4.12E-07	1.41E-10	2.8381E+02	0.00E00	0
N ₂	28.013	29.414	-0.0045993	0.000013004	-5.48E-09	2.92E-13	2.9045E+01	9.06E-02	2.6314
CO ₂	44.01	27.437	0.042315	-0.000019555	4.00E-09	-2.99E-13	3.8215E+01	4.64E-03	0.17731
Total									43.5242

Annexe-1 Tableau-3 la chaleur spécifique moyenne de gaz sec.

Constituants	Mi(g/mol)	Xi'(molaire)	$\rho_0=Mi/22.4$	$\rho_t=$ $\rho_0(273*P)/(1.033227*T)$	Mi*Xi'	Xi%(massique)	Xi/ ρ_t
C ₁	16.043	8.35 E-01	0.71620536	51.4035	13.3894878	7.06 E-01	1.3734 E-02
C ₂	30.07	6.92 E-02	1.34241071	96.3475	2.080844	1.10 E-01	1.1417 E-03
C ₃	44.096	2.14 E-02	1.96857143	141.2883	0.9436544	4.98 E-02	3.5247 E-04
n-C ₄	58.123	5.10 E-03	2.59477679	186.2324	0.2964273	1.56 E-02	8.3766 E-05
i-C ₄	58.123	3.4 E-03	2.59477679	186.2324	0.1976182	1.04 E-02	5.5844 E-05
n-C ₅	72.15	1.10 E-03	3.22098214	231.1764	0.079365	4.19 E-03	1.8124 E-05
i-C ₅	72.15	1.00 E-03	3.22098214	231.1764	0.7215	3.81 E-03	1.6480 E-05
C ₆	86.177	6.00 E-04	3.8471875	276.1205	0.0517062	2.73 E-03	9.8869 E-06
C ₇	100.204	2.00 E-04	4.47339286	321.0645	0.0200408	1.06 E-03	3.3015 E-06
C ₈	114.231	1.00 E-04	5.09959821	366.0085	0.0114231	6.02 E-04	1.6447 E -06
C ₉	128.258	1.00 E-04	5.72580357	410.9561	0.0128258	6.76 E-04	1.6449 E-06
C10	142.285	0.00 E+00	6.35200893	455.8966	0	0.00 E+00	0 E+00
C11	156.312	0.00 E+00	6.97821429	500.8406	0	0.00 E+00	0 E+00
C12	170.338	0.00 E+00	7.604375	545.7815	0	0.00 E+00	0 E+00
N ₂	28.013	6.13 E-02	1.25058036	89.7567	1.7171969	9.06 E-02	1.0093 E-03
CO ₂	44.01	2.00 E-03	1.96473214	141.0128	0.08802	4.64 E-03	3.2904 E-05
Total					18.9607595		1.646 E-02
Inverse de total							60.7494

Annexe-1 Tableau-4 la masse volumique moyenne gaz sec.

Constituants	Mi (g/mol)	A	B	C	D	E	C _p (joule/g-mol.°k)	Xi% masssique	Somme de C _p .Xi
C ₁	16.043	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11	3.774172E +01	6.27E-01	23.66405
C ₂	30.07	28.146	0.043447	0.00018946	-1.91E-07	5.33E-11	5.72254E +01	1.07E-01	6.123117
C ₃	44.096	28.277	0.16	0.00019597	-2.33E-07	6.87E-11	9.594252E +01	5.83E-02	5.593448
n-C ₄	58.123	20.056	0.28153	-0.000013143	-9.46E-08	3.41E-11	1.0927417E +02	2.68E-02	2.928547
i-C ₄	58.123	6.772	0.34147	-0.00010271	-3.68E-08	2.04E-11	1.079840E +02	1.55E-02	1.673752
n-C ₅	72.15	26.671	0.32324	0.00004282	-1.66E-07	5.60E-11	1.336170E +02	1.29E-02	1.723659
i-C ₅	72.15	-0.881	0.47498	-0.000024797	-6.75E-08	-8.53E-12	1.271927E+02	9.79E-02	1.245216
C ₆	86.177	25.924	0.41927	-0.000012491	-1.59E-07	5.88E-11	1.590075E +02	1.63E-02	2.591822
C ₇	100.204	26.984	0.50387	-0.000044748	-1.68E-07	6.52E-11	1.844087E +02	1.36E-02	2.507958
C ₈	114.231	29.053	0.580165	-0.000057103	-1.95E-07	7.66E-11	2.096555E +02	9.41E-03	1.972853
C ₉	128.258	29.687	0.66821	-0.000096492	-2.00E-07	8.22E-11	2.351265E +02	6.21E-03	1.460135
C10	142.285	31..78	0.74489	-0.00010945	-2.27E-07	9.35E-11	2.604590E +02	6.89E-03	1.794562
C11	156.312	125.212	0.31401	0.00079137	-9.14E-07	2.76E-10	2.871749E +02	3.79E-03	1.088392
C12	170.338	71.498	0.72559	0.00011553	-4.12E-07	1.41E-10	3.124507E +02	3.30E-03	1.031087
N ₂	28.013	29.414	-0.0045993	0.000013004	-5.48E-09	2.92E-13	2.912966E+ 01	0.078718155	2.293031
CO ₂	44.01	27.437	0.042315	-0.000019555	4.00E-09	-2.99E-13	3.950348E +01	4.26E-03	0.168284
Total									57.8419

Annexe-1 Tableau-5 la chaleur spécifique moyenne de gaz brut (entrée) :

