

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



Université 8 Mai 1945 Guelma

Faculté des Sciences et de la Technologie

Département de Génie des Procédés

Mémoire de Projet de Fin d'Etudes

2^{ème} Année Master



**Récupération du CO₂ rejeté vers l'atmosphère au
niveau de la section de décarbonatation du complexe
GL1/K**

Filière : Génie des Procédés

Spécialité: Matériaux et Génie des Procédés : Génie Chimique

Présenté par:

Haroun DIAB

Sous la direction de :

Mme BOUCHMELLA.H

Juin 2012

REMERCIEMENTS

Je remercie Dieu créateur qui m'a donné la force d'accomplir ce modeste travail.

Nos remerciements s'adressent à tout le personnel du complexe GL1/K de SKIKDA au niveau des différents départements, où on a effectué ce projet, qu'ils trouvent ici l'expression de nos respects.

Et aussi à tous les enseignants qui ont contribué à notre formation, qu'ils trouvent ici le témoignage de nos profondes gratitude.

Nous remercions aussi Madame Bouchmella, pour avoir accepté de diriger ce travail.

Dédicace

*Je dédie ce travail premièrement à mon père
et ma mère, mes frères et toute les familles*

Dial

Spécialement Amri Sara, Hourmi Imane.

Je dédie ce travail à toute les amies Djellali

*Fidjani, Smail Boumous, Bourezg
Madjid, Issam , Zino, Cherif, Saif,
Hamid , Sabar , Tahar zer, Zegaoula.*

Dial Haroune

SOMMAIRE

Introduction	01
CHAPITRE I : Généralités	
I-1-HISTORIQUE	03
I-2- GAZ NATUREL LIQUEFIE	04
I-3- PRODUCTION	04
I-3-1- USINES DE GNL EN ALGERIE	05
I-3-2- PRESENTATION DE L'ORGANISME D'ACCEUIL GL₁K	06
I-4- PROCEDE DE TRAITEMENT DE GAZ NATUREL	08
I-4-1- SECTION TRAITEMENT GAZ	09
I-4-2- SECTION LIQUEFACTION	10
I 4 3 Sootion de fractionnement	10
I-4-4-Chaudière	16
I-4-5-Echangeurs cryogéniques	17
CHAPITRE II: Localisation du problème	
II.1 –décarbonatation	18
II.1.1-Colonne d'absorption	18
II.1.2-Colonne de régénération	19
II.2-Le dioxyde de carbone	20
II.2.1-Propriétés physiques	20
II.2.2-Propriétés chimiques	22
II.2.3-Principaux usages du produit	22
II.2.4-Problème posé par le CO₂ atmosphérique	24



II.3-L'effet de serre	24
II.3.1-Le phénomène de l'effet de serre	24
II.3.2-Les principaux gaz à effet de serre	25
CHAPITRE III : Procédé proposé et choix des équipements	
III.1-Procédé de récupération proposé	26
III.2-Choix des équipements	28
III.2.1-Les Échangeurs	29
III.2.2-Les compresseurs	36
III.2.3-Les ballons de séparation	41
CHAPITRE IV: Dimensionnement des équipements	
IV.1-Dimensionnement de l'échangeur 1	49
IV.2- Dimensionnement des séparateurs gaz-liquide	59
IV.3-Dimensionnement du compresseur	70
IV.4-Dimensionnement de l'échangeur 2	74
CHAPITRE V: Simulation par logiciel HYSYS	
V.1-Conception et simulation d'une unité de production	78
V.2-Présentation de HYSYS	82
V.3-Simulation de notre procédé	85
V.4-Etude comparative entre les résultats obtenus par le calcul manuel et ceux obtenus par simulation.	

CHAPITRE VI: Etude de rentabilité

89

Conclusion générale

96

Annexe.

Bibliographie.

SOMMAIRE

Liste des symboles

X_i : fraction molaire du composé i .

μ_i : viscosité dynamique du composé i .

M_i : masse moléculaire de l'élément i . (g/mol)

M_j : masse moléculaire de l'élément j . (g/mol)

φ_{ij} : la densité de flux de i vers j . ($W m^{-2}$)

Φ : Le flux thermique. (J/s)

C_{pi} : capacité calorifique du composé i . (J/k).

