

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

BADJIMOKHTAR-ANNABAUNIVERSITY
UNIVERSITE BADJI MOKHTAR-ANNABA



جامعة باجي مختار – عنابة

Faculté des Sciences de l'Ingénierat

Année 2018

Département de Génie des Procédés

Spécialité: Génie chimique

MEMOIRE

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de **Master**

DIMENSIONNEMENT D'UN ECHANGEUR ADDITIONNEL POUR LE REFROIDISSEMENT DU GAZ DE SYNTHESE DANS LA SECTION DE METHANISATION FERTIAL-ANNABA

Présenté par :

DJEMIL REDOUANE

MAUCHE YOUSRA

DIRECTEUR DE MEMOIRE : Nacéra, ZABAT, Dr, Université Badji Mokhtar- Annaba

Devant le jury :

Président : Kherrat Rochdi,

Pr, Université Badji Mokhtar-Annaba

Membre : Khellaf Nabila,

Pr, Université Badji Mokhtar-Annaba



Remerciements



Nous tenons tout d'abord à remercier fortement notre DIEU puissant qui nous a donné le courage et la force pour mener à bout ce modeste travail.

*Nous sommes reconnaissants à notre encadreur de mémoire, **Mme Zabat** pour m'avoir fait l'honneur d'examiner cette thèse. Qu'ils trouvent ici l'expression de mon profond respect. Et je remercie également le mes chères les jurés*

Nous tenons à travers ce mémoire, à exprimer nos très sincères remerciements à tous les étudiants, les amis sans exception et tous ceux qui nous ont aidés de près ou de loin à réaliser ce travail.

En fin, qu'il me soit permis d'exprimer ici nos sentiments de profonde reconnaissance à mes parents, mes frères, mes sœurs qui m'ont soutenu et encouragé pendant l'élaboration de ce travail.

Merci à vous tous !



À la plus belle créature que Dieu a créée sur terre ...

À cette source de tendresse, de patience et de générosité,..

À mes chers parents !

A mon cher frère !

A ma chère sœur !

À toute ma famille

À tous mes amis et collègues

À tous les étudiants de la promotion 2017/2018

A tous ceux qui, par un mot, m'ont donné la force de continuer

Redouane...



À la plus belle créature que Dieu a créée sur terre ...

À cette source de tendresse, de patience et de générosité,,,

À mes chers parents!

A mon cher frère Djelloul !

À tous mes tantes, mes oncles et leurs fils !

À toute ma famille !

À tous mes amis et collègues : Rim, Houda et Khaoula !

À tous mes tantes, mes oncles et leurs fils !

À tous les étudiants de la promotion 2017/2018

A tous ceux qui, par un mot, m'ont donné la force de continuer

Yousra...

Liste des tableaux

Tableau	Titre du tableau	page
Tableau II.1	Caractéristiques du bac de stockage de NH ₃ liquide.	24
Tableau III.10	Avantages et inconvénients des échangeurs.	45
Tableau IV.1	Caractéristique de l'ammoniac et gaz de proces.	49
Tableau IV.2	Tableau résume les résultats obtenus.	59

Liste des figures

Figures	Titre de figure	Page
Figure I.1	Situation géographique D'ASMIDAL ANNABA	5
Figure I.2	Les directions générales de Fertial	7
Figure II.1	Compression et désulfuration du gaz naturel	15
Figure II.2	Reforming primaire et secondaire	17
Figure II.3	Conversion du CO en CO ₂ (réaction de shift)	18
Figure II.4	Purification du gaz (extraction du gaz carbonique)	19
Figure II.5	Procédés de méthanisation	20
Figure II.6	Compression du gaz de synthèse purifié	22
Figure II.7	Synthèse de l'ammoniac	23
Figure III.1	Echangeur coaxial	29
Figure III.2	Echangeur à faisceau tubulaire horizontal	29
Figure III.3	Echangeur à faisceau tubulaire vertical	30
Figure III.4	Echangeur spiral	30
Figure III.5	Echangeur à plaques	31
Figure III.6	Échangeur tubulaire	32
Figure III.7	Principe de circulation	33
Figure III.8	La calandre	34
Figure III.9	La plaque tubulaire	34
Figure III.10	Les types de pas carré	35
Figure III.11	Les types de pas triangulaire	35

Figure III.13	Chicanes transversale et chicane longitudinales.	37
Figure III.14	Types d'un déflecteur	38
Figure III.15	Echangeur à plaques tubulaires fixe.	39
Figure III.16	Échangeur à tête flottante	39
Figure III.17	Echangeur en U	40
Figure III.18	Echangeur double-tube	40

Liste des symboles

A : Surface d'échange	m^2
a : Surface d'échange du tube	m
a_{ct} : La section de la calandre	m
a_t : La section par passe	m
l : La longueur du tube	m
D_c : Diamètre de la calandre	m
D_e : Diamètre équivalent	m
d_i : Diamètre intérieur	m
D_0 : Diamètre extérieur	m
B : espace entre chicane	m
e : épaisseur de tube	m
P : Le pas	m
G_t : Vitesse massique coté tubes	$Kg/h.m^2$
G_{ct} : Vitesse massique coté calandre	$Kg/h.m^2$
DTLM : Différence de température logarithmique moyenne	$^{\circ}C$
T_1 : Température d'entrée coté calandre	$^{\circ}C$
T_2 : Température sortie coté calandre	$^{\circ}C$
t_1 : Température entrée coté tube	$^{\circ}C$
t_2 : Température sortie coté tube	$^{\circ}C$
T_c : Température calorique coté tube	$^{\circ}C$
t_c : Température calorique coté calandre	$^{\circ}C$

t_t : Température du tube

F : Facteur de correction

f : coefficient de friction entre le fluide et la paroi

φ : coefficient de correction

N_t : Nombre de tube

n_t : Nombre de passe cot étube

n_c : Nombre de passe cot écalandre

U_s : Coefficient d'échange choisi Kcal/h.m² °C

U_p : Coefficient de transfert propre Kcal/h.m² °C

h_{i0} : Coefficient de transfert de chaleur à l'intérieure de tube Kcal/h.m² °C

h_o : Coefficient de transfert de chaleur à l'extérieur de tube Kcal/h.m² °C

Re : Reynolds

R_s : Résistance d'encrassement h.m². °C/Kcal

ΔP_t : pert de charge cot étube Kg/cm

ΔP_c : pert de charge coté calandre Kg/cm

μ : Viscosité dynamique Kmol/h.m

P : masse volumique Kg/m³

λ : Conductivité thermique Kcal/h.m °C

C_p : Chaleur spécifique Kcal/h.m °C

C : échangeur

D : réacteur

B : four

J : compresseur

F : ballon-séparateur

Abréviation

Co-Mo	Cobalt-molybdène
ZnO	Oxyde de Zinc
NiO	Oxyde de nickel
CuO	Oxyde de cuivre
Fe ₂ O ₃	Oxyde de fer
Cr ₂ O ₃	Oxyde de chrome
MEA	Mono Ethanol Amine
RI	Reforming primaire
RII	Reforming secondaire
HTS	High Température Section
LTS	Low Température Section

Introduction générale

La région d'Annaba contient plusieurs pôles industriels, parmi eux, le complexe FERTIAL qui a un poids économique important au niveau national et international ; conçu pour la production des engrais phosphatés et azotés et doté d'une unité de fabrication d'ammoniac qui utilise un procédé de synthèse de type Kellogg reconnu pour ces performances en matière de rendement de production de l'ammoniac présentant ainsi une source économique importante pour une utilisation dans plusieurs domaines scientifiques et industriels.

Pendant ce stage pratique à l'unité de l'ammoniac on s'est intéressé plus particulièrement à la section de méthanisation qui se situe juste après la section de décarbonatation. Le gaz sort du réacteur 106D passe sur un lit de catalyseur à base nickel et doit être refroidir dans les changeurs jusqu'à 38 °C. Hors, cette température est généralement dépassée ce qui perturbe les paramètres de marche de l'unité en influent négativement la capacité de l'aspiration du compresseur 103J qui situ é en aval.

Le travail qui nous a été confié est une étude de dimensionnement d'un échangeur de chaleur pour le refroidissement du gaz de synthèse qui sort de l'échangeur 142C afin de régler les paramètres de marche pour mettre le gaz dans les bonnes conditions avant passer au le ballon 104F et le compresseur 103J.

Il devient que le fait de disposer d'un échangeur bien adapté, bien dimensionné, bien réalisé et bien utilisé va permettre un gain de rendement et de l'énergie du procédé de fabrication de l'ammoniac.

Le manuscrit est réparti de la manière suivante:

➤ Le premier chapitre consiste en une présentation du complexe FERTIAL-ANNABA.

Introduction générale

- Le deuxième chapitre consiste à une description générale du procédé de fabrication de l'ammoniac au niveau de l'unité FERTIAL-ANNABA.
- Le troisième chapitre traite les généralités sur le transfert thermique et les échangeurs.
- Le quatrième chapitre est consacré aux différents calculs pour le dimensionnement d'un échangeur.
- Notre travail se termine par une conclusion générale qui résume les points essentiels de cette étude.

I.1 Introduction

Notre pays compte plusieurs complexes industriels entre autre celui d'ASMIDAL à Annaba, considéré comme l'un des piliers de l'économie nationale et support pour le secteur agricole, celui-ci tente de suffire le marché nationale et devenir compétitif sur le marché international.

I.2 Historique de l'entreprise : [1]

A l'aube de l'indépendance, la situation du secteur de l'industrie des produits chimiques montrait une faiblesse notable dans les capacités de production installées qui se limitait de petites unités de fabrication vétustes. C'est pourquoi la SONATRACH (société mère) a mis en œuvre une stratégie de développement globale connu à sa création, en 1972 sous le nom du COMPLEX D'ENGRAIS PHOSPHOTES DE BONE (CEPB) puis ASMIDAL en septembre 1984, aujourd'hui FERTIAL.

L'implantation du complexe a été choisie sur la base des considérations économiques suivantes :

- Existence d'une infrastructure importante caractérisée par la proximité des installations portuaires (3 kilomètres) et les moyens de communication rapide :

- Des utilités proches (eau de mer, eau de barrage....)

- Les centrales thermiques d'EL HADJAR et d'ANNABA (énergie électrique)

- Proximité des gisements de mines (phosphate) à 300 KM au sud de ANNABA (djebel de ONK) ; a pour principales missions la production, la commercialisation et la distribution de :

- L'ammoniac

- Les engrais phosphatique

- Les engrais azotiques

FERTIAL, fertilisant d'algérien est une société issue d'un partenariat signé en aout 2005 entre le groupe ASMIDAL et le groupe espagnol VILAR MIR.

Cet ensemble industriel, qui a une importance majeure dans le développement du pays, a répondu dans les faits à stratégie de croissance ébauchée probablement aux décisions en 1966 sur la nationalisation des ressources minières du pays et leur valorisation. En 1977, a été

une année charnière dans la vie de l'entreprise « SONATRACH-CEPB », a vu sa restriction avec le déstagement des activités secondaires et secondaire et recentrage sur son métier de base à son savoir la fabrication de l'ammoniac et des engrais.

La réalisation du complexe des engrais phosphates et azotés de ANNABA entre dans le cadre de la politique du développement de l'industrie pétrochimique et principalement la promotion de l'agriculture algérienne qui représente un outil indispensable dans l'indépendance du pas.

Elle utilise des technologies modernes avec des processus de fabrication complexe propres de chaque produit. Ces processus assurent un rôle fonctionnel de haut niveau.

I.3 Situation géographique :

L'usine est située à l'est de la ville de Annaba ; elle est limitée par l'Oued Seybouse et la cité Sidi Salem à l'Est, la cité Seybouse à l'Ouest, la mer méditerranée au Nord, la route nationale n°44 et la plaine de Annaba au Sud.

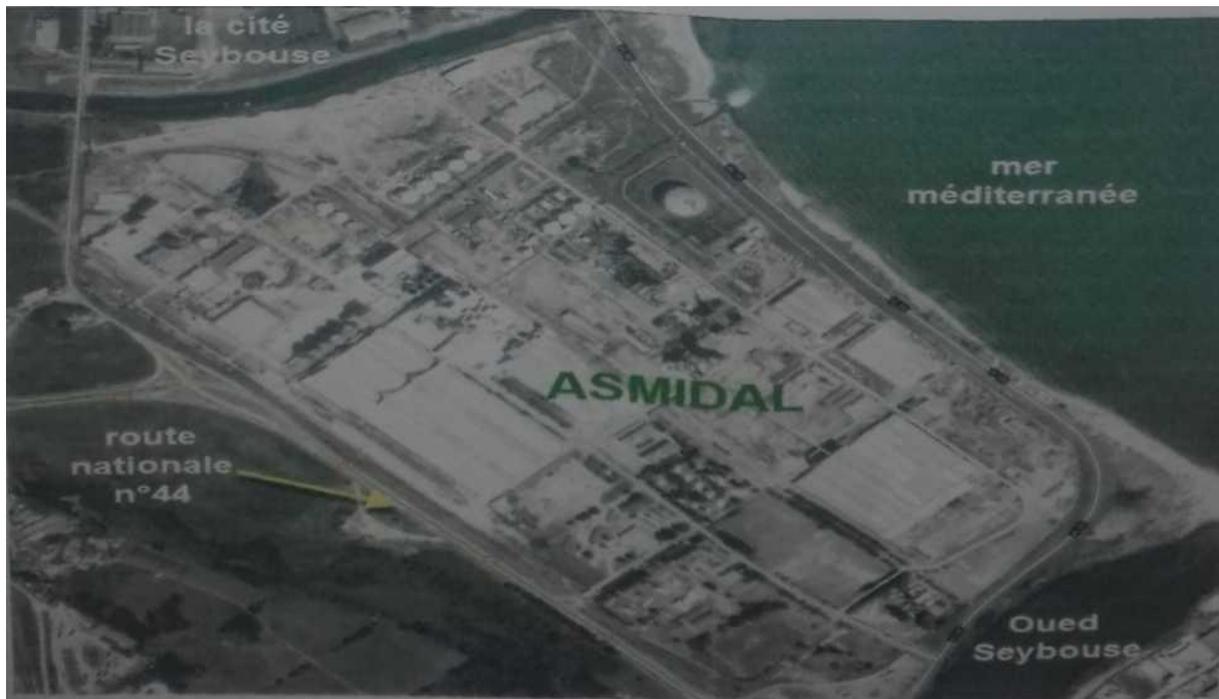


Figure I.1.Situation géographique d'ASMIDAL-ANNABA [2]

I.4 Pr é s e n t a t i o n d u F E R T I A L (S P A) : [1]

FERTIAL en tant que EPE/SPA a é t é c r é é le 01/03/2001. Le 04/08/2005 FERTIAL a é t é o r g a n i s é e s o u s l a f o r m e d ' u n e s o c i é t é p a r (S P A) : 66% g r o u p e e s p a g n o l V I L A R M I R , 34% A S M I D A L - F E R T I A L - A L G E R I E q u i r e p r é s e n t e u n c a p i t a l s o c i a l d e 17.697.000.000,00DA sa d u r é e d e v i e e s t d e 99 a n s .

Elle est inscrite dans le registre de commerce sous le N ° 036322B01 et son N ° d ' i d e n t i f i c a t i o n s t a t i s t i q u e 0001305053906 dont le si è g e s o c i a l d e l a d i r e c t i o n g é n é r a l e e s t s i t u é à l a p l a t e f o r m e A N N A B A r o u t e d e s s a l i n s .

1. D i r e c t i o n d e p l a t e f o r m e

Il y a deux p ô l e s i n d u s t r i e l s :

a- P l a t e f o r m e A N N A B A : c o m p l e x e f a b r i q u a n t d e s e n g r a i s p h o s p h a t é s , a z o t é s e t d e l ' a m m o n i a c (N H ₃ : 1000T/J e t 1000T / J d e n i t r a t e d ' a m m o n i u m)

b- P l a t e f o r m e A R Z E W : c o m p l e x e f a b r i q u a n t d e s e n g r a i s a z o t é e t d e l ' a m m o n i a c (N H ₃ : 1000T/J e t 1500T/J d e n i t r a t e d ' a m m o n i u m)



Figure I.2. Les directions g é n é rales de Fertial.

2. Pr é s e n t a t i o n d e l a p l a t e f o r m e – A N N A B A

Elle est dirig é e par une direction et emploie environ 800 travailleurs r é p a r t i s c o m m e s u i t :

Cadre sup é r i e u r e : a u x e n v i r o n s d e 50

Cadre : a u x e n v i r o n s 350

Maitrises : a u x e n v i r o n s d e 400

Dans le complexe, il a lieu de distinguer deux zones ; la zone sud qui comprend les anciens ateliers dont le d é m a r r a g e r e m o n t e à 1972 « engrais phosphat é s » et la zone nord ' engrais azot é s » qui comprend les ateliers dit nouveaux et le d é m a r r a g e r e m o n t e à 1982

- **Zone sud** « engrais phosphatés » :

Composée de trois ateliers principaux :

1. Atelier d'engrais : NPK et UAN liquide
2. Atelier super simple phosphate : SSP
3. Centrale utilités 1

- **Zone nord** « engrais azotés » :

Cette zone comprend également cinq ensembles :

1. Atelier acide nitrique
2. Atelier nitrate d'ammonium
3. Atelier d'ammoniac
4. L'installation de manutention et de stockage
5. Central utilités 2

I.5. Objectif de l'entreprise

Dans le cadre national du développement économique et de social de l'entreprise est chargée de :

- Promouvoir et développer l'industrie des engrais et des produits phytosanitaires.
- Exploiter, gérer et rentabiliser les moyens humains, matériels et financiers dont elle dispose.
- Satisfaire les besoins du marché national et international.
- Favoriser l'épanouissement de l'esprit d'imagination et l'initiative et faire appel aux moyens locaux.