Constituants	Mi(g/mol)	Xi'(molaire)	$\rho_0 = M_i / 22.4$	$\rho_t = \rho_0(273 \cdot P) / (1.033227 \cdot T)$	Mi*Xi'	Xi%(massique)	Xi/ ρ_t
C ₁	16.043	8.07 E-01	0.71620536	57.1686	1.29 E+01	6.27 E-01	1.0967 E-02
C ₂	30.07	7.36 E-02	1.34241071	107.1534	2.21 E+00	1.07 E-01	9.9856 E-04
C ₃	44.096	2.73 E-02	1.96857143	157.1346	1.20 E+00	5.83 E-02	3.7101 E-04
n-C ₄	58.123	9.50 E-03	2.59477679	207.1193	5.52 E-01	2.68 E-02	1.2939 E-04
i-C ₄	58.123	5.50 E-03	2.59477679	207.1193	3.20 E-01	1.55 E-02	7.4836 E-05
n-C ₅	72.15	3.70 E-03	3.22098214	257.1040	2.67 E-01	1.29 E-02	5.0174 E-05
i-C ₅	72.15	2.80 E-03	3.22098214	257.1040	2.02 E-01	9.79 E-03	3.8077 E-05
C ₆	86.177	3.90 E-03	3.8471875	307.0888	3.36 E-01	1.63 E-02	5.3079 E-05
C ₇	100.204	2.80 E-03	4.47339286	357.0735	2.81 E-01	1.36 E-02	3.8087 E-05
C ₈	114.231	1.70 E-03	5.09959821	407.0582	1.94 E-01	9.41 E-03	2.3117 E-05
C ₉	128.258	1.00 E-03	5.72580357	457.0430	1.28 E-01	6.21 E-03	1.3587 E-05
C ₁₀	142.285	1.00 E-03	6.35200893	507.0277	1.42 E-01	6.89 E-03	1.3588 E-06
C ₁₁	156.312	5.00 E-04	6.97821429	557.0125	7.82 E-02	3.79 E-03	6.8041 E-06
C ₁₂	170.338	4.00 E-04	7.604375	606.9936	6.81 E-02	3.30 E-03	5.4366 E-06
N ₂	28.013	5.80 E-02	1.25058036	99.8233	1.62 E+00	0.078718155	7.8857 E-04
CO ₂	44.01	2.00 E-03	1.96473214	156.8281	8.80 E-02	4.26 E-03	2.7163 E-05
Total					20.60		0.013599
Inverse de total							73.5345

Annexe-1 Tableau-6 la masse volumique de gaz brut (entrée) :

Constituants	Mi (g/mol)	A	B	C	D	E	C _p (joul/g-mol.°k)	Xi% masssique	Somme de C _p .Xi
C ₁	16.043	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11	3.520382E +01	6.27E-01	22.072
C ₂	30.07	28.146	0.043447	0.00018946	-1.91E-07	5.33E-11	4.9780E +01	1.07E-01	5.32646
C ₃	44.096	28.277	0.16	0.00019597	-2.33E-07	6.87E-11	8.06616E +01	5.83E-02	4.7024
n-C ₄	58.123	20.056	0.28153	-0.000013143	-9.46E-08	3.41E-11	9.24031E +01	2.68E-02	2.4764
i-C ₄	58.123	6.772	0.34147	-0.00010271	-3.68E-08	2.04E-11	8.974518E +01	1.55E-02	1.3910
n-C ₅	72.15	26.671	0.32324	0.00004282	-1.66E-07	5.60E-11	1.1283E +02	1.29E-02	1.4555
i-C ₅	72.15	-0.881	0.47498	-0.000024797	-6.75E-08	-8.53E-12	1.06605E+02	9.79E-02	1.0436
C ₆	86.177	25.924	0.41927	-0.000012491	-1.59E-07	5.88E-11	1.3386E +02	1.63E-02	2.1819
C ₇	100.204	26.984	0.50387	-0.000044748	-1.68E-07	6.52E-11	1.55012E +02	1.36E-02	2.1081
C ₈	114.231	29.053	0.580165	-0.000057103	-1.95E-07	7.66E-11	1.7604E +02	9.41E-03	1.6565
C ₉	128.258	29.687	0.66821	-0.000096492	-2.00E-07	8.22E-11	1.977252E +02	6.21E-03	1.2249
C10	142.285	31..78	0.74489	-0.00010945	-2.27E-07	9.35E-11	2.1837E +02	6.89E-03	1.5045
C11	156.312	125.212	0.31401	0.00079137	-9.14E-07	2.76E-10	2.48912E +02	3.79E-03	0.94337
C12	170.338	71.498	0.72559	0.00011553	-4.12E-07	1.41E-10	2.65563E +02	3.30E-03	0.87657
N ₂	28.013	29.414	-0.0045993	0.000013004	-5.48E-09	2.92E-13	2.90115E+ 01	0.078718155	2.2873
CO ₂	44.01	27.437	0.042315	-0.000019555	4.00E-09	-2.99E-13	3.7382E +01	4.26E-03	0.15924
Total									51.4097

Annexe-1 Tableau-7 la chaleur spécifique moyenne de gaz brut (sortie) :

Constituants	Mi(g/mol)	Xi'(molaire)	$\rho_0=Mi/22.4$	$\rho_t=$ $\rho_0(273*P)/(1.033227*T$	Mi*Xi'	Xi%(massique)	Xi/ ρ_t
C ₁	16.043	8.07 E-01	0.71620536	69.8609	1.29 E+01	6.27 E-01	8.9749 E-03
C ₂	30.07	7.36 E-02	1.34241071	130.9429	2.21 E+00	1.07 E-01	8.1714 E-04
C ₃	44.096	2.73 E-02	1.96857143	192.0206	1.20 E+00	5.83 E-02	3.0313 E-04
n-C ₄	58.123	9.50 E-03	2.59477679	253.1026	5.52 E-01	2.68 E-02	1.0588 E-04
i-C ₄	58.123	5.50 E-03	2.59477679	253.1026	3.20 E-01	1.55 E-02	6.1239 E-05
n-C ₅	72.15	3.70 E-03	3.22098214	314.1847	2.67 E-01	1.29 E-02	4.1058 E-05
i-C ₅	72.15	2.80 E-03	3.22098214	314.1847	2.02 E-01	9.79 E-03	3.1160 E-05
C ₆	86.177	3.90 E-03	3.8471875	375.2667	3.36 E-01	1.63 E-02	4.3435 E-05
C ₇	100.204	2.80 E-03	4.47339286	436.3488	2.81 E-01	1.36 E-02	3.1167 E-05
C ₈	114.231	1.70 E-03	5.09959821	497.4308	1.94 E-01	9.41 E-03	1.8917 E-05
C ₉	128.258	1.00 E-03	5.72580357	558.5128	1.28 E-01	6.21 E-03	1.1118 E-05
C10	142.285	1.00 E-03	6.35200893	619.5949	1.42 E-01	6.89 E-03	1.1120 E-05
C11	156.312	5.00 E-04	6.97821429	680.6769	7.82 E-02	3.79 E-03	5.5679 E-06
C12	170.338	4.00 E-04	7.604375	741.7549	6.81 E-02	3.30 E-03	4.4489 E-06
N ₂	28.013	5.80 E-02	1.25058036	121.9855	1.62 E+00	0.078718155	6.4530 E-04
CO ₂	44.01	2.00 E-03	1.96473214	191.6461	8.80 E-02	4.26 E-03	2.2228 E-05
Total					20.60		0.01112
Inverse de total							89.85