ρ_m : masse volumique. (Kg/m^3)

ρ_L : masse volumique de liquide. (Kg/m^3)

ρ_V : masse volumique de vapeur. (Kg/m^3)

P_T : pression totale. (bar)

Z_m : facteur de compressibilité.

F_G : force de gravité. ($Kg.s^2/m.mol$).

g_C : accélération de pesanteur. (m/S^2)

U_V : la vitesse verticale. (m/S)

U_T : la vitesse critique. (m/S)

D_P : diamètre du paroi intérieur. (m^2)

Q : débit volumique. (m^3/S)

Q_L : débit volumique de liquide. (m^3/S)

Q_V : débit volumique de vapeur. (m^3/S)

W : la puissance (J/S)

Introduction

Notre stage s'est déroulé au sein du complexe GL1/K qui s'occupe du traitement et la liquéfaction du gaz naturel arrivé de Hassi R'mel. Pour cela une introduction générale du procédé est nécessaire.

Les pays industrialisés sont d'énormes consommateurs d'énergie et de matières premières d'origine pétrolière.

En France après l'amenuisement des réserves de charbon de l'Europe occidentale, le gaz naturel de Lacq a progressivement remplacé le gaz de four à coke dans le réseau de gaz de France. Cependant, ces réserves étant très limitées, le gaz de Lacq a dû être complètement et progressivement remplacé par le gaz importé de Hollande et d'URSS acheminé par des canalisations sous pression.

Des gisements très importants furent simultanément découverts en Afrique (Algérie, Libye, Nigeria), au Moyen Orient, Indonésie, Alaska et en Amérique du sud.

L'Europe, la Corée, le Japon et les USA étaient des clients potentiels et un marché prometteur.

Les distances de transport (milliers de Km) et les voies maritimes offertes ou imposées (transports intercontinentaux) ont incité les pays exportateurs à développer une chaîne de transport maritime.

Le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) est transporté à -162°C dans des cuves thermiquement isolées sur des navires appelés méthaniers. La liquéfaction du gaz permet une très grande réduction du volume des récipients sans majoration importante des épaisseurs des parois puisque l'on reste à pression atmosphérique (600 m^3 de gaz à pression atmosphérique n'occupent qu'un m^3 à l'état liquide).

A l'arrivée du méthanier au terminal de réception, le GNL est déchargé par les lignes de déchargements avec ces bras articulés dans des réservoirs cryogéniques, puis il est gazéifié à travers une unité de regazéification.

Notre travail consiste en la récupération du CO_2 rejeté actuellement vers l'atmosphère.

Deux motivations nous ont conduits à entreprendre l'étude de la récupération du gaz carbonique CO₂ rejeté au niveau de l'unité de décarbonatation du complexe GL1K de Skikda à savoir:

1. Sa valorisation, comme matière première dans la synthèse d'autres produits finaux.

En effet, le gaz carbonique est utilisé en grande quantité au niveau de l'entreprise «*LINDE GAS ALGERIE*» et *L'ENGI* entreprises nationales des gaz industrielles comme matière première.

Sonatrach par le biais du complexe GL1/K a confié à la société *LINDE GAS ALGERIE* la récupération du CO₂ en vue de sa commercialisation.

Le dioxyde de carbone est un gaz à effet de serre, c'est un élément majeur parmi les autres GES, il provoque le réchauffement de la planète et il pollue l'environnement donc sa récupération permet de contribuer dans le sens de la diminution des gaz à effet de serre

Dans ce travail on propose le procédé suivant: Le gaz rejeté vers l'atmosphère par les 04 trains va se déverser dans un collecteur, il entre dans un échangeur pour le refroidir afin d'éliminer l'eau qui sera récupérée dans le séparateur. A la sortie, le gaz est véhiculé vers le client à l'aide d'un compresseur.

Pour ce faire on propose les équipements suivant dans le procédé proposé pour la récupération du gaz carbonique à savoir:

Un collecteur pour récupérer le co2 dégagé auparavant vers l'atmosphère.

- Un premier échangeur pour le refroidissement du co2 collecté .
- Un ballon de séparation pour l'élimination de l'eau.
- Un premier compresseur pour comprimer le co2.
- Un deuxième compresseur laissé en stand-by.
- Un deuxième échangeur pour refroidir la charge de CO2 sortie du compresseur et qui va être acheminée au client.

Un deuxième travail consiste en la comparaison des résultats de calculs du dimensionnement des équipements et une simulation par le logiciel HYSYS.