I.6. Principales activités

Liste des produits fabriqués ou vendus par FERTIAL

FERTIAL D'ANNABA présente plusieurs activités, nous pouvons citer les activités les plus importantes :

- Production de l'ammoniac : 1000T/J
- Production de nitrate d'ammonium ou/et d'ammonium calcique à 27 % d'azote : 02 ligne de 500T/J
- Production d'acide nitrique : 02 ligne de 400T/J chacune
- Production des engrais phosphatés : 1000TT/J
 - ✓ -NPK 15.15.15S
 - ✓ -NPK 15.15.15C
 - ✓ -PK 04.20.25
 - ✓ -TPS0.46.0
- SSP (super simple phosphate) : capacité 1200T/J
- UAN (urée acide nitrique) capacité 600 T/J
- Des engrais azotés :
 - ✓ -Nitrique d'ammoniac
 - ✓ -UAN 32%
 - ✓ -UREE 46% (importé)
 - ✓ -Sulfate d'ammonium (importée)

Une partie du nitrate et de l'ammoniac est autoconsommée par FERTIAL pour la production d'autres produits.

Fertial exporte certains produits vers l'étranger :

- ✓ **NH₃**: Espagne, France, Italie, Grèce, Belgique, Cuba, grand Bretagne, Turquie et Maroc.
- ✓ **UAN**: France, Espagne et USA.
- ✓ **Nitrate**: Tunisie et Maroc.
- ✓ **SPP** : Maroc, Grèce, France, Italie et Brésil.

Chapitre I : Présentation du complexe ASMIDAL - ANNABA

L'unité d'ammoniac représente une grande valeur économique de la société, pour cela FERTIAL, la mise toujours en priorité par rapport aux autres unités.

II.1. Introduction :

L'unité d'ammoniac représente la tranche essentielle dans le complexe ASMIDAL. L'ammoniac sert le plus souvent à créer des engrais azotés synthétiques, lesquels ont longtemps été considérés comme essentiels pour alimenter la population mondiale au début du XXI^e siècle. Le procédé de fabrication de l'ammoniac utilise des matières premières l'air comme source d'azote, du méthane comme source d'hydrogène et de l'eau, ceci s'effectue par la méthode de reforming à haute pression dans l'ordre suivant préparation des matières brute d'alimentation, purification du gaz de synthèse, synthèse de l'ammoniac.

L'ammoniac joue aussi un rôle très important dans la production d'autres composés comme l'acide nitrique, carbonate d'ammonium...etc.

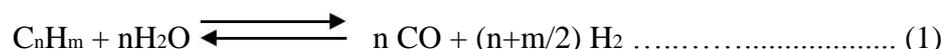
II.2. Principe du procédé: [3]

Le principe de fabrication de l'ammoniac consiste à faire réagir en présence d'un catalyseur, l'hydrogène et l'azote de l'air. La production d'hydrogène s'effectue principalement par reformage des hydrocarbures par la vapeur d'eau puis conversion par la vapeur d'eau du monoxyde de carbone produit.

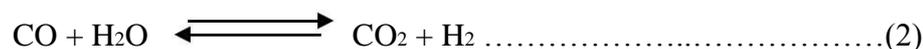
L'hydrogène est purifié de tous les composés oxygénés qui l'accompagnent avant d'être introduit dans le réacteur catalytique de synthèse d'ammoniac.

Les réactions principales mises en œuvre sont les suivantes:

- Reformage de l'hydrogène (endothermique):



- Conversion de l'oxyde de carbone:



- Synthèse (exothermique) de l'ammoniac:



II.3. Matières premières :

Le gaz naturel est la source essentielle d'hydrogène destiné à la synthèse de l'ammoniac. Environ 90 % de la production d'ammoniac est actuellement obtenu à partir du gaz naturel et ce pour des raisons économiques (coût des matières premières, coût d'investissement et d'exploitation).

Le gaz naturel comme matière première de l'industrie de l'ammoniac. Les fuels lourds, relativement abondants et peu coûteux sont utilisés, mais à moindre échelle, car leur mise en œuvre par des procédés d'oxydation partielle à l'oxygène nécessite des installations coûteuses et peu faciles à exploiter. De même, la production à partir du charbon reste dérisoire et marginale.

II.4. Caractéristiques du procédé :

Sur le principe du reformage des hydrocarbures, divers procédés de production d'ammoniac relativement proches les uns des autres, se sont développés. Mais les réactions mises en œuvre sont toujours les mêmes. La recherche de l'économie d'énergie est la caractéristique la plus remarquable des procédés modernes de fabrication d'ammoniac.

Certaines sociétés dont la réputation s'est répandue à travers le monde, associent leur nom à toute la ligne de fabrication: il s'agit souvent des sociétés d'ingénieries ou de fabrication de catalyseurs. Les plus importantes sont:

- **I.C.I** (Imperial Chemical Industries) en Grande-Bretagne : elle produit de l'ammoniac et fabrique des catalyseurs.
- **KELLOGG** aux Etats-Unis, c'est une société d'ingénieries qui a réalisé une grande partie d'unités modernes existant dans le monde, en utilisant le procédé d'ICI et les installations de FERTIAL (Annaba et Arzew). **H. TOPSOE** au Danemark.
-
- **BROWN et ROOT BRAUN** aux Etats-Unis.
- **UHDE** en Allemagne.

Certaines autres sociétés proposent des innovations ou un savoir-faire réputé pour certaines parties. Parmi les plus connues, citons :

- **Foster Wheeler** aux États-Unis pour les fours de reformage ;
- **BASF** en Allemagne pour la décarbonatation à la MDEA.

II.5. Consommation de la matière première et utilisés :

Une unité moderne de production d'ammoniac à partir du gaz naturel doit présenter certaines performances. Pour une production d'une tonne d'ammoniac, la consommation en gaz naturel, en énergie et en eau ne doit pas dépasser les valeurs suivantes:

- Gaz de process	5140 tonnes
- Gaz de chauffage	1554 tonnes
- Energie électrique	16 kWh
- Eau de refroidissement	210 tonnes à $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Eau déminéralisée d'appoint	1,2 tonne.

II.6. Description du procédé de fabrication de l'ammoniac : [3]

L'installation existant au niveau de l'unité Fertial-Annaba est destinée à la production de 1000 tonnes par journée d'ammoniac liquide, en utilisant comme matières premières préliminaires le gaz naturel, la vapeur d'eau et l'air. Ceci s'effectue par la méthode de reforming à haute pression et dans l'ordre suivant :

1) Préparation des matières brutes d'alimentation:

- a) Compression et désulfuration du gaz naturel.
- b) Reforming primaire.
- c) Reforming secondaire.
- d) Conversion de CO en CO₂ (réaction de Shift).

2) Purification du gaz de synthèse :

- a) Extraction du gaz carbonique.
- b) Méthanisation.

3) Synthèse de l'ammoniac :

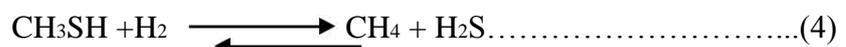
- a) Compression du gaz de synthèse purifié
- b) Synthèse et réfrigération de l'ammoniac.
- c) Stockage et distribution des produits.

II.6.1. Préparation des matières brutes d'alimentation :

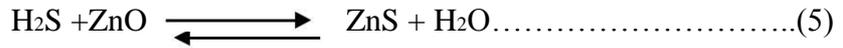
a) Compression et désulfuration du gaz naturel :

Le gaz naturel arrivant au niveau des batteries à une pression de 19 bars (effectif) et une température de 42 °C, est comprimé dans le compresseur de gaz naturel **102-J** jusqu'à 41 bars (effectif) après élimination de toute trace de liquide entraîné par le gaz dans le séparateur **116-F**. Le gaz est ensuite préchauffé jusqu'à 399 °C, puis envoyé au réacteur de désulfuration **102-D** pour éliminer toute trace de soufre. Le réacteur est constitué de 2 lits catalytiques fixes où s'effectuent les réactions de désulfuration suivantes:

- *le premier lit*, formé d'un volume de 6 m³ de catalyseur d'hydrogénation à base de cobalt molybdène (Co-Mo) sur alumine, est le siège de la réaction :



- *le deuxième lit* est formé d'un catalyseur à base d'oxyde de zinc (ZnO) qui joue le rôle de l'adsorbeur du composé sulfureux (volume = 9,9 m³) ; il met en œuvre la réaction :



Dans cette section, la teneur du soufre est réduite de 1 ppm à 0,25 ppm.

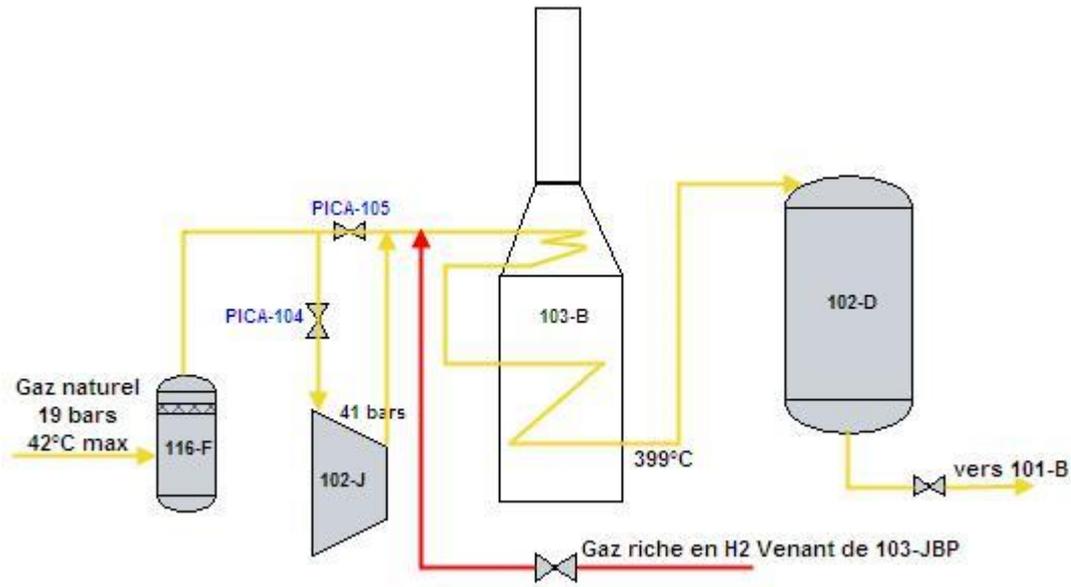
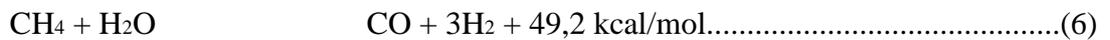


Figure II.1. Compression et désulfuration du gaz naturel

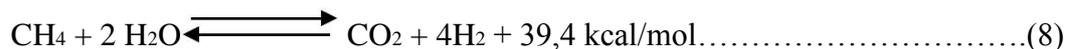
b) Reforming primaire (101-B) :

Le gaz désulfuré est mélangé avec de la vapeur à moyenne pression (40 bars) dans un rapport Vapeur / Gaz naturel = 3/1. Il est ensuite préchauffé dans le faisceau chaud de la zone de

Convection par les gaz de carneau jusqu'à 524 °C avant d'être distribué dans les 378 tubes du four de reforming primaire. Dans ces tubes remplis d'un catalyseur à base de nickel, s'effectuent les réactions suivantes:



La réaction globale est donc :



La réaction globale étant endothermique, 200 brûleurs sont prévus pour assurer l'apport d'énergie nécessaire à la réaction qui s'effectue à une température de 822 °C, en utilisant comme carburant l'oxygène de l'air.

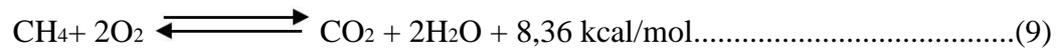
A la sortie des tubes, le gaz partiellement reformé (9,58% en CH₄) est collecté dans des collecteurs de sortie puis remonte à travers les colonnes montantes pour arriver à la ligne de

transfert avec une température de 847 °C. Le gaz est ensuite envoyé dans le réacteur du reforming secondaire (**Figure II.2**).

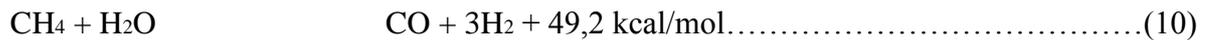
c) Reforming secondaire (103-D) :

Le gaz entrant avec une température d'environ 822 °C et contenant 9,58% de CH₄ non converti, va subir un reforming plus poussé dans le réacteur **103-D**. L'air du procédé qui provient du compresseur d'air **101-J** et la vapeur supplémentaire sont préchauffés à 468 °C dans la section de convection du four de reforming primaire et entrant dans la chambre de combustion de **103-D**, où ils se combinent avec le gaz, favorisant ainsi un deuxième reforming à travers deux lits catalytiques fixes:

- *Premier lit de volume de 5,03m³ et contenant Cr₂O₃/Al₂O₃ :*



- *Deuxième lit:*



Le catalyseur utilisé est à base d'oxyde de nickel (NiO) de 24,31 m³ de volume.

Ces réactions produisent un complément de CO, CO₂ et H₂ ; l'introduction de l'azote de l'air permet en outre d'obtenir le rapport H₂/N₂ nécessaire pour le gaz de synthèse.

L'effluent contenant 0.33% de CH₄ est refroidi dans deux chaudières de récupération **101-C** et **102-C** jusqu'à 371 °C avant de passer dans la section de conversion (**Figure II.2**).

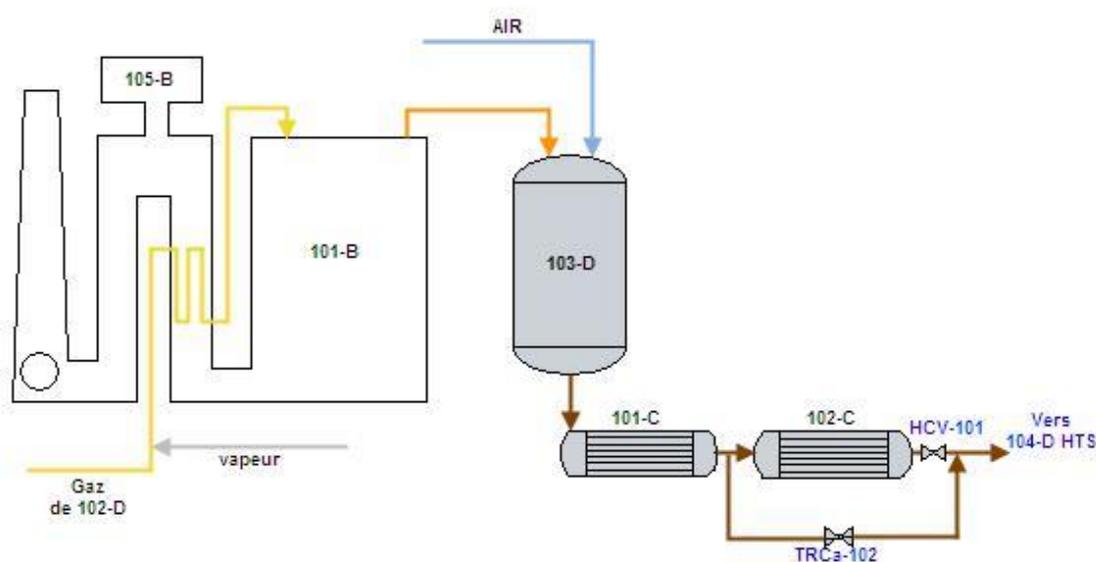
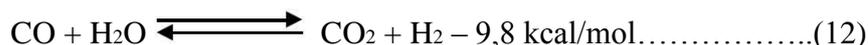


Figure II.2. Reforming primaire et secondaire

d) Conversion de CO en CO₂ (réaction de Shift) (104-D)

Le mélange gaz-vapeur est envoyé au convertisseur shift pour transformer la majeure partie de CO en CO₂. Ce convertisseur est un réacteur catalytique constitué de deux sections superposées:

La première section (HTS) est conçue pour réduire la teneur de CO de 12,96% à 3,11% suivant la réaction:



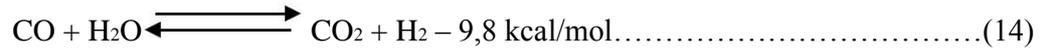
Le catalyseur utilisé est à base de Fe₂O₃, Cr₂O₃/Al₂O₃ de 58,3 m³ de volume. Les produits de la réaction sortant avec une température de 431 °C, sont refroidis dans les deux chaudières de récupération **103-C** et **104-C** jusqu'à 242 °C et introduits dans la section LTS.