Annexe-1 Tableau-8 la masse volumique de gaz brut (sortie) :

Constituants	Mi (g/mol)	A	B	C	D	E	Cp _i (joule/g-mol.°k)	Xi% massique	Cp _i .Xi
C ₁	16.043	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11	3.4840E+01	7.06E-01	24.597
C ₂	30.07	28.146	0.043447	0.00018946	-1.91E-07	5.33E-11	4.8549E+01	1.10E-01	5.3403
C ₃	44.096	28.277	0.16	0.00019597	-2.33E-07	6.87E-11	7.8137E+01	4.98E-02	3.8912
n-C ₄	58.123	20.056	0.28153	-0.000013143	-9.46E-08	3.41E-11	8.9437E+02	1.56E-02	1.3952
i-C ₄	58.123	6.772	0.34147	-0.00010271	-3.68E-08	2.04E-11	8.6502E+01	1.04E-02	0.89962
n-C ₅	72.15	26.671	0.32324	0.00004282	-1.66E-07	5.60E-11	1.0920E+02	4.19E-03	0.45754
i-C ₅	72.15	-0.881	0.47498	-0.000024797	-6.75E-08	-8.53E-12	1.0279E+02	3.81E-03	0.39162
C ₆	86.177	25.924	0.41927	-0.000012491	-1.59E-07	5.88E-11	1.2944E+02	2.73E-03	0.35337
C ₇	100.204	26.984	0.50387	-0.000044748	-1.68E-07	6.52E-11	1.4982E+02	1.06E-03	0.1588
C ₈	114.231	29.053	0.580165	-0.000057103	-1.95E-07	7.66E-11	1.7011E+02	6.02E-04	0.1024
C ₉	128.258	29.687	0.66821	-0.000096492	-2.00E-07	8.22E-11	1.9054E+02	6.76E-04	0.1288
C10	142.285	31..78	0.74489	-0.00010945	-2.27E-07	9.35E-11	2.1091E+02	0.00E+00	0
C11	156.312	125.212	0.31401	0.00079137	-9.14E-07	2.76E-10	2.4247E+02	0.00E+00	0
C12	170.338	71.498	0.72559	0.00011553	-4.12E-07	1.41E-10	2.5744E+02	0.00E00	0
N ₂	28.013	29.414	-0.0045993	0.000013004	-5.48E-09	2.92E-13	2.8996E+01	9.06E-02	2.627
CO ₂	44.01	27.437	0.042315	-0.000019555	4.00E-09	-2.99E-13	3.7004E+01	4.64E-03	0.17169
Total									40.5145

Annexe-1 Tableau-9 la chaleur spécifique moyenne de gaz sec (entrée)

Constituants	Mi (g/mol)	Xi'(molaire)	$\rho_0 = M_i / 22.4$	$\rho_i = \frac{\rho_0(273 \cdot P)}{(1.033227 \cdot T)}$	Mi*Xi'	Xi%(massique)	Xi/ ρ_i
C ₁	16.043	8.35 E-01	0.71620536	59.9310	13.3894878	7.06 E-01	1.1780 E-02
C ₂	30.07	6.92 E-02	1.34241071	112.3309	2.080844	1.10 E-01	9.7924 E-04
C ₃	44.096	2.14 E-02	1.96857143	164.7272	0.9436544	4.98 E-02	3.0231 E-04
n-C ₄	58.123	5.10 E-03	2.59477679	217.1271	0.2964273	1.56 E-02	7.1847 E-05
i-C ₄	58.123	3.4 E-03	2.59477679	217.1271	0.1976182	1.04 E-02	4.7898 E-05
n-C ₅	72.15	1.10 E-03	3.22098214	269.5271	0.079365	4.19 E-03	1.5545 E-05
i-C ₅	72.15	1.00 E-03	3.22098214	269.5271	0.7215	3.81 E-03	1.4135 E-05
C ₆	86.177	6.00 E-04	3.8471875	321.9270	0.0517062	2.73 E-03	8.4801 E-06
C ₇	100.204	2.00 E-04	4.47339286	374.3270	0.0200408	1.06 E-03	2.8317 E-06
C ₈	114.231	1.00 E-04	5.09959821	426.7269	0.0114231	6.02 E-04	1.4107 E-06
C ₉	128.258	1.00 E-04	5.72580357	479.1269	0.0128258	6.76 E-04	1.4108 E-06
C10	142.285	0.00 E+00	6.35200893	531.5269	0	0.00 E+00	0 E+00
C11	156.312	0.00 E+00	6.97821429	583.9268	0	0.00 E+00	0 E+00
C12	170.338	0.00 E+00	7.604375	636.3230	0	0.00 E+00	0 E+00
N ₂	28.013	6.13 E-02	1.25058036	104.6467	1.7171969	9.06 E-02	8.6577 E-04
CO ₂	44.01	2.00 E-03	1.96473214	164.4059	0.08802	4.64 E-03	2.8222 E-05
Total					18.9607595		1.419 E-02
Inverse de total							70.8260