CHAPITRE I

Généralités

*GAZ NATUREL
LIQUIFIÉ
G.N.L*

I-1-Historique

Le Gaz naturel a été découvert à la fin du 18^{ème} siècle par Philippe Lebon et William Murdoch. Dans la période 1940/1942 les Américains envisagèrent sa liquéfaction pour pouvoir le stocker et le transporter sur de longues distances mais cette tentative s'est soldée par un échec. Le 20 Février 1959, les Américains et les Anglais réussirent la première cargaison de Gaz Naturel Liquéfié, depuis Lake Charles (USA) à Convery Island (Angleterre).

Pour l'Algérie, la première découverte de Gaz Naturel à eu lieu en Novembre 1956 à Hassi-R'Mel, vers le 08 Décembre 1961, la Compagnie Algérienne du Méthane Liquide (CAMEL) a été crée et installée à Arzew par Air Liquide et SN REPAL de France et Conth International d'Angleterre.

Le Complexe GL1/k de Skikda a été construit par la Société mixte Algérienne du Gaz (SOMALGAZ), construit par 51% des parts appartenant à Sonatrach et 49% à ERAP (Entreprise Française du Raffinage des Pétroles).

L'étude du projet du Complexe GNL1/k de Skikda a duré de 1965 à 1967 et le démarrage des travaux a débuté en Mai 1969, les dates de mise en service des unités de liquéfaction sont les suivantes:[4]

Tableau N°01

unités	Mise en service
10	06/11/1972
5	05/09/1980
6	20/06/1981
GPL	17/09/1973

I-2- GAZ NATUREL LIQUEFIE

Le **gaz naturel liquéfié (GNL)** consiste simplement en du **gaz naturel** (composé essentiellement de Méthane) condensé à l'état **liquide** (réduction du volume original d'environ 1/ 600). En effet, lorsque ce **gaz** est refroidi à une température d'environ -161°C à la pression atmosphérique, il prend la forme d'un liquide clair, transparent, inodore, non corrosif et non toxique. Le GNL est environ deux fois plus léger que l'eau.

Le GNL joue un rôle de plus en plus important dans l'industrie mondiale de l'énergie, car les réserves mondiales en gaz naturel sont abondantes et son état condensé rend possible son transport sur de longues distances par les voies maritimes, donnant naissance à de véritables chaînes d'approvisionnement incluant les puits producteurs, les usines de traitement, les réseaux de gazoducs, les usines de **liquéfaction**, les terminaux de chargement des méthaniers, les terminaux d'importation et de stockage, les usines de regazéification et de réinjection au réseau.

I-3- PRODUCTION

Le gaz naturel liquéfié est produit par cryogénie, et nécessite une température de -163°C. Le refroidissement est effectué par plusieurs pompes à chaleur à changement d'état (deux ou trois), utilisant généralement des hydrocarbures ou de l'ammoniac.

Le gaz naturel liquéfié est presque du **méthane** pur. Les autres composants du gaz naturel sont donc séparés lors de l'opération. Le dioxyde de carbone doit être extrait au préalable, il endommagerait les unités de liquéfaction en s'y solidifiant. On le considère généralement comme un déchet. Les hydrocarbures plus lourds que le méthane, sont récupérés, et vendus comme matière première pétrochimique ou comme carburant (gaz de pétrole liquéfié), la plupart des terminaux d'exportation de GNL produisent aussi du GPL. L'hélium est un coproduit dont la valeur commerciale peut être importante.

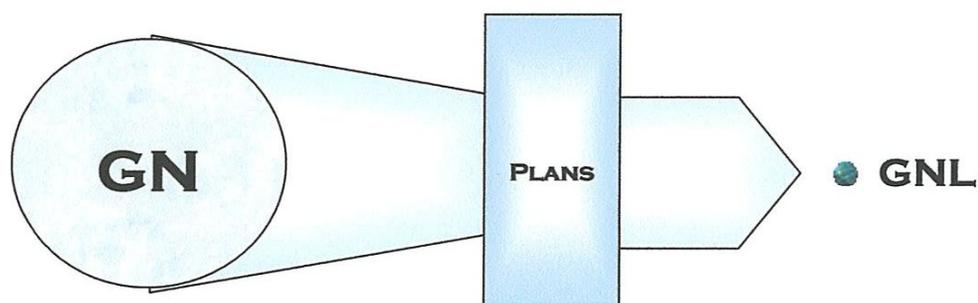


FIG.I.1. GAZ NATUREL DU GISEMENT AU CONSOMMATEUR

I-3-1- USINES DE GNL EN ALGERIE

L'Algérie possède deux pôles importants de production de GNL (ARZEW et SKIKDA).