La deuxième section (LTS) dans laquelle la teneur en CO est réduite de 3,11% à 0,5% en utilisant deux lits de catalyseurs:

1er lit: On utilise un adsorbant (ZnO) de $16,6 \text{ m}^3$ pour éliminer le soufre encore présent, suivant la réaction:



2ème lit: le catalyseur utilisé est à base de CuO, ZnO/Al₂O₃



L'effluent sortant avec une température de 254 °C et une pression de 27,3 bars (effectif) est refroidi jusqu'à 177 °C par les condensats provenant du séparateur **102-F**, ensuite jusqu'à 63 °C dans les rebouilleurs **105-CA** et **105-CB** par la solution de MEA pauvre, avant son introduction dans la section de décarbonation.

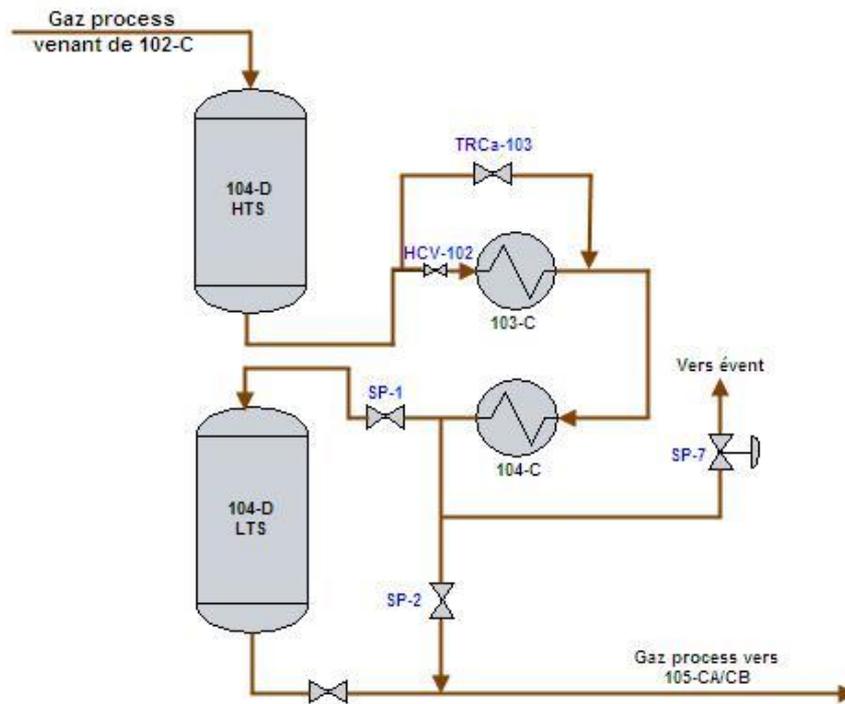


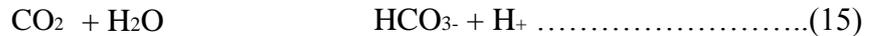
Figure II.3. Conversion de CO en CO₂ (réaction de Shift) (104-D)

II.6.2. Purification du gaz :

a) Décarbonation (extraction du gaz carbonique) (101-E) :

Dans cette partie de l'unité, le gaz de synthèse brut venant de **102-F** à 27 bars et à 63 °C est traité pour extraire le gaz carbonique et une faible quantité résiduelle d'oxyde de carbone et produire un gaz de synthèse hydrogène/azote très pur.

La décarbonatation a pour but de réduire la teneur de CO₂ de 18,5% à 0,01% dans l'absorbeur **101-E** en utilisant la MEA (mono éthanolamine) à 20% en poids. Le gaz riche en CO₂ entre par le bas de la colonne garnie de 20 plateaux perforés où s'effectue l'absorption à contre courants en présence des réactions suivantes :



Le gaz ainsi appauvri en CO₂ sort par le haut de la colonne **101-E** et entre dans le méthaneur après passage à travers le séparateur **118-F**.

La MEA riche en CO₂ provenant de la base de l'absorbeur est régénérée dans deux strippers à 17 plateaux (**102-EA**) et (**102-EB**). Chaque stripper est équipé d'un condenseur de tête **110-CA** et **110-CB**, de deux rebouilleurs (**105-CA** et **111-CA**) pour le stripper **102-EA** et (**105-CB** et **111-CB**) pour le stripper **102-EB**, et d'un vaporisateur de MEA **113-C**. Le CO₂ sortant du haut du stripper, passe dans le condenseur **110-C** pour condenser la solution de MEA entraînée. Cette dernière est recyclée à partir du bac de reflux **103-F** et le CO₂ est évacué à l'atmosphère.

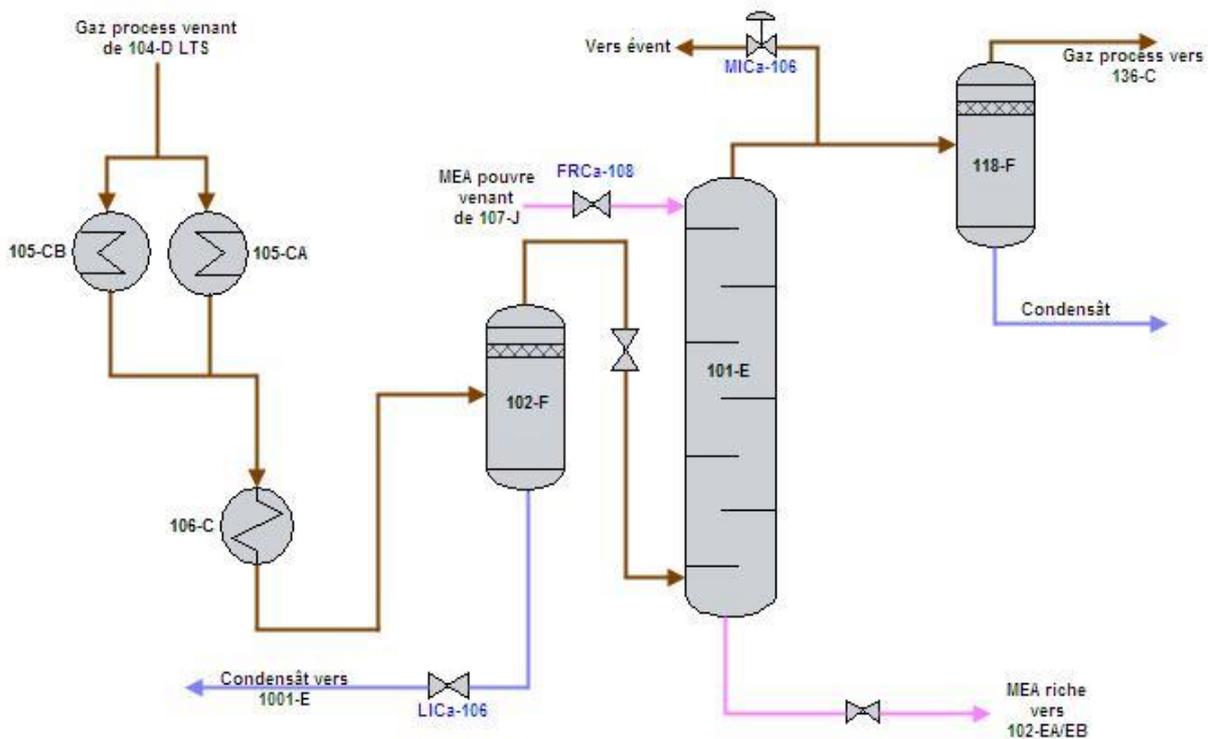
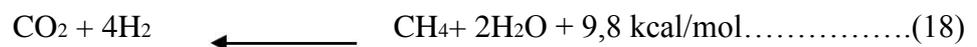
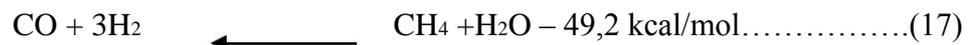


Figure II.4. Purification du gaz (extraction du gaz carbonique)

b) Méthanisation (106-D) :

Le gaz d'alimentation provenant de l'absorbeur **101-E** passe dans la calandre de l'échangeur **136-C** ou il est chauffé jusqu'à 111 °C par le produit de refoulement du compresseur **103-J** puis dans la calandre du préchauffeur de charge du méthanateur **104-C** où il est chauffé jusqu'à 316 °C par l'effluent de la section HTS avant d'entrer dans le méthanateur **106-D**.

Le méthanateur est un réacteur catalytique, prévu pour réduire les oxydes de carbone à moins de 10 ppm suivant les réactions:



Le catalyseur utilisé est l'oxyde de nickel NiO/Al₂O₃. Le gaz de synthèse sortant du méthanateur contient de l'hydrogène et de l'azote dans un rapport 3/1 et environ 1,34% de gaz inerte composé de CH₄, Ar et He. Le gaz du méthanateur chauffé à une température de 359 °C par la chaleur libérée par la réaction, va subir un refroidissement progressif dans les échangeurs **114-C**, **115-C** et **142-C**, jusqu'à 38 °C, puis il est envoyé vers le ballon de séparation (**104-F**) pour séparer l'eau formée dans le gaz de synthèse.

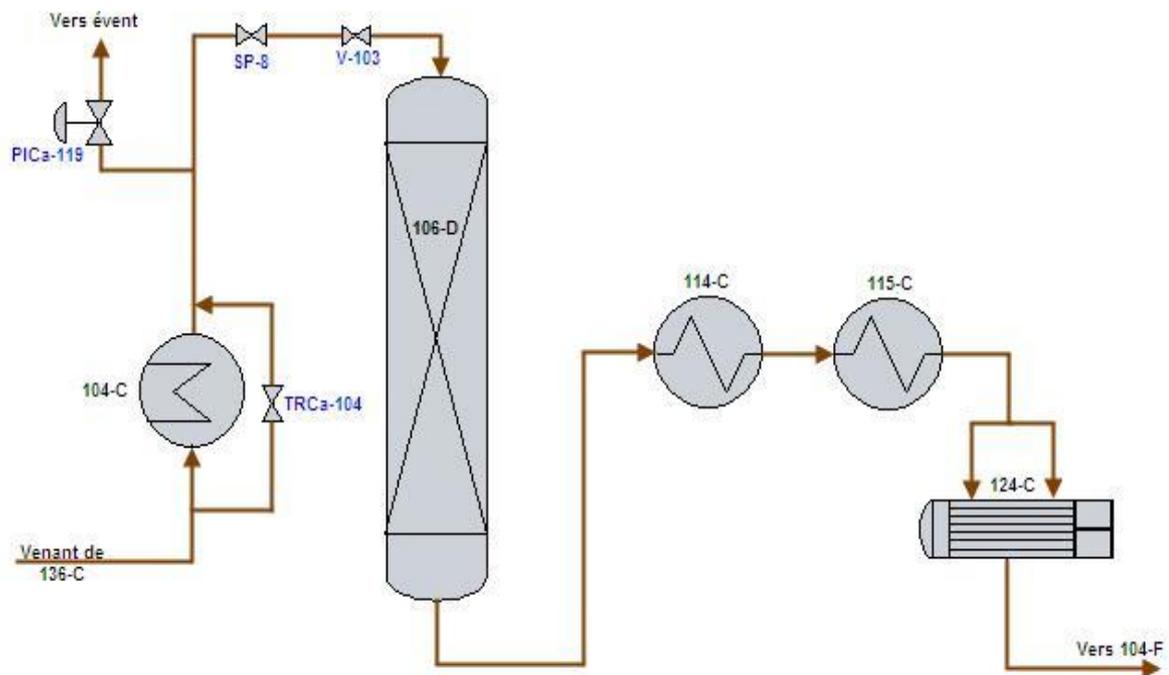


Figure II.5. Procédé de méthanisation

II.6.3. Synthèse de l'ammoniac :

La synthèse de l'ammoniac au sein de l'unité Fertial-Annaba passe par 3 étapes essentielles : la compression des gaz, la synthèse et réfrigération de l'ammoniac et le stockage du produit.

a) Compression du gaz de synthèse purifié :

Le gaz de synthèse purifié venant du séparateur **104-F**, est introduit dans l'étage à basse pression du compresseur de gaz de synthèse **103-J** à 24,6 bars et 38 °C où il est comprimé jusqu'à 63 bars et 187 °C. La chaleur créée par la compression est éliminée en faisant passer le gaz comprimé dans les échangeurs **136-C**, et le réfrigérant intermédiaire **116-C**. Le gaz passe ensuite dans le réfrigérant intermédiaire du compresseur **129-C**.

Le gaz refroidi à 8 °C passe d'abord par le séparateur **105-F**, avant d'être aspiré au niveau du deuxième étage du compresseur avec le gaz recyclé venant de la réaction de synthèse de l'ammoniac à une pression de 134 bars et une température de 43 °C.

Le mélange des gaz refoulés du deuxième étage à 150 bars et une température de 74 °C est refroidi avec de l'eau jusqu'à 35 °C dans l'échangeur **124-C**, puis il est divisé en deux courants:

- Le premier courant est refroidi à -9 °C dans l'échangeur **120-C** par le gaz qui sort du ballon de séparation **106-F**, à 23 °C.
- L'autre courant est refroidi jusqu'à 19 °C dans l'échangeur **117-C**, par échange avec l'ammoniac à 13 °C puis jusqu'à -2 °C dans l'échangeur **118-C**, par échange avec l'ammoniac à -7 °C.

Le mélange des deux courants qui donne une température de -6 °C est soumis à un dernier refroidissement à -23 °C dans l'échangeur **119-C**, par échange avec l'ammoniac à -33 °C.

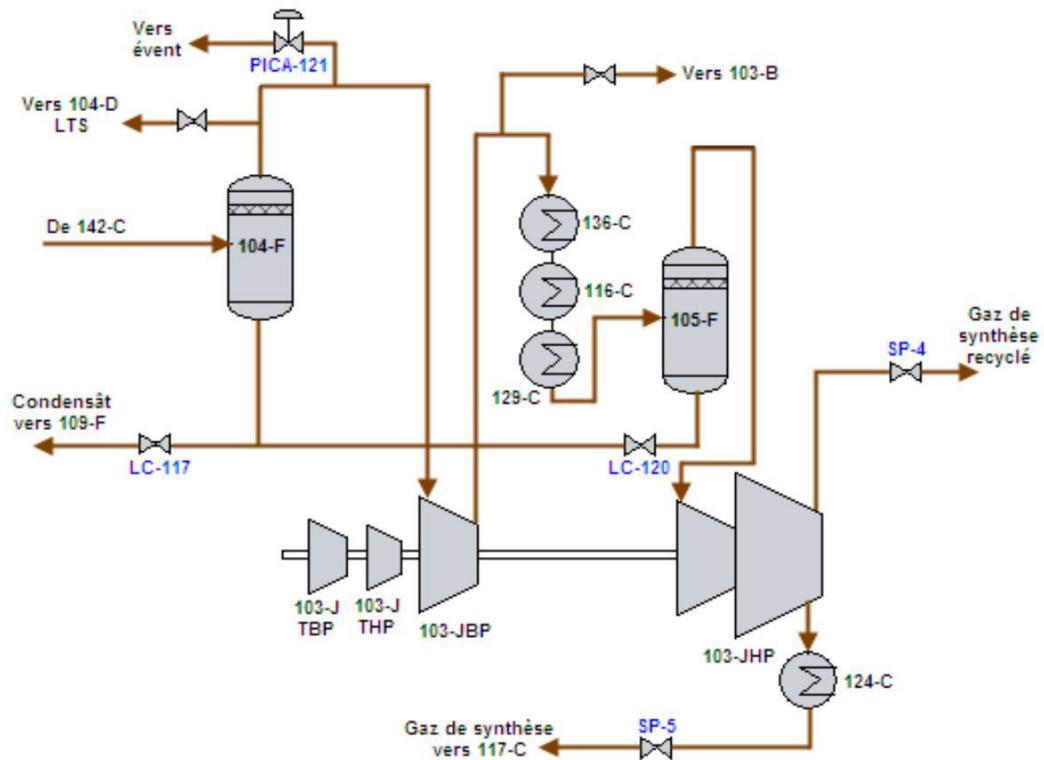
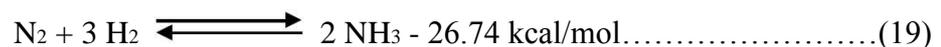


Figure II.6. Compression du gaz de synthèse purifié

b) Synthèse et réfrigération de l'ammoniac (105-D) :

Après une série de refroidissements et une séparation dans le séparateur **106-F**, le gaz de synthèse est chauffé dans les deux échangeurs **120-C** et **121-C** jusqu'à 144 °C et introduit au niveau de la partie inférieure du réacteur de synthèse.

Le réacteur de synthèse est formé d'une enveloppe à haute pression qui contient une section catalytique et un échangeur de chaleur. Le gaz de synthèse entrant à une température de 144 °C et une pression de 148 bars (effectif) remonte par l'espace annulaire entre l'enveloppe du catalyseur et l'enveloppe extérieure de l'appareil ; il passe ensuite par l'échangeur **122-C** pour être réchauffé par les gaz sortant du quatrième lit et redescend par les quatre lits catalytiques à base d'oxyde de fer (Fe₃O₄) de différents volumes:(9,16 ;11,94 ;17,83 et 25,25 m³) où se déroule la réaction de synthèse.