Annexe-1 tableau-10 la masse volumique de gaz sec (entrée) :

Constituants	Mi (g/mol)	A	B	C	D	E	C _p (joul/gmol.°k)	Xi% massique	C _p .Xi
C ₁	16.043	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11	3.8972E+01	7.06E-01	27.5142
C ₂	30.07	28.146	0.043447	0.00018946	-1.91E-07	5.33E-11	5.6770E+01	1.10E-01	6.2447
C ₃	44.096	28.277	0.16	0.00019597	-2.33E-07	6.87E-11	9.4636E+01	4.98E-02	4.7128
n-C ₄	58.123	20.056	0.28153	-0.000013143	-9.46E-08	3.41E-11	1.0828E+02	1.56E-02	1.6891
i-C ₄	58.123	6.772	0.34147	-0.00010271	-3.68E-08	2.04E-11	1.0692E+02	1.04E-02	1.1119
n-C ₅	72.15	26.671	0.32324	0.00004282	-1.66E-07	5.60E-11	1.3239E+02	4.19E-03	0.55074
i-C ₅	72.15	-0.881	0.47498	-0.000024797	-6.75E-08	-8.53E-12	1.2604E+02	3.81E-03	0.48021
C ₆	86.177	25.924	0.41927	-0.000012491	-1.59E-07	5.88E-11	1.5753E+02	2.73E-03	0.43005
C ₇	100.204	26.984	0.50387	-0.000044748	-1.68E-07	6.52E-11	1.8269E+02	1.06E-03	0.19365
C ₈	114.231	29.053	0.580165	-0.000057103	-1.95E-07	7.66E-11	2.0769E+02	6.02E-04	0.12502
C ₉	128.258	29.687	0.66821	-0.000096492	-2.00E-07	8.22E-11	2.3292E+02	6.76E-04	0.15745
C10	142.285	31.78	0.74489	-0.00010945	-2.27E-07	9.35E-11	2.5801E+02	0.00E+00	0
C11	156.312	125.212	0.31401	0.00079137	-9.14E-07	2.76E-10	2.8486E+02	0.00E+00	0
C12	170.338	71.498	0.72559	0.00011553	-4.12E-07	1.41E-10	3.0970E+02	0.00E00	0
N ₂	28.013	29.414	-0.0045993	0.000013004	-5.48E-09	2.92E-13	2.9116E+01	9.06E-02	2.6379
CO ₂	44.01	27.437	0.042315	-0.000019555	4.00E-09	-2.99E-13	3.9380E+01	4.64E-03	0.18272
Total									46.0304

Annexe-1 Tableau-11 la chaleur spécifique moyenne de gaz sec (sortie) :

Constituants	Mi (g/mol)	Xi'(molaire)	$\rho_0 = M_i / 22.4$	$\rho_i = \frac{\rho_0 (273 * P)}{(1.033227 * T)}$	Mi*Xi'	Xi%(massiqu)	Xi/ ρ_i
C ₁	16.043	8.35 E-01	0.71620536	44.8070	13.3894878	7.06 E-01	1.5756 E-02
C ₂	30.07	6.92 E-02	1.34241071	83.9834	2.080844	1.10 E-01	1.3097 E-03
C ₃	44.096	2.14 E-02	1.96857143	123.1571	0.9436544	4.98 E-02	4.0436 E-04
n-C ₄	58.123	5.10 E-03	2.59477679	162.3336	0.2964273	1.56 E-02	9.6098 E-05
i-C ₄	58.123	3.4 E-03	2.59477679	162.3336	0.1976182	1.04 E-02	6.4065 E-05
n-C ₅	72.15	1.10 E-03	3.22098214	201.5100	0.079365	4.19 E-03	2.0793 E-05
i-C ₅	72.15	1.00 E-03	3.22098214	201.5100	0.7215	3.81 E-03	1.8907 E-05
C ₆	86.177	6.00 E-04	3.8471875	240.6865	0.0517062	2.73 E-03	1.1342 E-05
C ₇	100.204	2.00 E-04	4.47339286	279.8630	0.0200408	1.06 E-03	3.7875 E-06
C ₈	114.231	1.00 E-04	5.09959821	319.0494	0.0114231	6.02 E-04	1.8868 E -06
C ₉	128.258	1.00 E-04	5.72580357	358.2159	0.0128258	6.76 E-04	1.8871 E-06
C10	142.285	0.00 E+00	6.35200893	397.3924	0	0.00 E+00	0 E+00
C11	156.312	0.00 E+00	6.97821429	436.5688	0	0.00 E+00	0 E+00
C12	170.338	0.00 E+00	7.604375	475.7425	0	0.00 E+00	0 E+00
N ₂	28.013	6.13 E-02	1.25058036	78.2384	1.7171969	9.06 E-02	1.1579 E-03
CO ₂	44.01	2.00 E-03	1.96473214	122.9169	0.08802	4.64 E-03	3.7749 E-05
Total					18.9607595		1.8884 E-02
Inverse de total							52.9535

Annexe-1 Tableau-12 la masse volumique de gaz sec (sortie)