TABLEAU.I.1. USINES DE LIQUEFACTION EN ALGERIE [2]

Usine de liquéfaction	Capacité en MT / an	Date de mise en service
GL ₄ Z (ARZEW)	1.1	1964
GL ₁ k (SKIKDA) P ₁	2.8	1972
GL ₁ Z (ARZEW)	7.8	1978
GL ₂ Z (ARZEW)	8.9	1981
GL ₁ K (SKIKDA) P ₂	3	1981

Le gaz naturel et ses différentes fractions peuvent être transportés sous diverses formes :

- GN comprimé sous phase gazeuse par gazoduc.
- GN liquéfié par méthanier.

- **GPL** Gaz de pétrole liquéfié .
- Produits chimiques dérivés méthanol ammoniac.

Dans le cadre de l'objectif stratégique de valorisation des ressources en gaz naturel principalement du gisement de **HASSI R'MEL**, des usines de **GNL** ont été construites dans le nord du pays, dont le but principal est l'exportation du GNL vers L'EUROPE et les USA par Méthaniers.

I-3-2- PRESENTATION DE L'ORGANISME D'ACCEUIL GL₁K

La construction du complexe de liquéfaction du gaz naturel de SKIKDA-GL₁K a débuté au cours de l'année 1970 sous la direction de SOMALGAZ, société mixte constituée par "**SONATRACH**" et la société française "**ERAP**" entreprise de raffinage du pétrole.

Les trois premières unités 10, 20, 30 ont été construites par la société française "**TECHNIP**" et elles ont commencé la production en novembre 1972.

- **Unité 10** : le 06 novembre 1972.
- **Unité 20** : le 28 septembre 1973.
- **Unité 30** : le 17 juillet 1973.
- **Unité 40** : elle a été construite à 85% par PRITCHARD RHODE en août 1978 et reprise par PULLMAN KELLOG en mars 1979 sa mise en exploitation a débuté le 19 août 1979.

Le complexe de GL₁/K de SKIKDA a été détérioré par l'explosion du pole 1 lors de l'incendie du 19 janvier 2004, cette explosion a supprimé les unités 40, 30 et 20 à l'heure actuelle il reste uniquement l'unité 10.

Les unités 5P et 6P appelée pole 2 dont les travaux de construction ont débuté en avril 1977 ont été réalisées à 57% par la société PRITCHARD RHODE avant d'être achevées par PULLMAN-KELLOG, elles sont mises en service respectivement le 05 septembre 1980 et le 17 juin 1981.

Ce complexe s'étend sur une superficie de 92 hectares et reçoit 5,7 milliards de m³/an de gaz naturel du gisement de «HASSI R'MEL» par pipeline de 40 pouces. Il emploie actuellement 1200 travailleurs permanents.

Sa capacité annuelle de production est de:

- 6 942 millions m³/an de GNL.

- 170 000 tonnes /an d'Ethane.
- 108 400 tonnes /an de Propane.
- 92 600 tonnes /an de Butane.
- 2 600 tonnes /an de Isobutane.
- 84 500 tonnes /an de BuPro.
- 60 250 tonnes /an de Gazoline.

Le complexe comprend principalement :

- **Train de liquéfaction** : Chaque train de liquéfaction comprend:
 - Une section de traitement de gaz (décarbonatation, déshydratation et démercurisation).
 - Une section chaudière.
 - Une section de compression.
 - Une section de liquéfaction.
 - Une section de fractionnement.

- **Section utilités**: Cette section se compose de:

- Trois chaudières de 45 t/h pour chacune;
- Deux stations de pompage d'eau de mer (une par zone) composées de:

POLE 1: Une pompe d'eau de mer d'une capacité de 21 000 m³/h pour les besoins de réfrigération et trois pompes d'eau de mer de capacité unitaire de 1 400 m³/h pour les besoins de la lutte anti-incendie.

POLE 2: Deux pompes d'eau de mer d'une capacité unitaire de 25 000 m³/h et deux pompes de capacité totale de 6 300 m³/h pour la lutte anti- incendie.