Une charge froide est injecté au niveau de chaque lit pour favoriser la réaction de synthèse, ensuite le gaz à 12% de NH₃ remonte à travers une colonne placé au centre du réacteur et passe dans l'échangeur **122-C**. Le gaz sortant du convertisseur est ensuite refroidi dans deux échangeurs **123-C** et **121-C** jusqu'à 24 °C et est divisé en deux parties:

La première partie est recyclée vers le deuxième étage du compresseurs **103-J**, la deuxième partie est refroidie dans les échangeurs **139-C**, **125-C** jusqu'à $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$ et séparée dans les séparateurs **108-F** et **107-F**. Les gaz incondensables sortants des deux séparateurs sont utilisés comme combustibles dans le reforming primaire, et le liquide est refroidi d'avantage jusqu'à $-33,3\text{ }^{\circ}\text{C}$ avant d'être acheminé vers le bac de stockage **T 101**.

Les vapeurs d'ammoniac provenant du séparateur **112-F** sont comprimées dans le compresseur **105-J** ensuite condensées dans le condenseur $127\text{ }^{\circ}\text{C}$ et accumulées dans le ballon **109-F** où les gaz inertes sont enlevés après passage à travers l'échangeur **126-C**. le NH_3 liquide du fond de **109-F** est détendu dans le ballon de flash **110-F** jusqu'à 5,9 bars (effectif) et $13,3\text{ }^{\circ}\text{C}$. Le liquide du fond du ballon **110-F** traverse les échangeurs **117-C**, **126-C** et **129-C** pour refroidir les charges chaudes qui les traversent. Les vapeurs produites dans **117-C** retournent au ballon **111-F** avec la charge liquide du ballon **110-F** où elles seront détendues jusqu'à 2,2 bars (effectif) et $-7,2\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Les gaz issus de la détente passent dans le premier étage du compresseur **105-J** alors que le liquide est divisé en deux parties. Une partie refroidie les gaz de synthèse dans l'échangeur **118-C** et l'autre partie est détendue jusqu'à 0 bars (effectif) et $-33,3\text{ }^{\circ}\text{C}$ dans le ballon **112-F** avant d'être pompée vers le bac de stockage **T-101**.

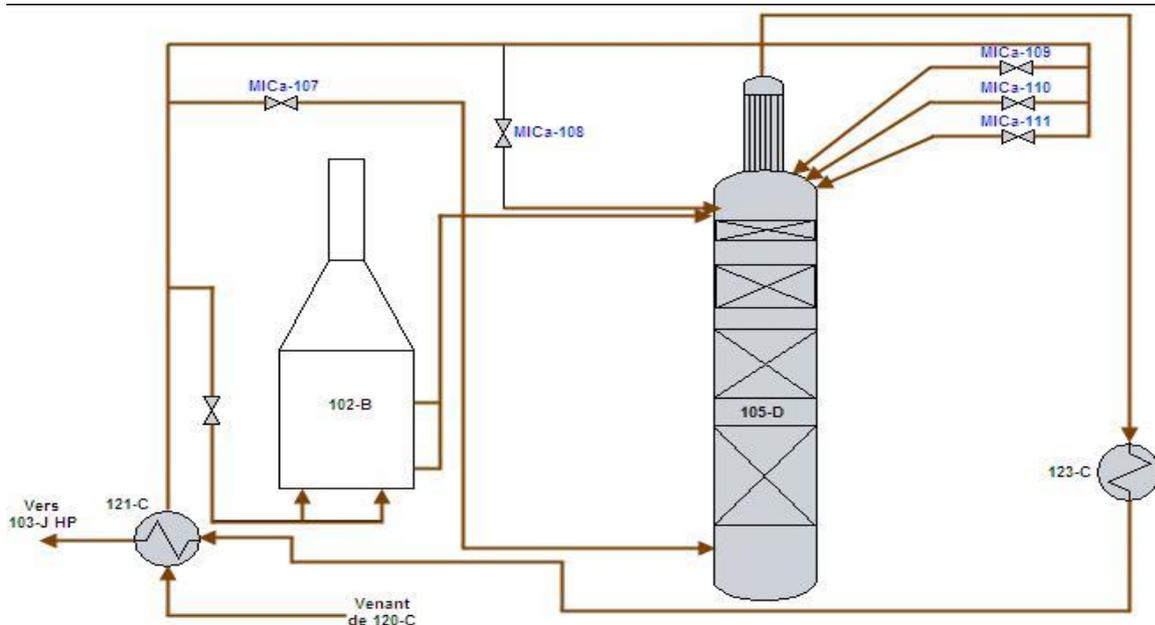


Figure II.7. Synthèse de l'ammoniac

c) Stockage de l'ammoniac :

Le NH₃ liquide arrivant de la section de réfrigération avec une température de - 33,3 °C et une pression de 0 bar (effectif) alimente le bac de stockage par sa partie supérieure sous forme de pluie pour liquéfier une partie des vapeurs dégagés. La partie non liquéfiée est comprimée dans le premier étage des compresseurs K101A, K101B et K101C jusqu'à 3,15 bars (effectif) ensuite refroidie jusqu'à -2°C dans le ballon d'aspiration 101V par contact avec le NH₃ liquide.

Les gaz sortant de 101V sont comprimés dans le deuxième étage des compresseurs 101A, 101B et 101C puis condensés par l'eau de mer dans les condenseurs 103A et 103B. Ils sont ensuite dirigés vers le réservoir de recette de NH₃ 102V avec 13,8 bars (effectif) et 38 °C avant de passer dans le ballon 101V où ils sont détendus jusqu'à 3 bars et -2 °C.

Le liquide dans le ballon 101V sera utilisé comme agent de refroidissement des gaz en provenance du premier étage des compresseurs 101A, 101B et 101C; après avoir été détendu l'NH₃ liquide est renvoyé vers le bac **T-101**.

Le bac **T-101** a été construit par la société Japonaise T.K.K et possède les caractéristiques données dans le tableau II.1.

Tableau II.1. Caractéristiques du bac de stockage de NH₃ liquide

Paramètre	valeur
Capacité de stockage	20 000 tonnes
Diamètre	52,220 m
Hauteur	17,220 m
Hauteur de remplissage	14,540 m

La pression à l'intérieur du bac de stockage ne doit pas dépasser 68 mbar

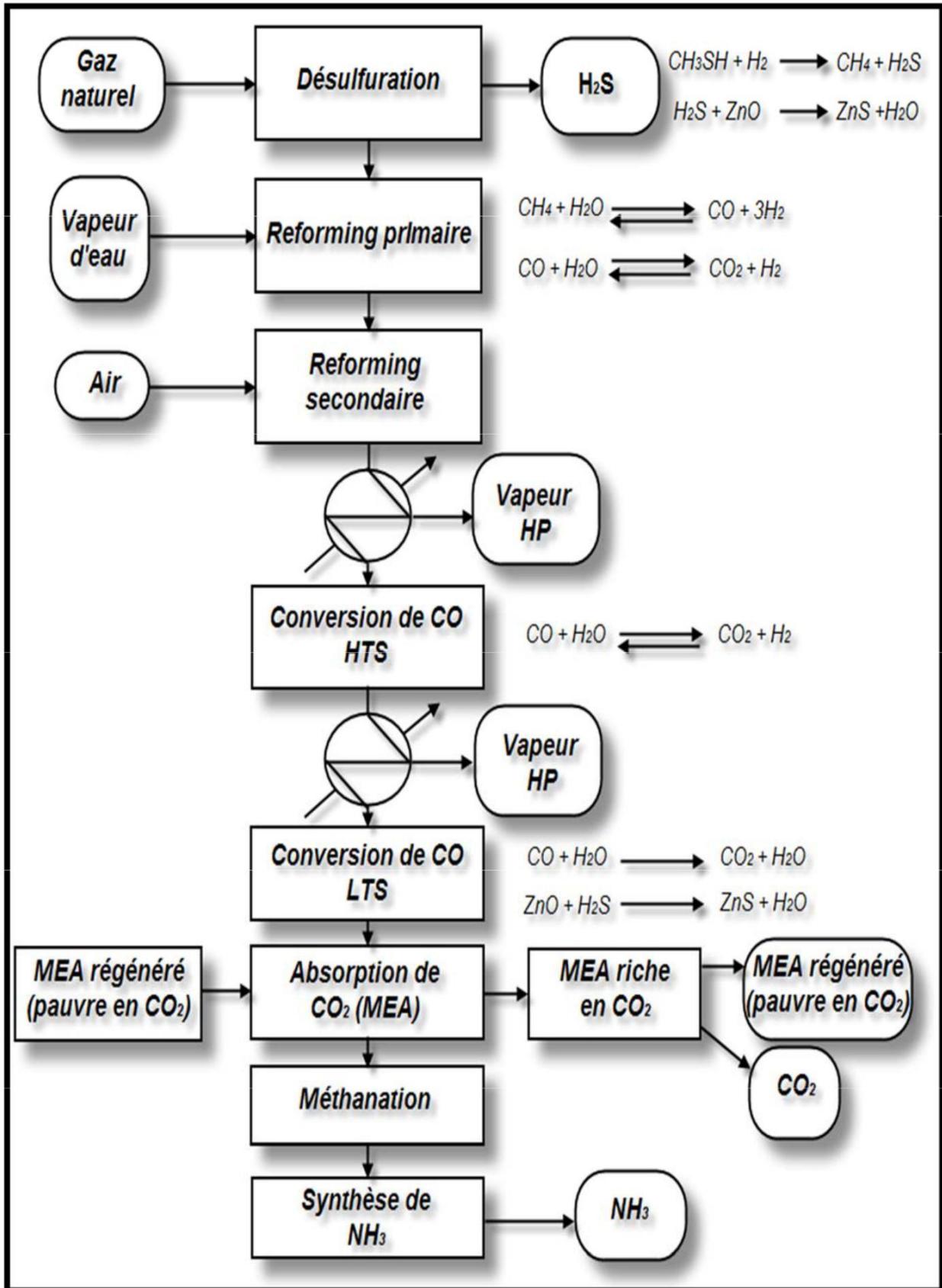


Figure II.8. Schéma de principe de production de l'ammoniac

I.1 Introduction

Dans la plus part des installations de raffinerie l'apport de calories nécessaires au procédé mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à échange ou d'un échangeur de chaleur direct dans lequel les calories sont transmises par le mécanisme de conduction et de convection au fluides à réchauffer, qui circule dans un faisceau de tubes, d'où le nom de l'échangeur à faisceaux tubulaires.

III.2.Généralités sur le transfert thermique:

Il y a transfert de chaleur entre deux points où règnent des températures différentes : le transfert s'effectue toujours de la température la plus élevée à la température la plus basse. La différence de température est la force motrice du transfert de chaleur.

On distingue trois types de chaleur : [4]

a) La conduction:

La conduction est la transmission de la chaleur d'une partie de corps à une autre partie sans déplacement des particules c'est-à-dire avec support matériel sans transfert de matière. L'échange de chaleur par conduction dépend de plusieurs facteurs :

Conductivité thermique de la paroi des matériaux.

Différence de température.

Epaisseur de la paroi.

Epaisseur de la paroi.

Surface d'échange.

b) La convection:

C'est le mode de transfert le plus important entre une surface et un fluide (liquide ou gaz) mais qui exige le mouvement des fluides.

On distingue deux types de convection :

Convection naturelle: Dans un fluide les différences de masse volumique liées aux différences de température produisent le mouvement du fluide qui s'échauffe en contact des corps chauds, en transportant de la chaleur sur les surfaces froides.

Convection forcée: Le mouvement peut être communiqué par un appareil extérieur tel qu'un ventilateur dans le cas de radiation soufflants, ou une pompe forçant la circulation d'eau chaude d'un chauffage central le transfert se fait alors par convection forcée avec des vitesses de circulation généralement supérieures à celles rencontrées en convection naturelle.

Donc, généralement la convection forcée est provoquée, dans une conduite par la différence d'altitude de deux sections d'une conduite.

c) Le rayonnement:

Dans la transmission de chaleur par rayonnement, le transfert thermique s'effectue par des vibrations électromagnétiques qui se propagent en ligne droite sans aucun support de matière. Tout corps placé sur son trajet absorbe tout ou une partie de cette énergie.

III.3.Généralités sur l'échangeur de chaleur: [5]

Un échangeur de chaleur comme son l'indique, est un appareil destiné à transmettre la chaleur d'un fluide à un autre. Dans la majorité des cas, la chaleur est transmise à travers un échangeur de chaleur, Les Principaux types des échangeurs de chaleurs sont :

Echangeur coaxial : Dans lequel les tubes sont le plus souvent cintrés, en général, le fluide chaud s'écoule dans le tube intérieur comme montré à la figure au dessous.

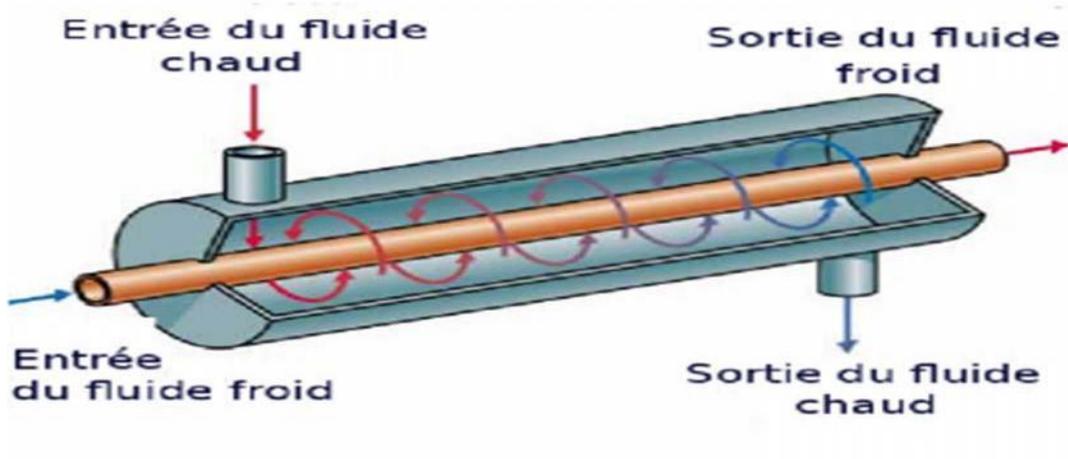


Figure III.1. Echangeur coaxial.

Echangeur à faisceau tubulaire horizontal : Résiste aux fortes pressions, Accepte de grands écarts de température, Peut être utilisé en condensation partielle.

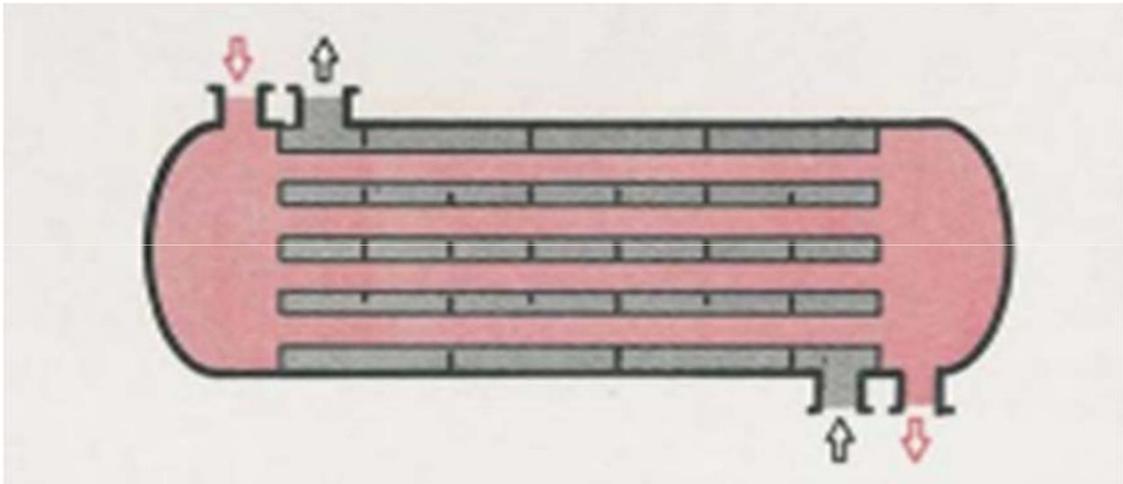


Figure III.2. Echangeur à faisceau tubulaire horizontal.

Echangeur à faisceau tubulaire vertical: Faible encombrement au sol, Parfaitement adapté à l'échange vapeur HP/eau, Formation possible de poches de gaz.