Us= (Us ₁ +Us ₂)/2	S _t (m ²)	Nt	Nt'= Nt/2	G kg/m ² s	Re *10 ⁵	h _i w/m ² . °C	h _{io} w/m ² . °C	h _o w/m ² . °C	R _s m ² . °C/w	Us Kcal/m ² .h.° C
285	8850.685	8090.205	4045.102	121.9678	1.3638	1225.0482	954.9588	1091.62	0.00240244	358.6977
321.8488	7839.023	7165.468	3582.734	130.5230	1.4920	1251.1232	975.2848	1090.21	0.00226318	441.8556
381.8522	6607.216	6039.502	3019.751	133.4892	1.5012	1277.1985	995.6109	1088.81	0.00219119	456.3722
419.1122	6019.820	5502.577	2751.288	139.5863	1.5312	1303.2728	1015.937	1087.40	0.00215139	464.8151
441.9636	5708.570	5218.071	2609.035	145.6698	1.5569	1329.3478	1036.263	1086.02	0.00212846	469.8239
455.8937	5534.141	5058.629	2529.314	149.8569	1.6230	1355.4228	1056.589	1084.54	0.0021149	472.8355
464.3646	5433.188	4966.351	2483.175	152.8923	1.7023	1381.4977	1076.915	1083.18	0.00210676	474.6619
469.5132	5373.608	4911.890	2455.945	158.8451	1.7122	1407.5726	1097.241	1081.69	0.00210183	475.7756
472.6444	5338.009	4879.350	2429.675	166.8874	1.7233	1433.6447	1117.567	1080.38	0.00209883	476.8748
474.7596	5314.227	4857.611	2428.805	169.7024	1.8025	1459.7224	1137.893	1078.82	0.00209699	477.1312
475.9454	5300.986	4845.508	2422.754	175.9971	1.8195	1485.7974	1158.219	1077.55	0.00209586	477.2888
476.6171	5293.516	4838.680	2419.34	188.7759	1.8465	1511.8772	1178.545	1076.71	0.00209517	477.3857
477.0014	5289.251	4834.781	2417.390	195.3321	1.8645	1537.9472	1198.871	1074.17	0.00209474	477.4453
477.2233	5286.791	4832.532	2416.266	197.3614	1.9062	1564.0221	1219.197	1073.77	0.00209448	477.5045
477.3639	5285.234	4831.109	2415.554	200.8955	1.9104	1590.0910	1239.524	1071.69	0.00209432	477.5183
477.4411	5284.380	4830.329	2415.164	202.3650	1.9255	1616.1727	1259.850	1070.61	0.00209422	477.5269
477.4840	5283.905	4829.894	2414.947	204.0251	1.9588	1642.2468	1280.176	1069.15	0.00209416	477.5321
477.5080	5283.639	4829.651	2414.825	204.0890	1.9714	1668.3218	1300.502	1067.74	0.00209412	477.5354
477.5217	5283.488	4829.513	2414.756	204.1203	1.9852	1694.3967	1320.822	1066.34	0.0020941	477.5373
477.5301	5283.395	4829.428	2414.714	204.2003	1.9978	1720.4716	1341.154	1064.49	0.00209409	477.5386
477.5347	5283.344	4829.382	2414.691	204.2145	2.0855	1746.5466	1361.184	1063.35	0.00209408	477.5393
477.5372	5283.316	4829.356	2414.678	204.2355	2.1458	1772.6225	1381.851	1062.31	0.00209407	477.5398
477.5386	5283.301	4829.342	2414.671	204.2688	2.2058	1798.6964	1402.145	1060.27	0.00209407	477.5401
477.5394	5283.292	4829.334	2414.667	204.2901	2.2145	1824.7713	1422.478	1059.28	0.00209407	477.5402
477.5398	5283.288	4829.330	2414.665	204.3044	2.2688	1842.3618	1442.022	1057.14	0.00209406	477.5403
477.5401	5283.284	4829.327	2414.663	204.2898	2.2844	1850.8463	1442.785	1057.92	0.00209406	477.5404

Annexe-II Tableau-1 le tableau des estimations

Figure 1 : facteur de correction F.