- Six unités de dessalement d'eau de mer d'une capacité de 63 m³/h chacune;
- L'alimentation en énergie électrique est totalement assurée par SONELGAZ;
- Une section de production d'air, d'azote et d'Hypochlorite de soude (eau de javel);
- Une zone d'off site comprenant : une torche, une fosse de brûlage et une unité de traitement des eaux usées.

- **Zone de stockage et de chargement du GNL**: Le complexe a une capacité de stockage de:

- Cinq (05) bacs de stockage de GNL dont trois ayant une capacité de 56000 m³/bac et deux ayant une capacité de 70 000 de m³/bac GNL;
- Deux (02) bacs de stockage de propane de 12 000 tonnes/bac;
- Un (01) bac de stockage de butane de 20 000 tonnes/bac;
- Deux (02) bacs de gazoline de 2 200 tonnes/bac.

Le chargement du GNL est assuré au niveau de deux quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 25 000 à 90 000 m³ de GNL. Chaque quai est doté de trois bras pour le chargement de GNL et un bras pour le retour des vapeurs de GNL (Boil off).

➤ **Installation de contrôle et de sécurité:** le complexe est doté de:

- Une salle de contrôle **DCS** au niveau de pole 1 pour le train 10, les utilités, le stockage et le chargement.
- Une salle de contrôle **DCS** au niveau de pole 2 pour les trains 5P, 6P et l'unité GPL.
- Une salle de contrôle de sécurité au niveau de pole 1 ainsi qu'une salle de supervision au niveau de pole 2.

➤ **Unité GPL:**

Cette unité traite le mélange BuPro (Butane et Propane) provenant du train 10 afin de le séparer en Butane et en Propane. Elle assure aussi le stockage du Propane et du Butane produits au niveau du complexe ainsi que le Butane et le Propane provenant de la raffinerie de Skikda.

I-4- PROCEDE DE TRAITEMENT DE GAZ NATUREL

Le gaz naturel GN, à sa sortie du gisement de HASSI RMEL, est un mélange d'HC dont la teneur en méthane est > à 80% ; mais contient également de l'éthane du propane, du butane, du pentane et quelque traces d'HC lourds.

On y trouve également d'autres constituant tels que N₂, CO₂ et H₂O, ainsi que des impuretés sous forme de poussière et des traces d'huiles.

L'objectif principal du complexe est de liquéfier le GN qui sera destiné à l'exportation, et aussi d'extraire les autres sous-produits qu'il contient tel que l'éthane, le propane, le butane et le pentane.

Chaque unité de liquéfaction se compose de (04) sections:

I-4-1- SECTION TRAITEMENT GAZ

Pour la bonne marche des installations on doit traiter le GN. Ce traitement consiste à éliminer le CO₂, H₂O, les traces des huiles et éventuellement la poussière, ce traitement passe par plusieurs étapes:

❖ **Décarbonatation**

Le gaz naturel rentre dans la section décarbonatation avec une teneur en CO₂ de 0.21%. Ce dernier traverse une colonne de lavage ou le contact avec une solution à 15% de monoéthylamine (MEA) lui permet d'éliminer la majorité du CO₂. Le gaz naturel décarbonaté sort saturé en humidité. Une partie est éliminée par condensation à l'eau de mer.



❖ **Déshydratation**

Le gaz décarbonaté et saturé en eau entre dans la section de déshydratation, où il traverse des sécheurs garnis d'agent desséchant (alumine activée et tamis moléculaire) où l'eau est totalement retenue (teneur en eau <1ppm) par adsorption.



FIG.I.2. SCHEMA D'UNE UNITE DE DESHYDRATATION.

❖ Démercurisation

Après déshydratation, le gaz traverse de haut en bas le réacteur de démercurisation (D_3O_2) dans lequel s'effectue la réaction entre le mercure et le soufre déposé sur du charbon actif.

I-4-2- SECTION LIQUEFACTION

La liquéfaction met en œuvre le principe élémentaire du réfrigérateur, basé sur la compression, du refroidissement, puis la détente d'un fluide pur.

Dans une unité de GNL, la section liquéfaction est constituée d'échangeurs cryogéniques (à plaque ou bobinés) et d'une section compression.