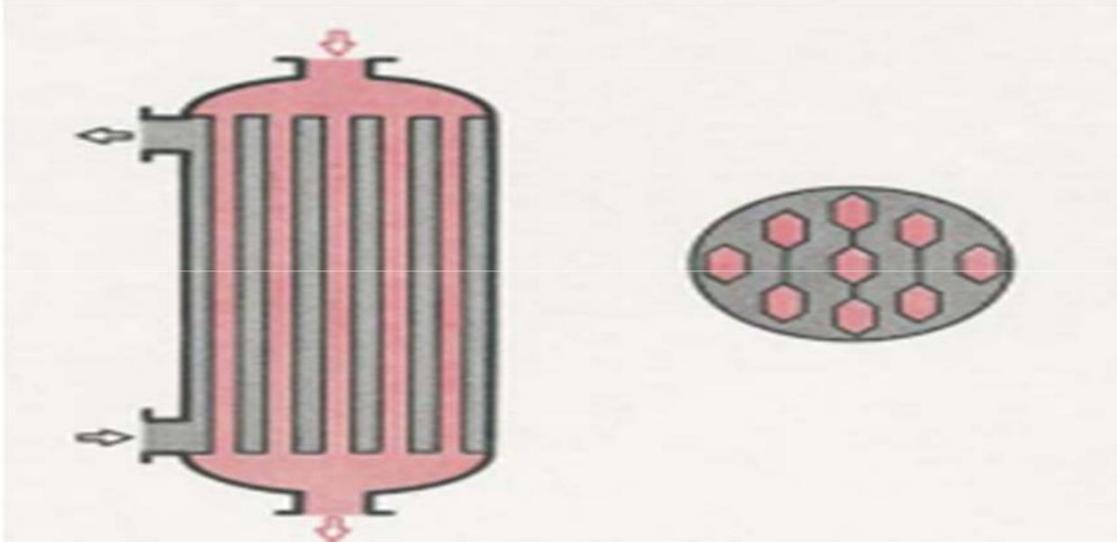


Figure III.3. Echangeur à faisceau tubulaire vertical.

Echangeur à spirales: Cet échangeur peut fonctionner jusqu'à des pressions de l'ordre de 25 bar et des températures de l'ordre de 300 c°, la distance entre les surfaces d'échange des deux canaux est maintenue constante par des taquets soudés sur les plaques.

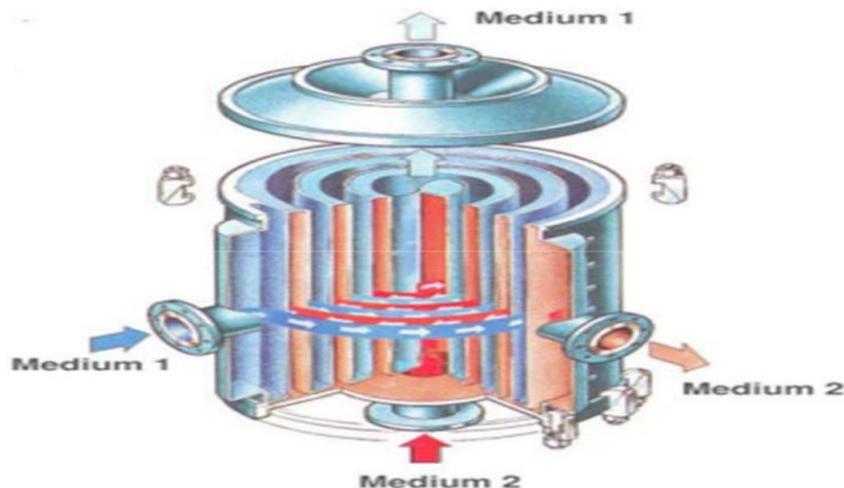


Figure III.4. Echangeur spiral.

Echangeur à plaques : Un échangeur à plaques est constitué d'un ensemble de plaques métalliques embouties au travers desquelles s'effectue le transfert de chaleur entre deux fluides.

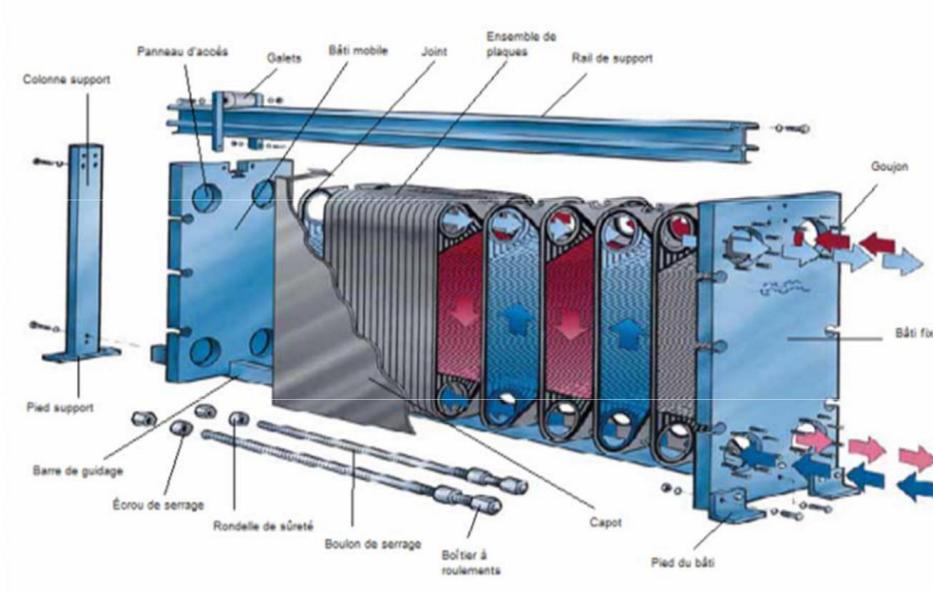


Figure III.5. Echangeur à plaques.

III.4. Etude spécifique de l'échangeur tubulaire : [6]

Pour des raisons historiques et économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus.

On peut distinguer, des catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement, toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée.

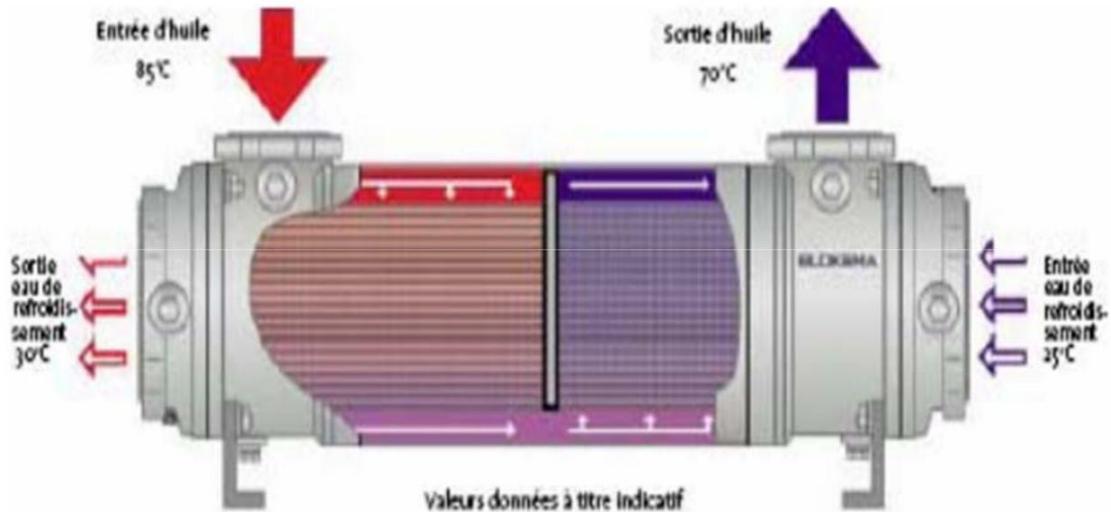


Figure III.6.Échangeur tubulaire.

III.5.Principe de circulation de fluide:[7]

Ce type d'échangeur est de loin le plus répandu dans les unités de transformation des industries chimiques. Un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires, ce faisceau est logé dans une calandre munie de tubulures d'entrées et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau, à chaque extrémité du faisceau sont fixés des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide qui passe à l'intérieur des tubes, une plaque de séparation de passe force son passage dans environ la moitié des tubes du faisceau.

A l'autre extrémité du faisceau, le fluide est dirigé par la boîte de retour dans les tubes au-dessus de la plaque de séparation de passe avant de sortir par la tubulure supérieure de la boîte de distribution, le fluide parcourt donc deux fois le faisceau tubulaire d'où l'appellation : 2 passes coté tubes.

Coté calandre, le fluide se dirige d'une extrémité à l'autre, son cheminement étant allongé par des chicanes transversales qui le forcent à s'écouler perpendiculairement à l'axe des tubes.

Ici, le fluide parcourt une seule fois la calandre, l'échangeur à donc un seul passe coté calandre.

Ce fluide suit un trajet imposé entre les chicanes. Celles-ci ont pour rôle entre autres de supporter les tubes du faisceau afin d'éviter leurs déformation.

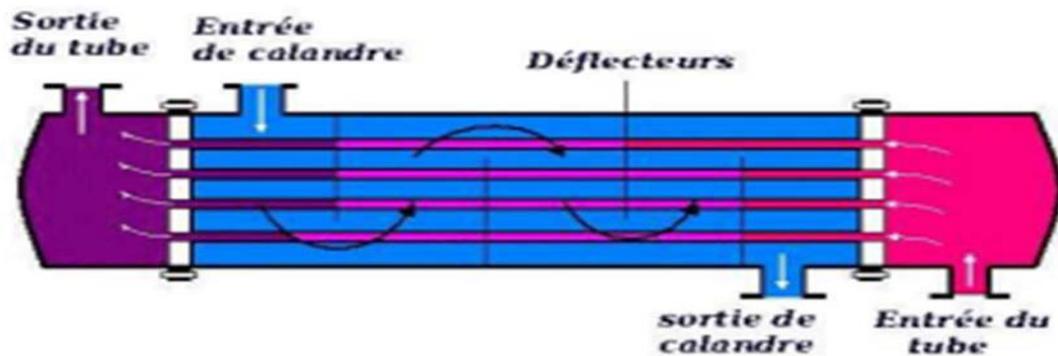


Figure III.7.Principe de circulation

III.6 La composition d'échangeur de chaleur a faisceau tubulaire :

a) La calandre: [8]

C'est l'enveloppe métallique entourant le faisceau tubulaire, et généralement l'acier au carbone est le matériau le plus couramment utilisé pour la construction des calandres. Pour un diamètre nominal inférieur à 24", la calandre est constituée par un tube d'acier, pour des pressions de service inférieures à 20 kg/cm². Au-delà de 24 la calandre est réalisée à partir de Plaque d'acier roulées et soudées. A chaque extrémité sont soudées les brides qui porteront le couvercle et la boîte de distribution. Les tubulures d'entrée et de sortie sont soudées avec plaque de renforcement ou non, selon la pression de service.

Enfin la calandre pourra être équipée d'anneaux pour le levage et portera la plaque d'identité De l'appareil.

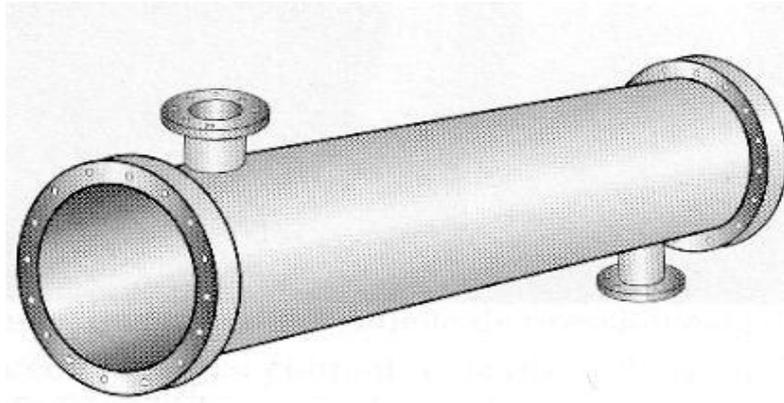


Figure III.8 : La calandre d'un échangeur faisceau et calandre

b) Plaques tubulaires :

Ce sont des plaques percées supportent les tubes à leurs extrémités, leurs épaisseurs varient entre 5 & 10 cm.

Les tubes généralement sont fixés par : mandrinage, dudgeonnage, et par soudage dans les applications à haute pression.

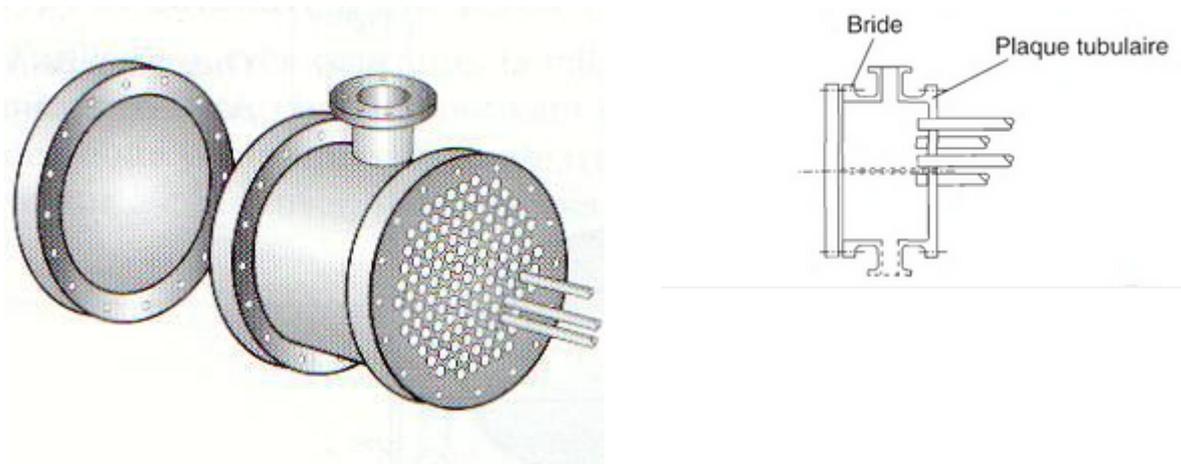


Figure III.9 : Figure d'une plaque tubulaire

c) Faisceau :

C'est l'ensemble des tubes constituant le faisceau, les épaisseurs de tubes sont normalisées selon le calibre BWG (Birmingham Wire Gage).

NB : les conditions de fonctionnement imposent le choix du matériau.

Exemple :

- Acier au carbone pour usage général.
- Aciers alliés pour les produits corrosifs et les températures élevées.
- Aluminium ou cuivre pour les très basses températures.

La perforation des trous dans les plaques tubulaires est normalisée ; elle s'effectue selon une disposition soit au pas **carré** soit au pas **triangulaire**.

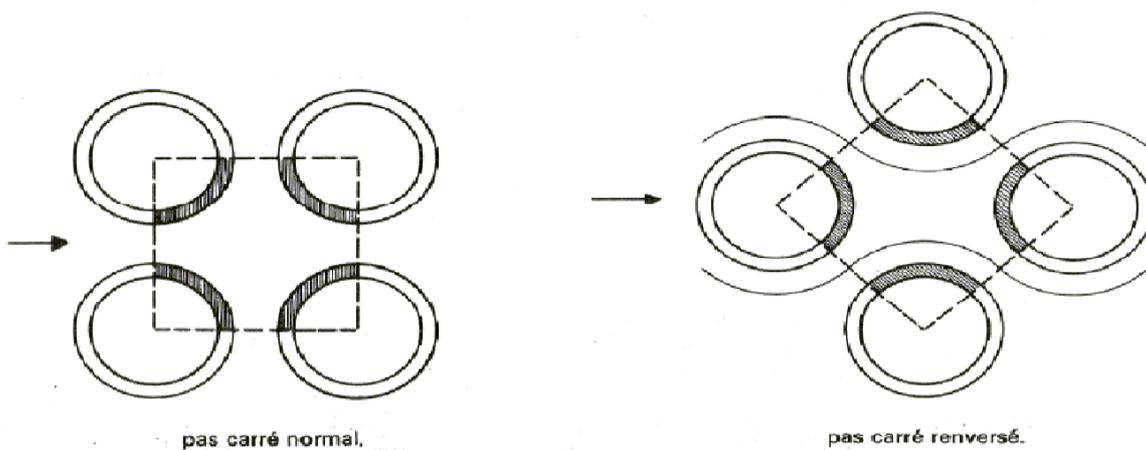


Figure III.10. Les types de pas carré

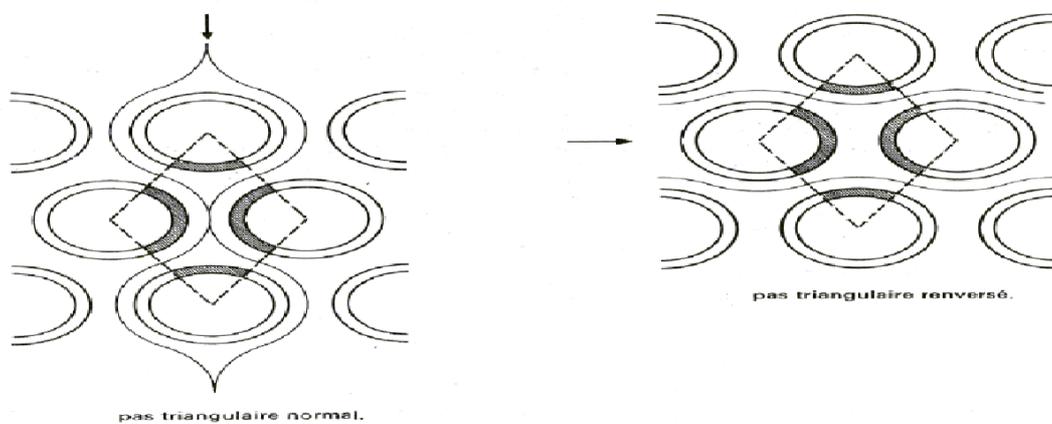


Figure III.11. Les types de pas triangulaire

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 contre partie, la disposition des tubes rend impossible leur nettoyage extérieur par grattage. Donc il faut avoir recours au nettoyage chimique et réserver leur emploi pour des fluides propres.