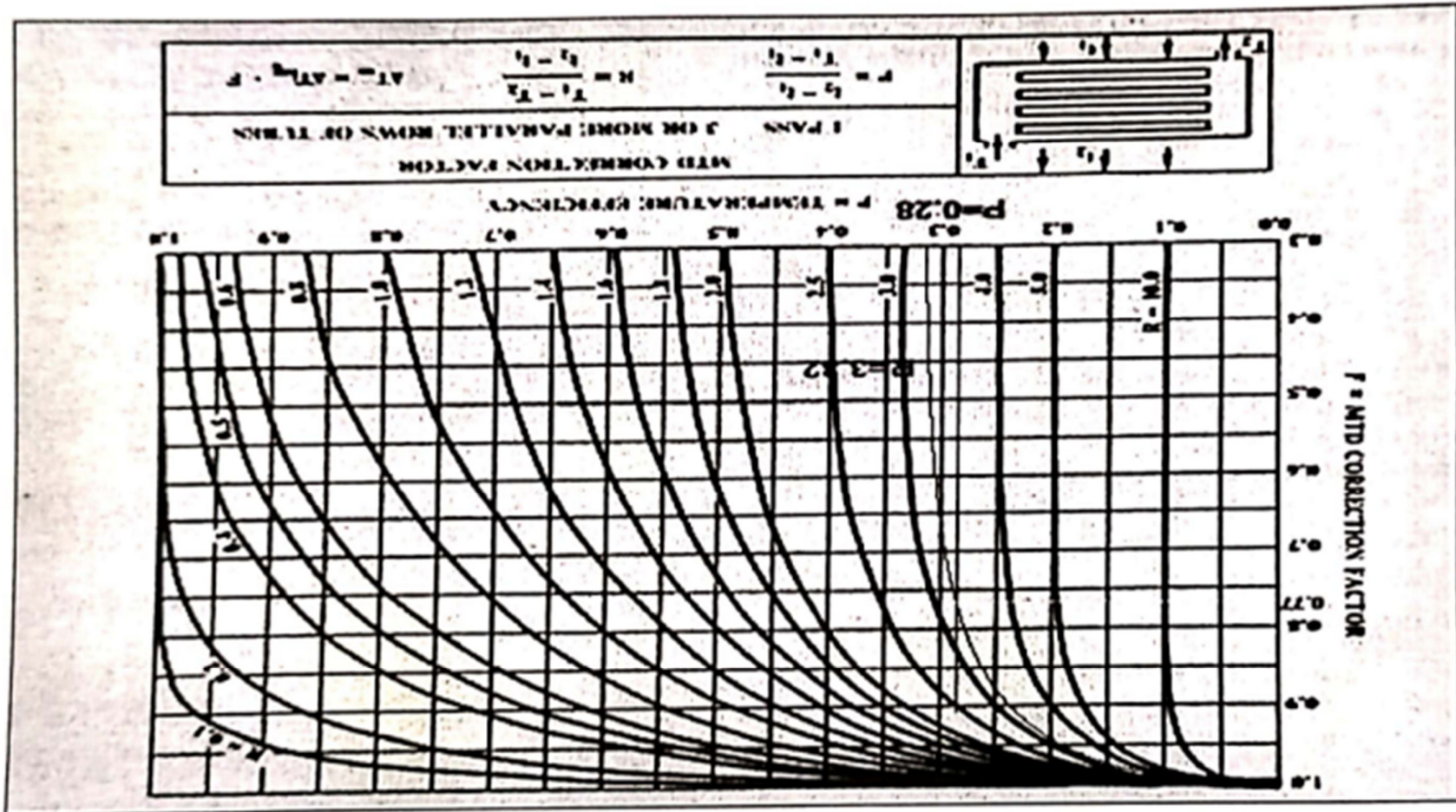


Figure 3 : Détermination du coefficient de compressibilité Z.

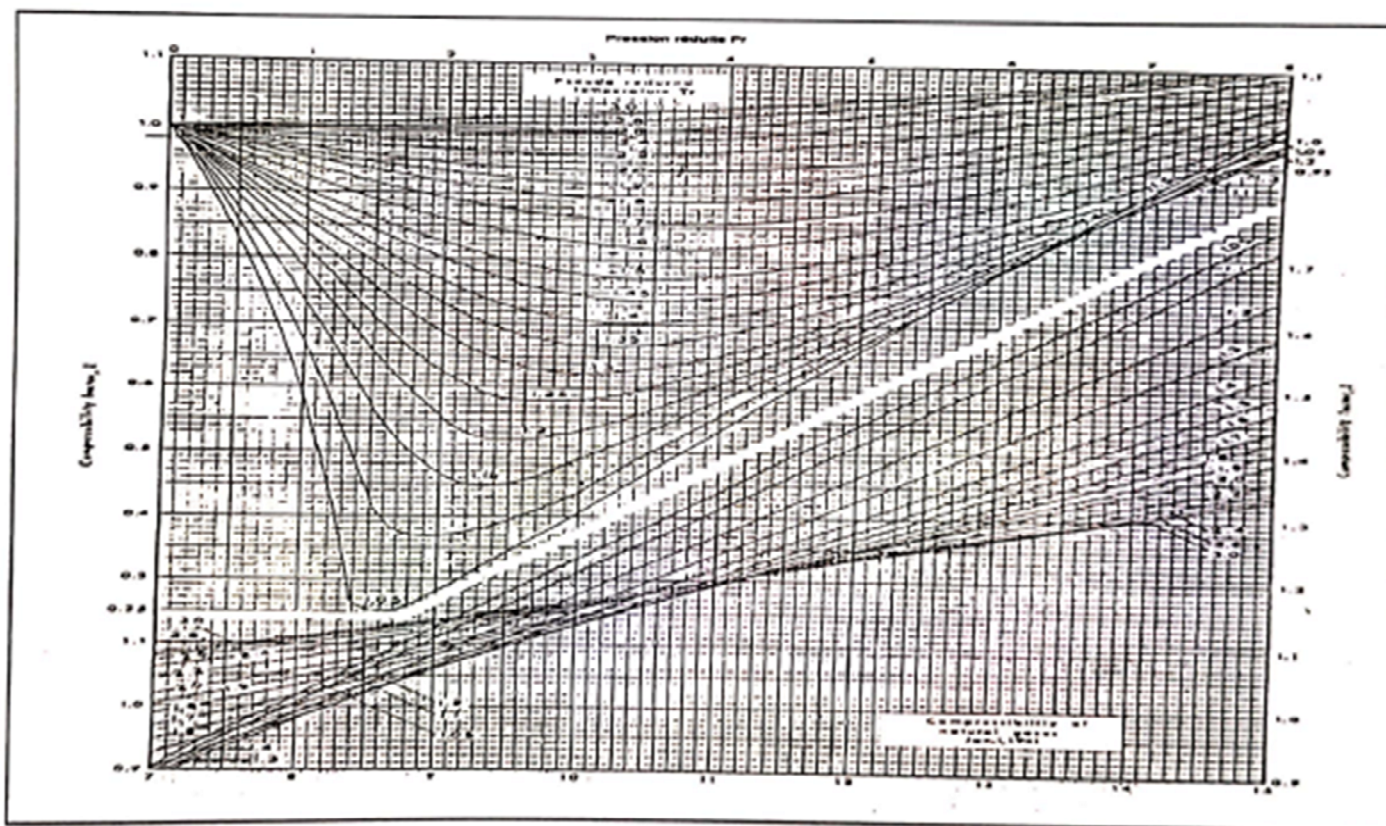


Figure 4 : la viscosité dynamique a pression 1 atm.