Le fluide frigorigène est comprimé puis refroidi à l'eau de mer (batterie EDM) puis détendu à travers des vannes à effet Joule-Thomson. Cette détente provoque un abaissement de température et les frigories sont récupérées par le produit à refroidir dans les échangeurs cryogénique.

Dans le complexe GNL de SKIKDA deux procédés de liquéfaction sont utilisés:

- Le procédé TEAL pour l'unité. 10P.
- Le procédé PRICO pour les unités: 5P et 6P.

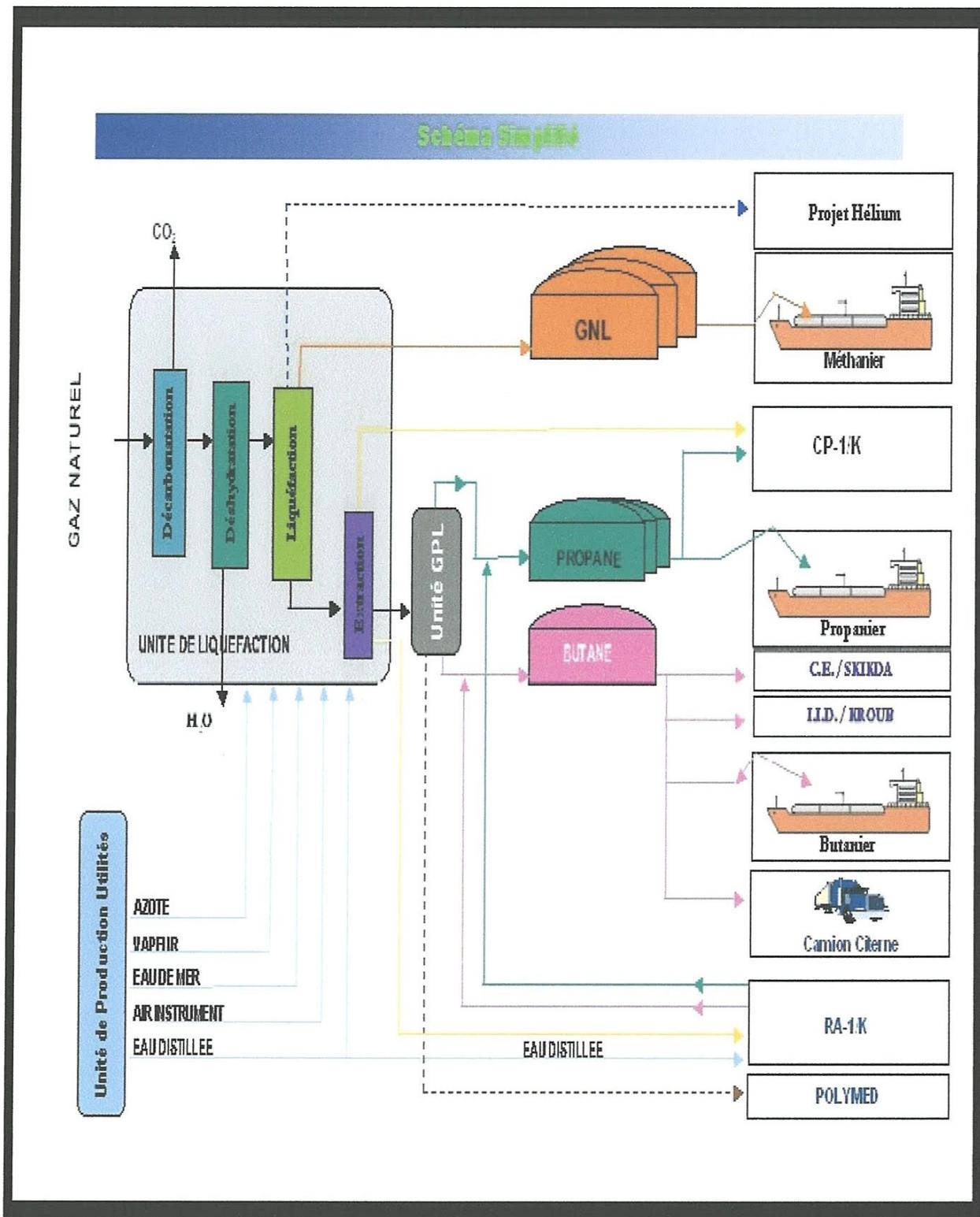


Fig.I.3. SCHEMA DE PRINCIPE D'UN PROCÉDE DE LIQUEFACTION DE GN.