NB : en raffinerie on utilise surtout des faisceaux en pas carré

D) Les Chicanes :

Les chicanes peuvent avoir deux rôles :

a) Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration.

b) Augmenter la vitesse du fluide.

Il existe deux types de chicanes:

• 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, le nettoyage et éviter l'encrassement par stagnation à la partie inférieure.

• 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.

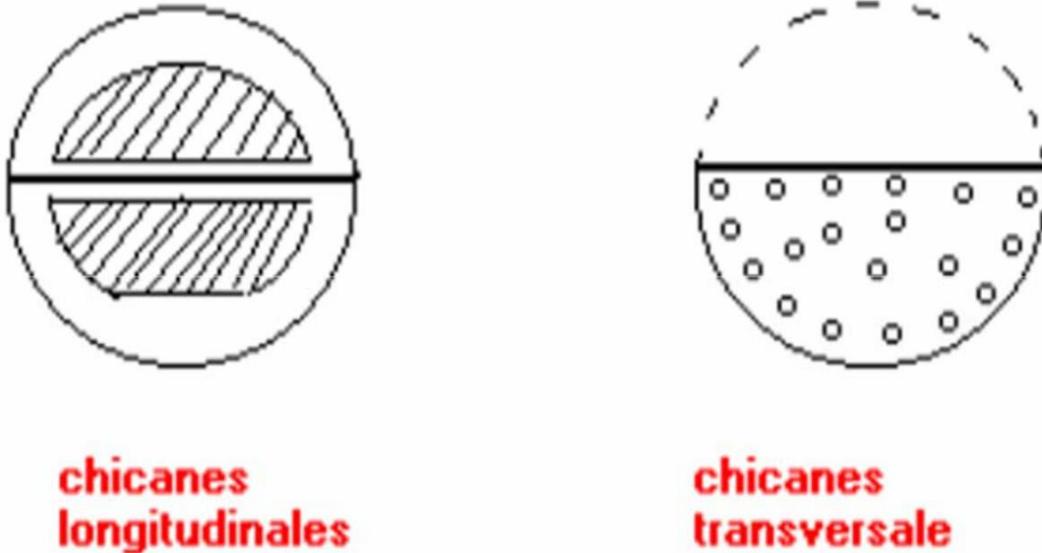


Figure III.12.chicanes transversale et chicane longitudinales.

NB :

- 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 & 10.

E) La boîte de distribution et la boîte de retour :

La circulation dans le faisceau est assurée par l'adjonction d'une boîte de distribution, portant les brides d'entrée et sortie, et d'une boîte de retour.

Le cloisonnement de la boîte de distribution oblige le fluide à traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour but d'accroître la Vitesse et d'augmenter ainsi le coefficient de transfert de chaleur à l'intérieur des tubes. Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passes.

L'étanchéité des cloisons accolées aux plaques tubulaires est assurée par des joints spéciaux

F) Déflecteurs ou plaque de protection du faisceau :

Pour éviter ou du moins minimiser l'érosion de tube du faisceau, des déflecteurs de protection peuvent être installés faces aux tubulures d'entrée du fluide côté calandre, l'obligation de leur mise en place est définie dans les standards (TEMA) en fonction de la nature, de l'état du fluide et du produit (: masse volumique,

Ces déflecteurs, d'une épaisseur de l'ordre de 1/2 in, sont circulaires, carrés ou rectangulaires, soudés sur des tirants ou entretoise.

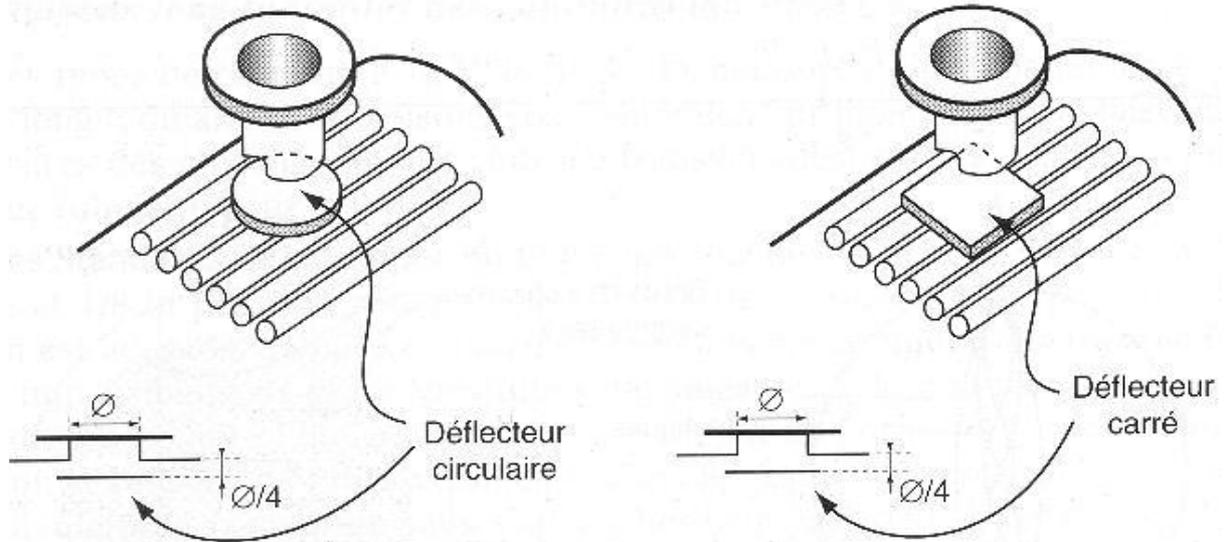


Figure III.13 Type d'un déflecteur

III.7 Les différents types d'échangeurs tubulaires : [9]

III.7.1- Les échangeurs à plaque tubulaire fixes :

Celles-ci peuvent être directement soudées sur la calandre. De construction peu onéreuse, ces appareils permettent de loger le maximum de tubes à l'intérieur de l'enveloppe, mais ils ne peuvent être utilisés que si la différence de température entre les fluides chaud et froid est suffisamment faible pour que la dilatation ou la contraction du faisceau soit acceptable. En outre, le nettoyage de l'extérieur des tubes ne peut s'effectuer que par voie chimique. Leur emploi en raffinerie reste donc très limité.

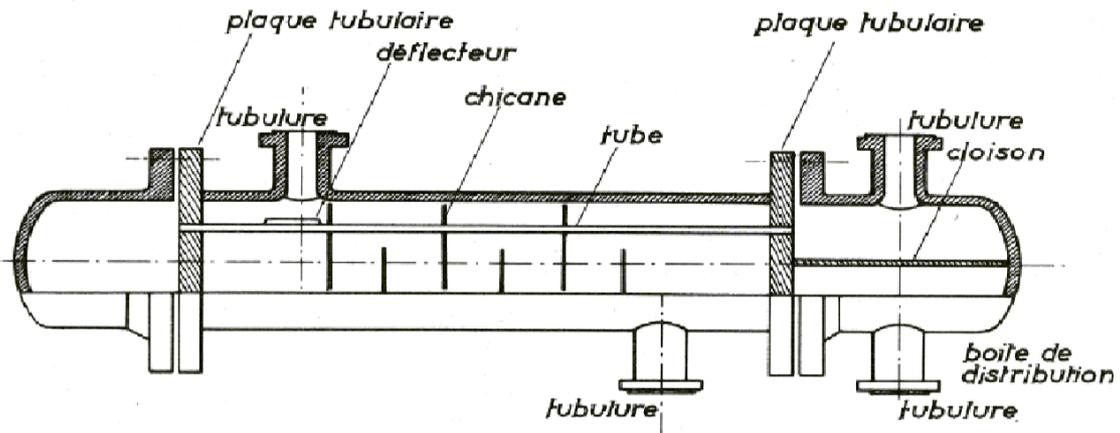


Figure III.14. Échangeur à plaque tubulaire fixes

III.7.2- Les échangeurs à tête flottante :

Une des plaques tubulaires est fixe, bloquée entre les brides de la calandre et de la boîte de distribution. La seconde plaque, d'un diamètre inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre. Ces appareils, permettant l'expansion thermique du faisceau ainsi que son nettoyage mécanique, constituent la presque totalité des échangeurs utilisés en raffinerie.

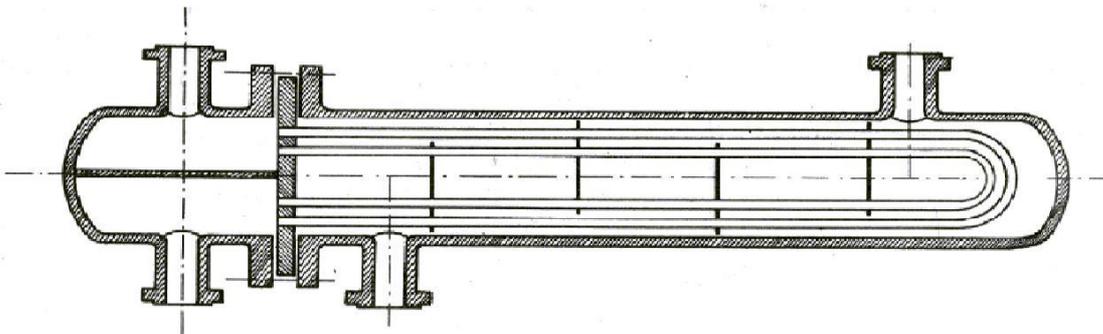


Figure III.15. Échangeur à tête flottante

III.7.3- Les échangeurs à tubes en U :

L'utilisation de tubes coudés supprime une plaque tubulaire, tout en conservant les propriétés d'expansion de la tête flottante. L'économie réalisée par le coût d'une plaque tubulaire est compensée par l'impossibilité de nettoyage mécanique de l'intérieur des tubes, ces faisceaux seront surtout utilisés dans les rebouilleurs à vapeurs.

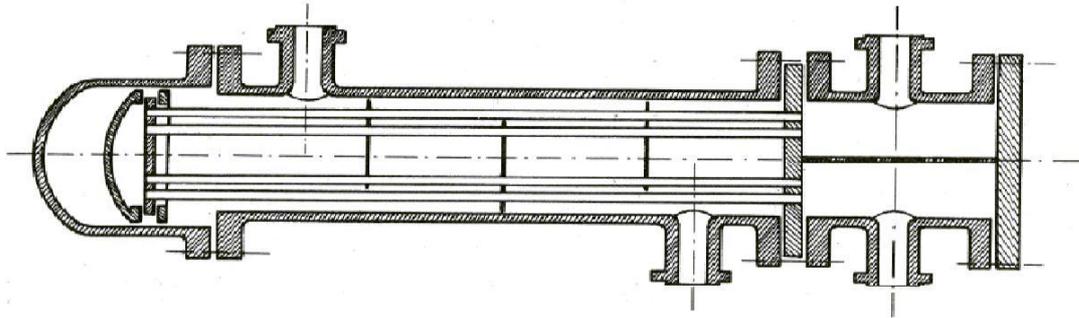


Figure III.16. Échangeur à tubes en U

III.7.4. Echangeurs double-tube:

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques, raccordés à chaque extrémité par des coudes. Tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccords qui permettent un démontage rapide en vue du nettoyage ou du remplacement des tubes. L'expansion thermique entre tubes intérieur et extérieur s'effectue au travers de presse-étoupe. L'ensemble est monté sur un bâti parallépipédique transportable.

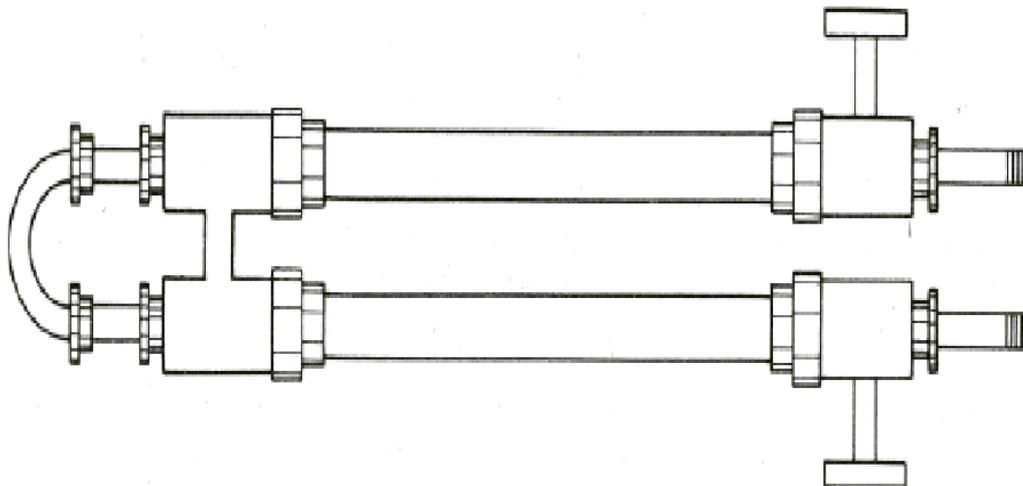


Figure III.17. Echangeurs double-tube.

Chapitre III : Généralités sur le transfert thermique et les échangeurs de chaleur

Les tubes utilisés sont généralement en acier, de caractéristiques I.P.S. et Schedule 40; les longueurs effectives utilisées couramment, sont de 3,6, 4,5 ou 6 m.

Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent au point de vue démontage et transformation. Ils réalisent un contre-courant pur qui se traduit par un bon rendement. Par contre, ils présentent les inconvénients suivants :

- Risques de fuite aux raccords
- Flexion du tube intérieur si la longueur est importante
- Surface de transfert très faible pour le volume global de l'appareil par suite du rayon minimal des coudes qui limite le rapprochement des tubes.

Les plus grandes surfaces réalisées sont d'environ 15 m². L'utilisation de ces appareils est donc restreinte et limitée aux produits sales, très chauds et de faible débit.

III.8. L'encrassement des équipements d'échange thermique : [10]

Les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs d'équipements d'échange thermique ont trait aux phénomènes d'encrassement, de corrosion, de vibrations et de tenue mécanique. L'encrassement et la corrosion restent les phénomènes les moins compris de l'industrie; ils se traduisent par :

- Un surdimensionnement des appareils dans les bureaux d'études
- Une dépense d'énergie supplémentaire
- Le remplacement des appareils corrodés
- Des coûts d'arrêt des installations pour démontage et nettoyage

III .8.1 Définition de l'encrassement:

L'encrassement, qui sous sa forme la plus générale peut être défini comme l'accumulation d'éléments solides indésirables sur une interface, affecté une grande variété d'opérations industrielles. Dans le cas des échangeurs, la présence d'un fort gradient thermique près de la surface peut perturber les mécanismes d'encrassement isotherme rencontrés, par exemple lors de l'utilisation de membrane ou de filtre.

III .8.2 Type d'encrassement:

Il est possible de classer l'encrassement selon le mécanisme qui contrôle la vitesse de dépôt; régime d'écoulement, et selon les conditions d'utilisation des équipements d'échange thermique ou selon le mécanisme dominant, même s'il ne contrôle pas la vitesse de dépôt. Six types différents peuvent alors être définis :

a) Encrassement particulaire :

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

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

b) Encrassement dû à la corrosion :

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

c) Entartrage :

Il est généralement associé à la production d'un solide cristallin à partir d'une solution liquide. Il dépend donc de la composition de l'eau industrielle.

Lorsque les sels dissous sont, comme le carbonate de calcium, à solubilité inverse, le liquide devient sursaturé au voisinage de la surface d'échange plus chaude, la cristallisation se produit alors sur la surface et le dépôt est dur et adhérent, dans le cas contraire d'une cristallisation se produisant au sein même d'un liquide plus chaud que la surface, le dépôt est plus mou et friable. L'encrassement par les sels à solubilité normale existe, même s'il est plus rare; il faut signaler le cas des saumures géothermales à forte teneur en silice.

L'entartrage peut se produire dans les échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre dans les chaudières, dans les échangeurs de l'industrie agroalimentaire, dans les systèmes géothermiques. Il existe différentes méthodes de prévention de l'entartrage.

d) Encrassement biologique :

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

Les actions de prévention consistent soit à détruire les micro-organismes, soit à empêcher leur développement. Les traitements correspondants utilisent des biocides et il est essentiel de maintenir la concentration du produit pendant le temps de réaction. Le biocide le plus utilisé est le chlore qui est toxique pour la plus part des micro-organismes et a une action rapide. Le choix final du traitement à adopter est en général un compromis entre les problèmes de toxicité de pollution, de coût et de maintenance.