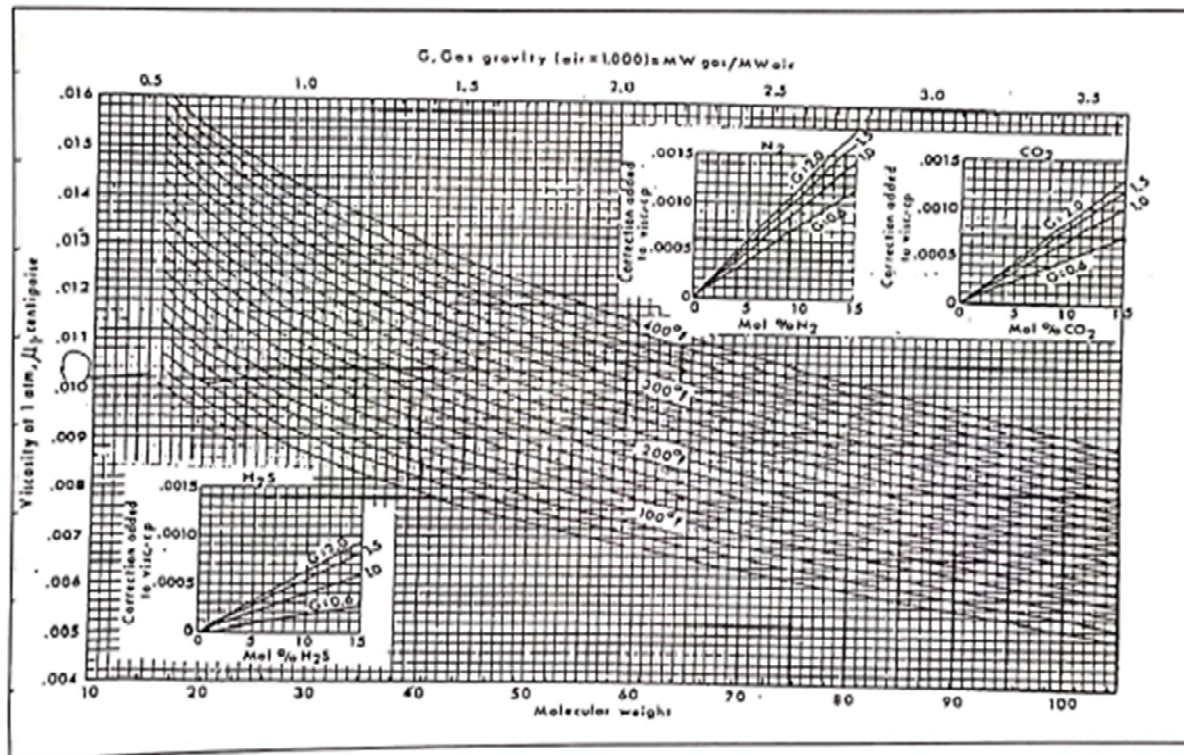


Figure 5 : rapport de viscosité dynamique.

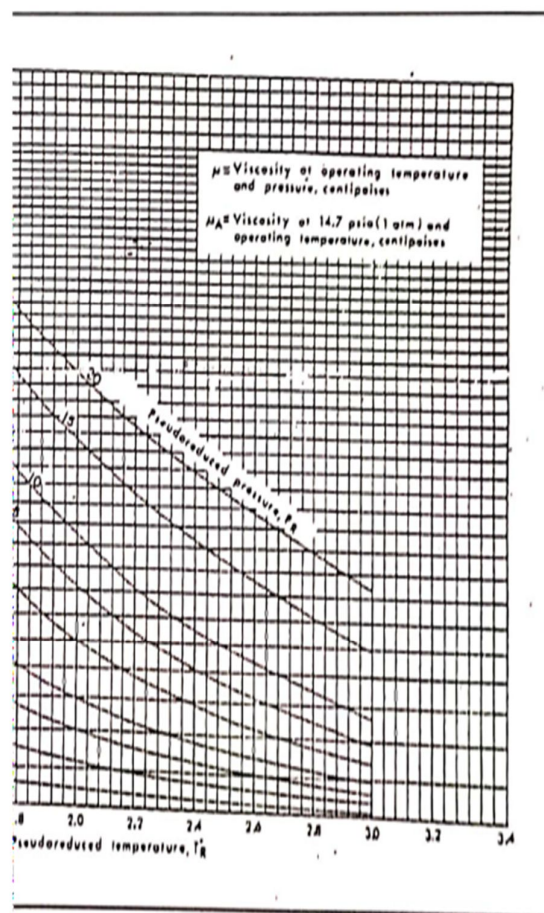


Figure 6 : coefficient j_h et coefficient de friction.

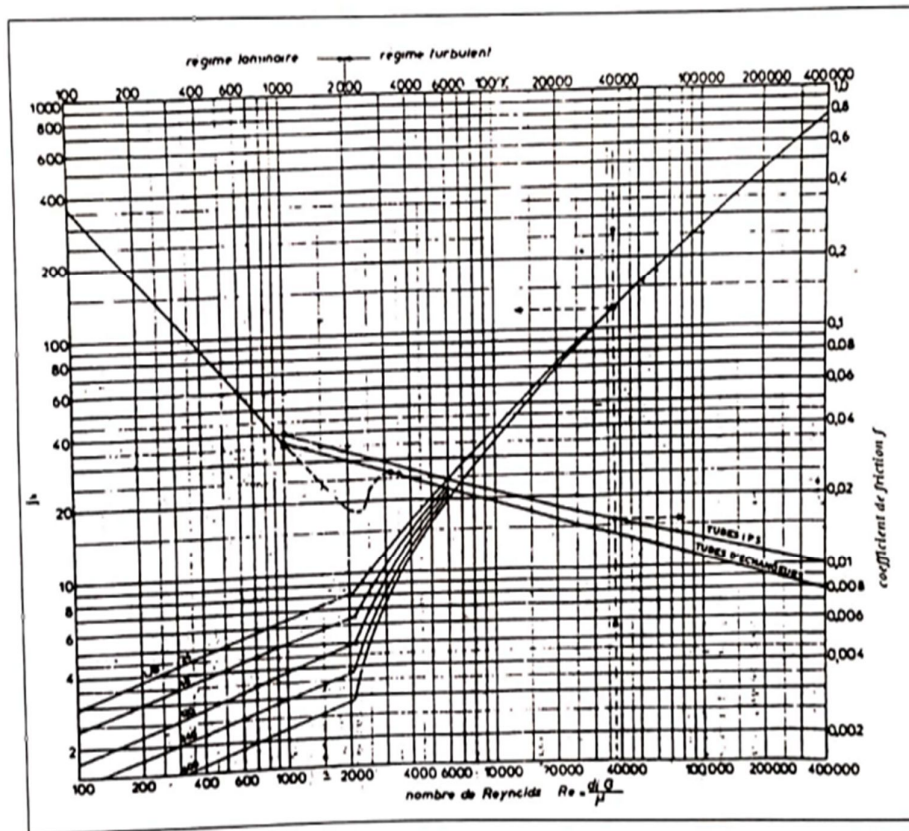


Figure 7 : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12.7 mm)	14	2.10	0.848	0.565	0.0399	0.0266	0.600
	16	1.65	0.940	0.694		0.0295	0.490

Figure 8 : Heat Capacity of SG =0.70 Natural Gas

la Chaleur spécifique du gaz naturel en
fonction de température et de pression[15]

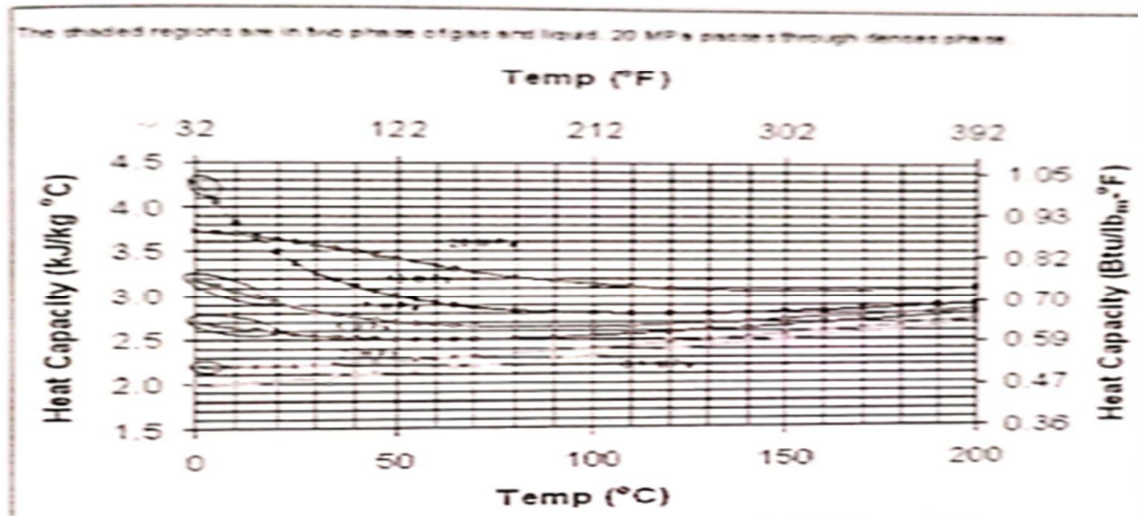


Figure 9: Matériaux des tubes et calandre

MATÉRIAUX		F ₂
Calandre	Tubes	
AC	AC	1,0
AC	Laiton Amirauté	1,7
AC	Bronze aluminium	1,8
AC	5 % chrome	1,6
AC	Inox 304	2,4
AC	Inox 316	2,7
0,5 % molybdène	0,5 % molybdène	1,3
1,25 % chrome	1,25 % chrome	1,6
5 % chrome	5 % chrome	1,9
Inox 304	Inox 304	2,8
Inox 316	Inox 316	3,3
Cladded Monei	Monel	6
20 % Cr – 25 % Ni	20 % Cr – 25 % Ni	7

ملخص: أصبحت المبادلات الحرارية عنصرًا لا غنى عنه في المجال الصناعي لاستعادة الطاقة وتحسينها الطريقة الصناعية. يعتمد اختيار وتصميم مبادل حراري لتطبيق معين على العديد من العوامل، بما في ذلك: بالنسبة للسوائل وقابليتها للتآكل ودرجة الحرارة والضغط الذي تعمل به. يعتمد الاختبار أيضًا على المساحة يتم تشغيلها من قبل المبادلات، ما مدى صعوبة صيانتها، إلى جانب الاعتبارات الاقتصادية .

في هذا العمل، نصمم مبادل حراري حزمة أنبوب وسترة مكافئة لشبكة من أربعة مبادلات حرارية متصلة بالسلسلة. هذا لتقليل الازدحام في المنشأة وتقليل وقت الصيانة وتكاليفه.

الكلمات المفتاحية: مبادل حراري - تصميم - أنبوب مبادل حراري.

كلمات مفتاحية: كلمة 1، كلمة 2، كلمة 3، كلمة 4، ...

Abstract : Heat exchangers have become an indispensable component of the industrial field for energy recovery and optimization industrial method. The selection and design of a heat exchanger for a particular application depends on many factors, including:

For fluids, their corrosiveness, and the temperature and pressure at which they work. The test also depends on the area the exchangers are operated on, how difficult it is to maintain them, besides economic considerations.

In this work, we design a tube-and-jacket bundle heat exchanger equivalent to a network of four series-connected heat exchangers.

This is to reduce congestion in the facility and reduce maintenance time and costs.

Keywords: heat exchanger - design - tube heat exchanger

Key words: word1, word2, word3, word4 ...

Résumé : Les échangeurs de chaleur sont devenus un élément indispensable dans le domaine industriel de la récupération et de l'optimisation de l'énergie par méthode industrielle. La sélection et la conception d'un échangeur de chaleur pour une application particulière dépendent de nombreux facteurs, notamment : pour les fluides, leur corrosivité, ainsi que la température et la pression auxquelles ils fonctionnent. Le test dépend également de la zone sur laquelle les échangeurs sont exploités, de leur difficulté à entretenir, ainsi que de considérations économiques.

Dans ce travail, nous concevons un échangeur de chaleur à faisceau de tubes et chemise équivalent à un réseau de quatre échangeurs de chaleur connectés en série. Il s'agit de réduire la congestion dans l'installation et de réduire le temps et les coûts de maintenance.

Mots clés : échangeur de chaleur - conception - échangeur de chaleur à tubes.

Mots clés : mot1, mot2, mot3, mot4, ...