La tendance à l'encrassement biologique est naturelle puisque les bactéries sont omniprésentes dans l'eau; en outre, les conditions physico-chimiques rencontrées dans les échangeurs sont le plus souvent favorables à son développement.

e) Encrassement par réaction chimique :

On rencontre ce type d'encrassement quand une réaction chimique se produit près d'une surface d'échange et que les solides produits par la réaction s'y déposent. Cette réaction est souvent une polymérisation ; il en résulte la formation d'un dépôt.

Les domaines concernés sont essentiellement l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds), l'industrie agroalimentaire (pasteurisation du lait) et les circuits de chauffage utilisant des fluides organiques.

f) Encrassement par solidification :

Il s'agit de la solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échange sous-refroidie (formation d'une couche de glace à l'intérieur des conduites forcées ou de givre)

Ou du dépôt d'un constituant à haut point de fusion d'un liquide au contact d'une surface de transfert de chaleur froide (dépôt d'hydrocarbures paraffiniques).

Une vapeur peut également se déposer sous une forme solide sans passer par l'état liquide (formation du givre).

III .8.3 Conséquence de l'encrassement :

Comme nous l'avons vu déjà les conséquences de l'encrassement sont :

- Une dépense d'énergie supplémentaire.
- Le remplacement des appareils corrodés.
- Les coûts d'arrêt des installations pour démontage et nettoyage.
- Un surdimensionnement des appareils dans les bureaux d'étude.

III .9. Choix de l'échangeur

Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée dépend de nombreux paramètres : les propriétés physiques des fluides, leur agressivité, les températures, ainsi que les pressions de service. Les contraintes d'encombrement et de maintenance doivent aussi être prises en compte, ainsi que les considérations économiques.

Tout d'abord, les échangeurs à faisceau tubulaire sont choisis pour des raisons technologiques. Puis, résiste aux fortes pressions et économique. Et, enfin, quelques autres types d'échangeurs en fonction de la nature de la paroi.

III.10 Avantages et inconvénients des échangeurs : [11]

Les avantages et les inconvénients des échangeurs cités au part avant sont classés dans le tableau suivant :

		Avantages	inconvénients
Echangeurs tubulaires		<ul style="list-style-type: none"> - Résiste aux fortes pressions. - Economique. - Accepte de grand écart de température. 	<ul style="list-style-type: none"> - Encombrent. - Difficulté de nettoyage. - Sensible aux vibrations.
Echangeurs à plaques		<ul style="list-style-type: none"> - Compact. - Modulable. - Prix compétitifs. - Peu de perte thermique. - Très bon coefficients de transferts. 	<ul style="list-style-type: none"> - Faible écart de température envisageable. - Perte de charge importante. - Pression de travail limitée.
Les aérofrigorifères	à air induit	<ul style="list-style-type: none"> - bonne distribution de l'air. - Le niveau de bruit au sol et plus faible. - bonne protection du faisceau. - moins de risques de recirculation d'air (vitesse de sortie de l'air plus grande) 	-exposition totale des tubes au soleil et à la pluie.
	Air forcé	<ul style="list-style-type: none"> - puissance consommée plus faible. - bonne accessibilité du faisceau. - moins de vibrations. - maintenance plus facile. 	<ul style="list-style-type: none"> - distribution pauvre d'air au-dessus de la section. - le niveau de bruit au sol est plus grand, -nettoyage des faisceaux difficile et se fait sous démontage.

Tableau III.2. Avantages et inconvénients des échangeurs de chaleurs

Après cette comparaison notre choix s'est porté sur un échangeur à faisceau tubulaire, ce choix a été basé sur des points vue tels que, l'exploitation et l'encombrement, ainsi que, la facilité de nettoyage.

IV.1 Introduction :

Dans ce chapitre nous allons traiter les différentes solutions possibles, pour diminuer la température qui augmente au période d'été dans la sortie d'échangeur **142-C** dans la section de méthanisation de l'unité d'ammoniac, et faire une dimensionnement d'un échangeur de chaleur de type faisceau tubulaire qui situe en aval et augmenter le rendement dans cette période.

IV.2. Description de la section de méthanisation : [2]

Le gaz d'alimentation provenant de l'absorbeur **101-E** passe dans la calandre de l'échangeur **136-C** ou il est chauffé jusqu'à 111 °C par le produit de refoulement du compresseur **103-J** puis dans la calandre du préchauffeur de charge du méthanateur **104-C** où il est chauffé jusqu'à 316 °C par l'effluent de la section HTS avant d'entrer dans le méthanateur **106-D**.

Le catalyseur utilisé est l'oxyde de nickel $\text{NiO}/\text{Al}_2\text{O}_3$. Le gaz de synthèse sortant du méthanateur contient de l'hydrogène et de l'azote dans un rapport 3/1 et environ 1,34% de gaz inerte composé de CH_4 , Ar et He. Le gaz du méthanateur chauffé à une température de 359 °C par la chaleur libérée par la réaction, va subir un refroidissement progressif dans les échangeurs **114-C**, **115-C** et **142-C**, jusqu'à 38 °C, puis il est envoyé vers le ballon de séparation **104-F** pour séparer l'eau formée dans le gaz de synthèse

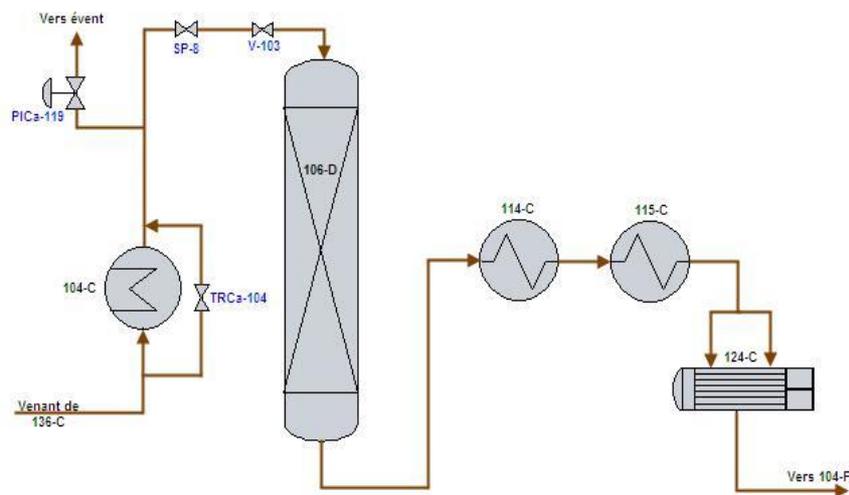


Figure IV.1. Procédure de méthanisation

IV.3. La problématique

Les industries consommatrices d'énergie, rencontrent souvent le problème de coût de l'énergie qui doit être économisé afin de pouvoir augmenter le rendement industriel.

Notre projet de fin d'étude s'intéresse à un problème pareil à l'unité de l'ammoniac (Fertial Annaba) et plus particulièrement dans la section de méthanisation. Dans cette section le problème réside exactement dans l'échangeur 142C qui a pour rôle de refroidir le gaz de process par l'eau de refroidissement. Cependant au période d'été il y'a une augmentation excessive de température à la sortie de cet échangeur qui atteint 42°C, alors qu'elle ne doit pas dépasser 38 °C. Cette augmentation de température cause beaucoup de problèmes à l'unité d'où ça perturbe les paramètres de marche de l'unité. Il en résulte, une faible aspiration dans le compresseur 103J et diminue aussi le rendement du compresseur qui fournit le gaz de synthèse ce qui donne une mauvaise réfrigération et par conséquent un mauvais rendement.

Pour résoudre ce problème nous nous proposons un dimensionnement d'un échangeur de chaleur installé en aval de l'échangeur 142C pour diminuer la température du gaz jusqu'à 30 °C avec un by pas qui contrôle la circulation du fluide chaud dans les autres saisons de l'année.

Le dimensionnement thermique dans une installation industrielle commence tout d'abord, par la sélection du type d'échangeur adapté au problème posé puis vient la phase de dimensionnement thermique proprement dite ; elle est destinée à fixer par le calcul la surface d'échange nécessaire au transfert de puissance sur les fluides considérés.

IV.4. Méthode de Calcul pour les échangeurs tubulaires:

L'analyse mathématique du transfert devient très complexe pour les échangeurs tube calandre. En fait, l'écoulement dans la calandre s'effectue selon la disposition des chicanes. Il existe plusieurs méthodes de calcul et de dimensionnement des échangeurs de chaleur, parmi lesquelles :

- a) **Méthode de Donohue** : cette méthode définit deux débits massiques moyens, l'un longitudinal et l'autre transversal. Elle utilise le diamètre extérieur des tubes dans les expressions des nombres sans dimensions.
- b) **Méthode de Kern** : cette méthode définit un seul débit moyen pour l'ensemble de l'appareil et elle à recours au diamètre équivalent.

Dans notre travail, nous avons choisi un échangeur tubulaire type (faisceau-calandre) et nous avons opté pour la méthode de kern comme méthode de calcul.

IV.5. Calcul d'un échangeur à faisceau calandre par la méthode de kern: [7]

a) Caractéristique de l'ammoniaque et gaz de proces:

	Gaz proces		Ammoniaque	
Coté	Tube		Calandre	
	entré	Sortie	Entré	Sortie
Température [°C]	42	30	12	14
Qm [Kg/h]	132759,08		52 465	
Cp [Kcal/Kg °C]	0,689		0,32	
ρ [Kg/m ³]	289		619	
μ [Kg/m h]	0,7996		0,7	
λ [Kcal/m hr °C]	0,1212		0,4832	

b) Calcule le débit de l'ammoniaque de refroidissement :

$$Q_{me} \times C_{pe} \times (T_1 - T_2) = Q_{mc} \times C_{pc} \times (t_2 - t_1) \rightarrow Q_{me} = \frac{Q_{mc} \times C_{pc} \times (T_1 - T_2)}{C_{pe} \times (t_2 - t_1)}$$

$$Q_{me} = (24018 \times 0.689 \times 12) / (0.32) \times 2 = 310282,537 \text{ Kg/h}$$

1 ° calcul le flux de chaleur : d'après le bilan thermique on peut calculer le flux de chaleur qui est déterminé selon la relation suivante :

$$\phi = Q_m \times C_p \times \Delta t$$

AN :

$$\phi = 310282.537 * 0.32 * (14-12) = \mathbf{198580,824 \text{ Kcal/h}}$$

2 ° Calcul de la DTLM: la moyenne logarithmique des températures d'un échangeur à contre-courant est donnée par la relation

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

AN:

$$\Delta T_m = 20.90 \text{ °C}$$

3 ° Nombre de passes: il faut calculer d'abord F (coefficient de correction) à partir des étapes suivantes : (annexe 1)

$$R = (42-30)/(14-12) = 6$$

$$E = (14-12)/(42-30) = 0.16$$

$$F = 0.95$$

Donc :

04 passes c ô t é tube, 02 passes c ô t é calandre

4 °/ Choix de l'appareil: [7]

On choisit la valeur du Coefficient de transfert selon la nature des fluides :

$$U'_s = 200 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ °C}$$

- Calcul de la surface: selon la relation suivante $A' = \frac{\phi}{U'_s F \Delta T_m}$

AN :

$$A' = 198580.824 / (200 * 0.95 * 20.90) = 50 \text{ m}^2$$

Choix de la longueur : $l = 3,66 \text{ m}$ (annexe 2)

Choix du diamètre externe des tubes : $d_o = 19.05 \text{ mm}$ (annexe 2)

Choix du diamètre interne des tubes : $d_i = 1,483 \text{ cm}$ (annexe 2)

Choix de l'épaisseur : $2,10 \times 10^{-3} \text{ m}$

La disposition des tubes : vu que les deux fluides sont propres on opte pour un pas triangulaire.

Choix des pas : $P = 0,0254 \text{ m}$ (annexe 2)

Calcul la surface d'échange d'un tube : $a = \pi \times d_o \times l = 3,14 \times 19,05 \times 10^{-2} \times 3,66$

$$\rightarrow a = 0,219 \text{ m}^2$$

• Calcul du nombre de tubes par calandre : $N_t = \frac{A'}{a \times n_c}$:

$$N_t = (50) / (0.219 \times 2) \rightarrow N_t = 114.15$$

Nombre de tubes le plus proche de $N_t = 122$ (annexe 3)

• Choix de l'espacement entre chicanes : $B = \frac{D_c}{5}$

$$B = (38,7 * 10^{-2}) / (5) = 0,0774 \text{ m} \text{ (annexe 3)}$$

5°/ Choix des fluides à l'intérieur du faisceau et dans la calandre:

Cot étube : gaz de procces.

Cot écalandre : ammoniacque.

6°/ Détermination de U_s de l'appareil:

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

AN:

$$U_s = 200 * (114,15 / 122) = 187,13 \text{ Kcal/ h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Chapitre IV : Calcul de l'échangeur

7 ° Température calorique: pour l'échangeur de chaleur classique, la différence des températures calorique ($T_c - t_c$) calculée, en admettant une variation linéaire de U en

fonction de la température, est toujours sensiblement très voisine de DTLM calculée en supposant U constant en première approximation la DTLM permet donc le calcul direct de F_c , puis des températures calorifiques :

$$F_c = \frac{\Delta T_{LTM} - \Delta T_{fr}}{\Delta T_{ch} - \Delta T_{fr}}$$

$$\Delta T_{ch} = T_1 - t_2 = 42 - 14 = 28$$

$$\Delta T_{fr} = T_2 - t_1 = 30 - 12 = 18$$

AN :

$$F_c = 0.29$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \rightarrow T_c = 30 + 0.29 (42 - 30)$$

$$T_c = 33.5 \text{ °C}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) \rightarrow t_c = 12 + 0.29 (14 - 12)$$

$$t_c = 12.6 \text{ °C}$$

8 ° Calcul de la température du tube :

8-1-Côté tube :

• **Section par passe :**

$$a_t = \frac{Nt}{nt} \times \frac{\pi \cdot d_i^2}{4}$$

AN :

$$a_t = (122/4) \cdot (3.14 \cdot 1.483^2 \cdot 10) / 4 = 0.0053 \text{ m}^2$$

• **Vitesse massique :**

$$G_t = Q_m / a_t$$

AN :

$$G_t = 24018 / 5.3 \cdot 10^{-3} = 4531698.113 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{h}$$

- Nombre de Reynolds :

$$Re = di * Gt / \mu$$

AN:

$$Re = 84048.21$$

Re > 10 000 : régime turbulent

$$Jh = 235 \text{ (annexe 4)}$$

$$\frac{hi}{st} = Jh * \frac{\lambda}{di} * \left(\frac{cp * \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$$

AN:

$$hi/st = 3181,226 \text{ Kcal/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\frac{hi0}{st} = \left(\frac{hi}{st} \right) * \frac{di}{do}$$

AN :

$$hi0/st = 2476,51 \text{ Kcal/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

8-2-C ôte calandre :

- Section par calendre: (annexe 6)

$$act = \frac{2}{\sqrt{3}} \frac{Dc}{P} (P - d0) B$$

AN:

$$act = 8,7 * 10^{-3} \text{ m}^2$$

- Vitesse massique :

$$Gct = \frac{Q'm}{act}$$

AN :

$$Gct = 35664659,43 \text{ Kg/ m}^2\text{h}$$

• Diamètre équivalent :

$$De = \frac{3,464 * P^2}{\pi * d_0} - d_0$$

AN :

$$De = 1,83 * 10^{-3} \text{ m}$$

• Nombre de Reynolds :

$$Re_{ct} = \frac{De * Gct}{\mu'}$$

AN:

$$Re_{ct} = 93237,6$$

Re > 10 000 Régime turbulent

$$J'h = 194 \text{ (annexe 5).}$$

$$\frac{h_0}{\rho c} = J'h * \frac{\lambda'}{de} * \left(\frac{cp' * \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

AN: $\frac{h_0}{\rho c} = 3989,5 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Donc :

La température du tube :

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_0}{\rho c} \frac{hi_0}{\rho t}}{\frac{h_0}{\rho c} + \frac{hi_0}{\rho t}} (T_c - t_c)$$

AN :

$$t_t = 25,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

9 % Calcul du coefficient de transfert :

9-1-Côté tube :

à $t = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ est $\mu_t = 0,532\text{ Kg/ m h}$

• Le rapport α_t :

$$\alpha_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14} \quad \alpha_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14}$$

$$\alpha_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14}$$

AN :

$\alpha_t = 1,06$

• Coefficient de transfert à l'intérieur de tube :

$$hi_0 = \left(\frac{hi_0}{\alpha_t}\right) * \alpha_t$$

AN :

$hi_0 = 2621,82\text{ Kcal/ h m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$

9-2-C ôte calandre :

àt = 30 °C est $\mu'_{t=0,8}$ Kg/ m h

• Le rapport φ_c

$$\varphi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_{t=0,8}} \right)^{0,14}$$

$$\varphi_c = \left(\frac{\mu'}{\mu'_{t=0,8}} \right)^{0,14}$$

AN :

$$\varphi_c = 0,98$$

• Le coefficient de transfert à l'extérieur de tube

$$h_0 = \left(\frac{h_0}{\varphi_c} \right) * \varphi_c$$

AN :

$$h_0 = 3909,71 \text{ Kcal / h m } ^\circ\text{C}$$

Donc,

Le coefficient de transfert propre:

$$U_p = \frac{h_0 * h_{i0}}{h_0 + h_{i0}}$$

AN :

$$U_p = 1569,4 \text{ Kcal/ h m } ^\circ\text{C}$$

10°/ Calcul de la résistance à l'encrassement:

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

AN:

$$R_s = 4,7 * 10^{-3} \text{ h m } ^2\text{ } ^\circ\text{C / Kcal}$$

11 % Perte de charge:

11-1-Côté tube :

• Coefficient de friction: (annexe 4).

$$f_t = 0,013$$

• Perte de charge:

$$\Delta P_t = \frac{nc \cdot nt \cdot Gt^2}{3,75 \cdot 10^{15} \cdot d} \left(\frac{f_t \cdot l}{di \cdot \rho t} + 2 \right)$$

AN:

$$\Delta P_t = 0,42 \text{ Kg / cm}^2$$

11-2-Côté écalandre :

• Coefficient de friction: (annexe 5)

$$f_t = 0,11$$

$$N_c = \frac{l}{B} \text{ de chicanes :}$$

$$N_c = \frac{l}{B}$$

AN :

$$N_c = 47 \text{ chicanes}$$

• Perte de charge:

$$\Delta P_c = \frac{nc \cdot f_{ct} \cdot Gc^2 \cdot (Nc + 1) \cdot Dc}{1,271 \cdot 10^{15} \cdot d' \cdot De \cdot \rho c}$$

AN:

$$\Delta P_c = 0,037 \text{ Kg / cm}^2$$

Chapitre IV : Calcul de l'échangeur

12 %Calcul économique : [12]

12-1-Estimation des coûts d'un échangeur tube calendre :

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

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

Ces différents facteurs influent selon la formule suivante :

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

Avec:

C : coût de l'échangeur.

c : coût unitaire du m^2 de surface de l'échangeur de référence.

S : surface d'échange en m^2 .

F_0, F_1, \dots, F_6 coefficients correcteurs indiqués dans les tableaux (Annexe 7, 8, 9, 10, 11)

$F_0 = 1$: pour quatre passes coté tubes et deux passes coté calandre.

• Calcul du coût de l'échangeur :

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

Avec :

$$c = 1020 \text{ \$/m}^2$$

$$C = 1020 \cdot 50 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 1,05 \cdot 1,00 \cdot 1,00 \cdot (0,34 + 0,74)$$

$$C = 57834 \text{ \$}$$

$C = 57834 \text{ \$ soit } 5646622,59 \text{ DA}$
--

Chapitre IV : Calcul de l'échangeur

Tableau IV.2 Le tableau suivant, résume les résultats obtenus:

Echangeur	Côté tube	Côté calandre
Fluide	chaud	froid
Débit d'entrer (m³/h)	24018	310282,537
Te (°C)	42	12
Ts (°C)	30	14
Nombre de passe	04	02
DTLM (°C)	20.90	
F	0,95	
E	0,16	
R	6	
la surface d' échange (m²)	50	
T du tube (°C)	25,5	
Coefficient d'échange (kcal/hm² °C)	187,13	
Coefficient de transfert propre (kcal/hm² °C)	1569,4	
Pert de charge	0,42	0,037
Le Coût (DA)	5646622,59	

IV.6. Conclusion :

Ce travail m'a permis d'avoir une vision détaillée de dimensionnement des échangeurs à travers de la méthode de Kern et de mettre en évidence la méthode de Kern pour le dimensionnement des échangeurs faisceaux et calandres.

Conclusion générale

Conclusion:

Le travail réalisé dans ce mémoire est une contribution pour résoudre l'un des problèmes majeurs rencontré à l'unité de l'Ammoniac de Fertial-Annaba, précisément au niveau de la section méthanisation. Ce problème réside dans l'augmentation de la température du gaz à la sortie de l'échangeur 142C au période d'été jusqu'à 42°C et qui mène à une mauvaise aspiration du compresseur 103J.

Afin de remédier à ce problème, il a été proposé d'installer et de dimensionner un échangeur de chaleur.

Notre choix s'est porté sur un échangeur à faisceau tubulaire avec les caractéristiques suivantes :

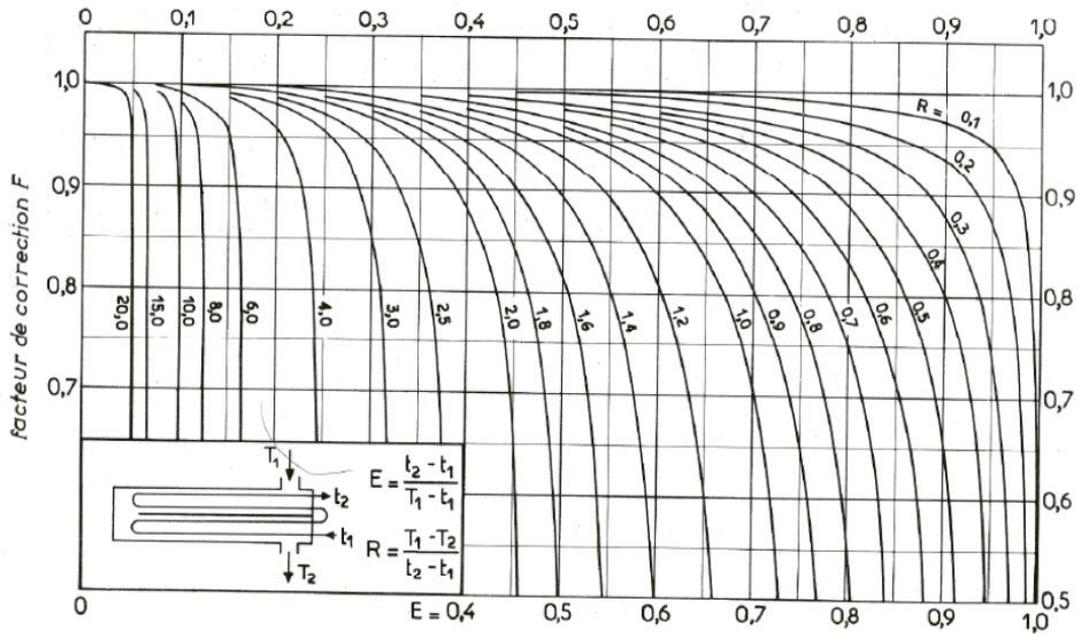
- Surface totale : **50 m²**
- Nombre des tubes : **122.**
- Diamètre extérieur : **19,05*10⁻³ m**
- Epaisseur : **2,10*10⁻³m**
- Longueur : **3.66 m**
- Diamètre intérieur : **1,483*10⁻²m**
- Pas : **0,0254 m**
- Espacement entre chicane : **0,0774 m**
- Diamètre de la calandre : **38.7*10⁻²m**

Ce choix a été basé sur des points de vue tels que le coût, l'exploitation et l'encombrement, ainsi que la facilité du nettoyage.

Nous espérons que Fertial mettra en œuvre notre proposition afin que la production en ammoniac soit améliorée.

Liste des annexes

Annexe 1 : Facteur de correction F pour deux passes coté calandre et quatre passes coté tube.



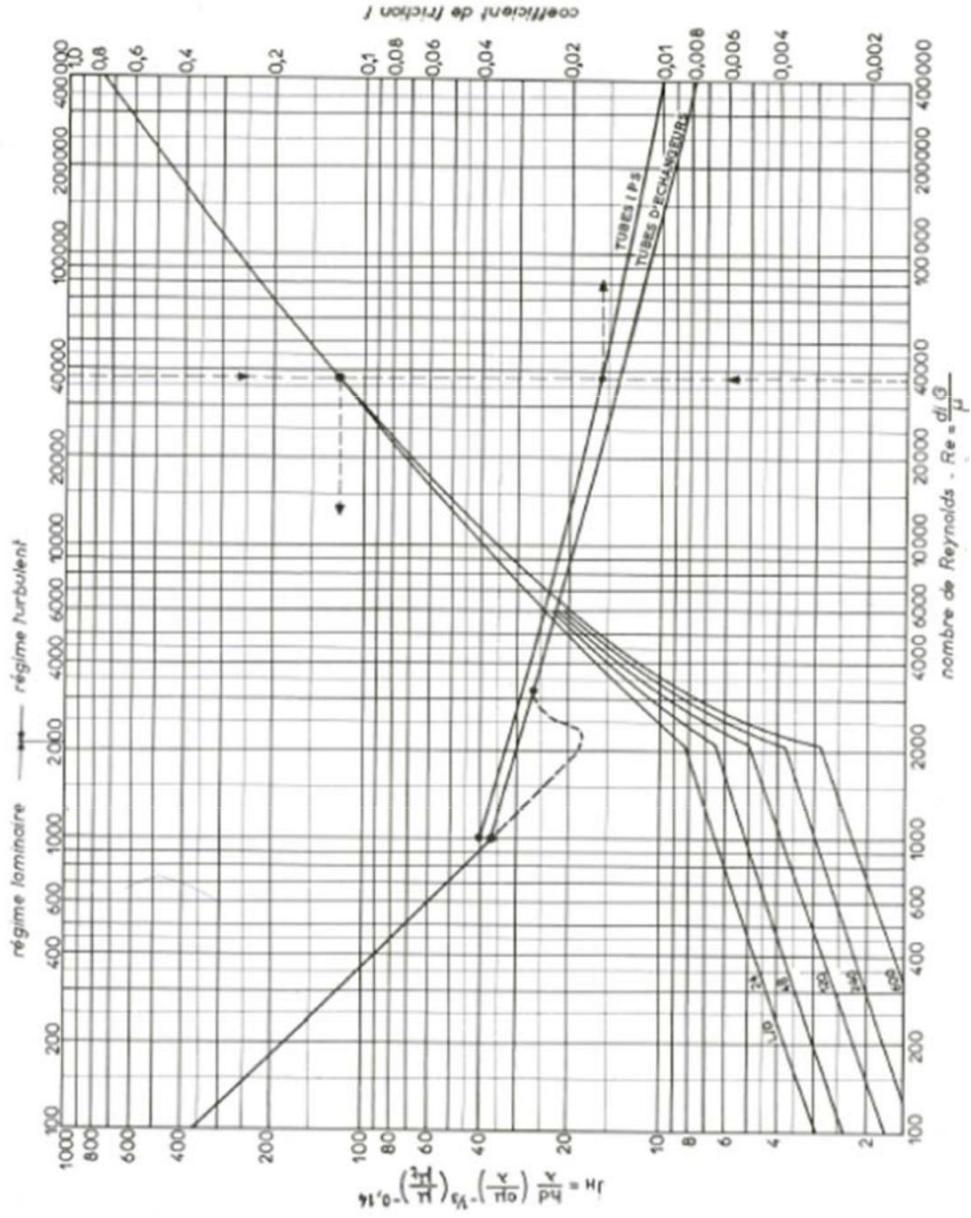
Annexe 2 : Caractéristiques des tubes d'échanges.

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			
	18	1,24	1,021	0,819			
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434			
	14	2,10	1,483	1,727			
	16	1,65	1,575	1,948			
	18	1,24	1,656	2,154			
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098			
	14	2,10	2,118	3,523			
	16	1,65	2,210	3,836			
	18	1,24	2,291	4,122			
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375			
	14	2,10	2,743	5,909			
	16	1,65	2,845	6,357			
	18	1,24	2,921	6,701			
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300			
	14	2,10	3,378	8,962			
	16	1,65	3,480	9,512			
	18	1,24	3,566	9,931			

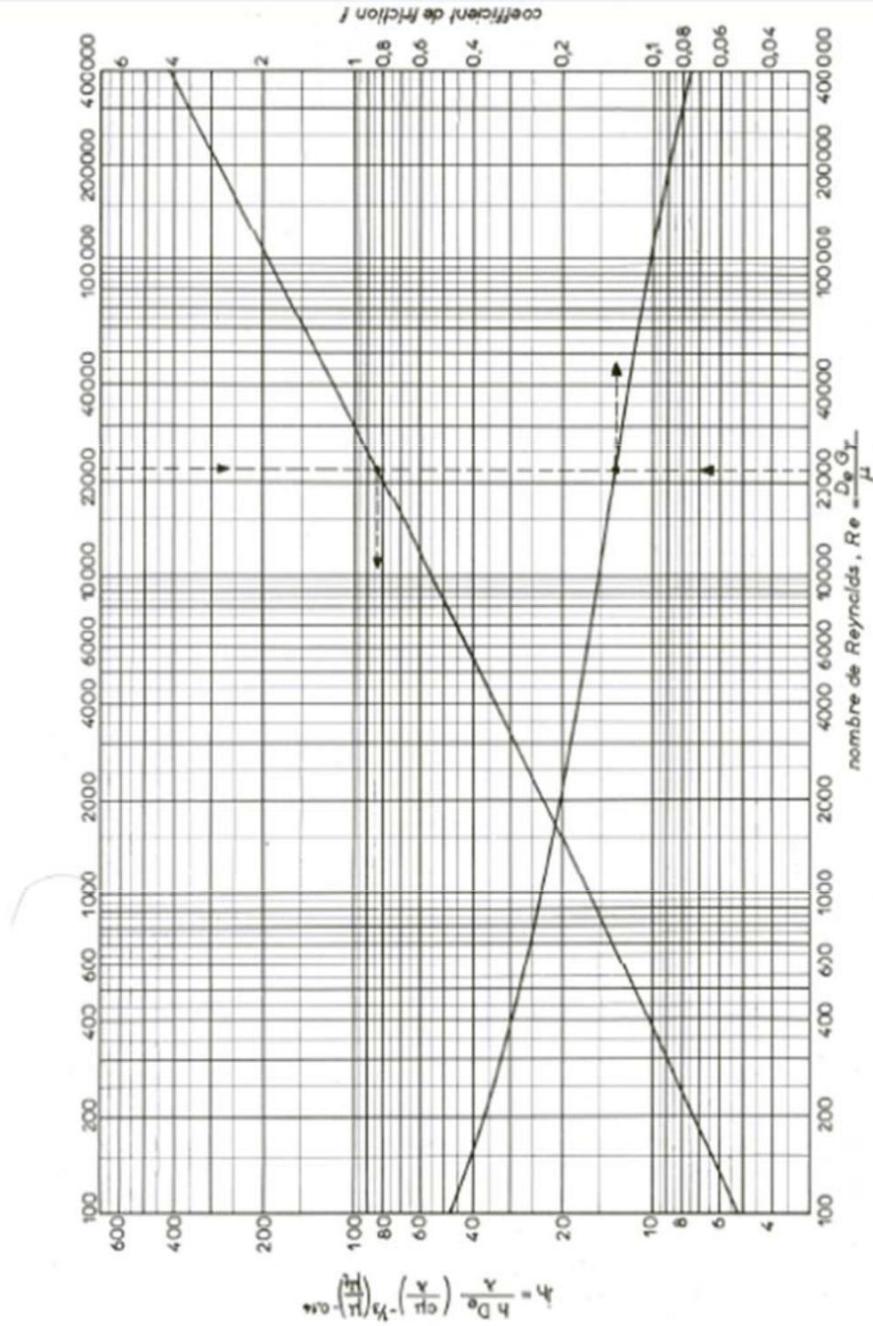
Annexe 3: Disposition des tubes en triangle.

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

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



Annexe 5: Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié à l'extérieur des tubes.



Annexe 6:Section par calibre.

	PAS NORMAL CARRÉ OU TRIANGULAIRE (fig. V.1.4a et c)	PAS TRIANGULAIRE RENVERSÉ (fig. V.1.4b)	PAS CARRÉ RENVERSÉ (fig. V.1.4d)
Espacement entre tubes perpendiculairement au courant	P	$P\sqrt{3}$	$P\sqrt{2}$
Distance minimale de passage	$P - d_o$	$2(P - d_o)$	$2(P - d_o)$
Aire de passage : $a_{2T} = \alpha B D_c \frac{P - d_o}{P}$	$\frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\frac{2}{\sqrt{3}} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\sqrt{2} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$

Annexe 7:Variation de F_1 avec le type de l'échangeur.

Type	AEM	AES	AKT	BEM	BES	BEU	BKT	BKM	BKU	AEU
F_1	1,00	0,90	1,25	0,90	0,95	0,85	1,20	1,05	1,03	0,90

Annexe 8:Variation de F_2 avec la longueur des tubes.

Longueur des tubes (ft)	10	16	20	24
F_2	1,20	1,05	1,00	0,95

Annexe 9:Variation de F_3 avec la disposition des tubes.

Disposition des tubes		
F_3	1,10	1,00

Annexe 10 : Variation de F_4 avec les matériaux des tubes et calandre.

Matériaux		F_4
Calandre	Tubes	
Acier au carbone	Acier au carbone	1,0
Acier au carbone	Laiton amirauté	1,7
Acier au carbone	Bronze aluminium	1,8
Acier au carbone	5%chrome	1,6
Acier au carbone	Inox 304	2,4
Acier au carbone	Inox316	2,7
0,5% molybdène	0,5% molybdène	1,3
1,25%chrome	1,25%chrome	1,6
5% chrome	5% chrome	1,9
Inox 304	Inox 304	2,8
Inox 316	Inox 316	3,3
Cladded Monel	Monel	0 6
20%Cr – 25%Ni	20%Cr – 25%Ni	07

Annexe 11: La variation de F_5 et F_6 en fonction de la pression.