❖ Description du procédé de liquéfaction (PRICO) unités 5 et 6

Cette section assure la liquéfaction du gaz naturel traité suivant le procédé **PRICO** ; à son entrée dans la section le gaz est à **29°C** et en sort liquide à environ **-160°C** pour être stocké.

Ceci met en jeu un réfrigérant unique composé d'hydrocarbures et d'azote (M.C.R) il extrait de la chaleur du côté basse pression de la boucle dans des échangeurs à plaques appelés boîtes froides.

Le GNT est d'abord refroidi à environ **-65°C** (1^{ère} passage) dans les échangeurs cryogéniques, puis envoyé au déméthaniseur pour la récupération des hydrocarbures lourds condensés. Les produits de tête du déméthaniseur en majorité du méthane, éthane et gaz inertes retournent vers les échangeurs (E202) (2eme passage) où ils sont refroidis jusqu'à une température de **-144°C**; le gaz naturel liquéfié en provenance des échangeurs de réfrigérant subit une détente de **32 bars** à **3.5 bars** dans le ballon de flash HP (D206A)

Le liquide passe dans le ballon de flash BP (D206B) lequel subit une deuxième détente de **3.5 bars** à **1.4 bars** provoquant une chute de la température jusqu'à **-162°C**.

Le gaz de flash (HP) est envoyé dans le réseau gaz combustible après avoir cédé ses frigories dans l'échangeur (E203).

Le compresseur (C202) reprend les gaz du ballon de flash (D206B) à la pression du collecteur gaz combustible vers le ballon de gaz combustible (D115) de la chaudière.

Le procédé **PRICO** utilise comme fluide frigorigène un mélange d'hydrocarbures légers et d'azote appelé MCR. Ce dernier est comprimé à **22 bars** par un compresseur axial (C-201) entraîné par une turbine à vapeur. Une batterie d'échangeurs à eau de mer (E201A-F) permet l'extraction d'une partie importante de la chaleur et la condensation partielle du réfrigérant dans le ballon (D202). Ce ballon joue le rôle de séparateur des phases vapeurs et liquides. La phase liquide est pompée par une des deux pompes du réfrigérant située au bas du ballon tandis que la partie vapeur quitte le haut du ballon. Ces dernières sont ensuite acheminées séparément vers les boîtes froides (E202) ou elles sont remélangées à l'entrée de chaque noyau. Le mélange obtenu qui constitue le fluide frigorigène haute pression traverse toute la longueur des échangeurs cryogéniques pour sortir en phase liquide

❖ Description du procédé TEAL unité10

C'est un procédé à cascade incorporé à deux pressions composé de deux colonnes d'échange:

- *La colonne moyenne pression (MP): elle comprend trois échangeurs (E04), (E05), (E06); elle est réservée à la préparation des fluides frigorigènes.*
- *La colonne basse pression (BP): elle comprend les échangeurs (E11/12/13), (E14/15/16). Elle utilise le fluide frigorigène de la colonne moyenne pression pour assurer le refroidissement du gaz naturel.*

Le fluide frigorigène est un mélange d'hydrocarbures ($C_1 - C_5$) et d'azote. Il est refoulé par un compresseur à haute pression dont les fluides stockés dans les ballons (B01), (B02), (B03), (B04) seront utilisés de deux façons:

- *une partie pour la liquéfaction de la charge GN.*
- *l'autre partie pour la fabrication du fluide frigorigène.*

Dans ce cycle, des détentes et des refroidissements successifs du fluide frigorigène permettent de former le liquide L1 et la phase vapeur V1; la condensation partielle de V1 par le liquide L1 produit un liquide L2 plus riche en constituants légers que L1. Il en va de même pour les liquides L3, L4 de plus en plus riches en constituants plus légers, donc pouvant atteindre des températures plus basses par détente. Le choix de L4 est déterminé par la température finale de sous refroidissement désirée.

Le gaz naturel traité arrive à la section liquéfaction, où il entre dans le premier et le deuxième échangeur, et où il va se refroidir jusqu'à (-65°C) afin d'extraire les hydrocarbures lourds C_{2+} tandis que le C_1 et le N_2 vont continuer à circuler à travers la colonne basse pression pour atteindre une température de (-136°C).

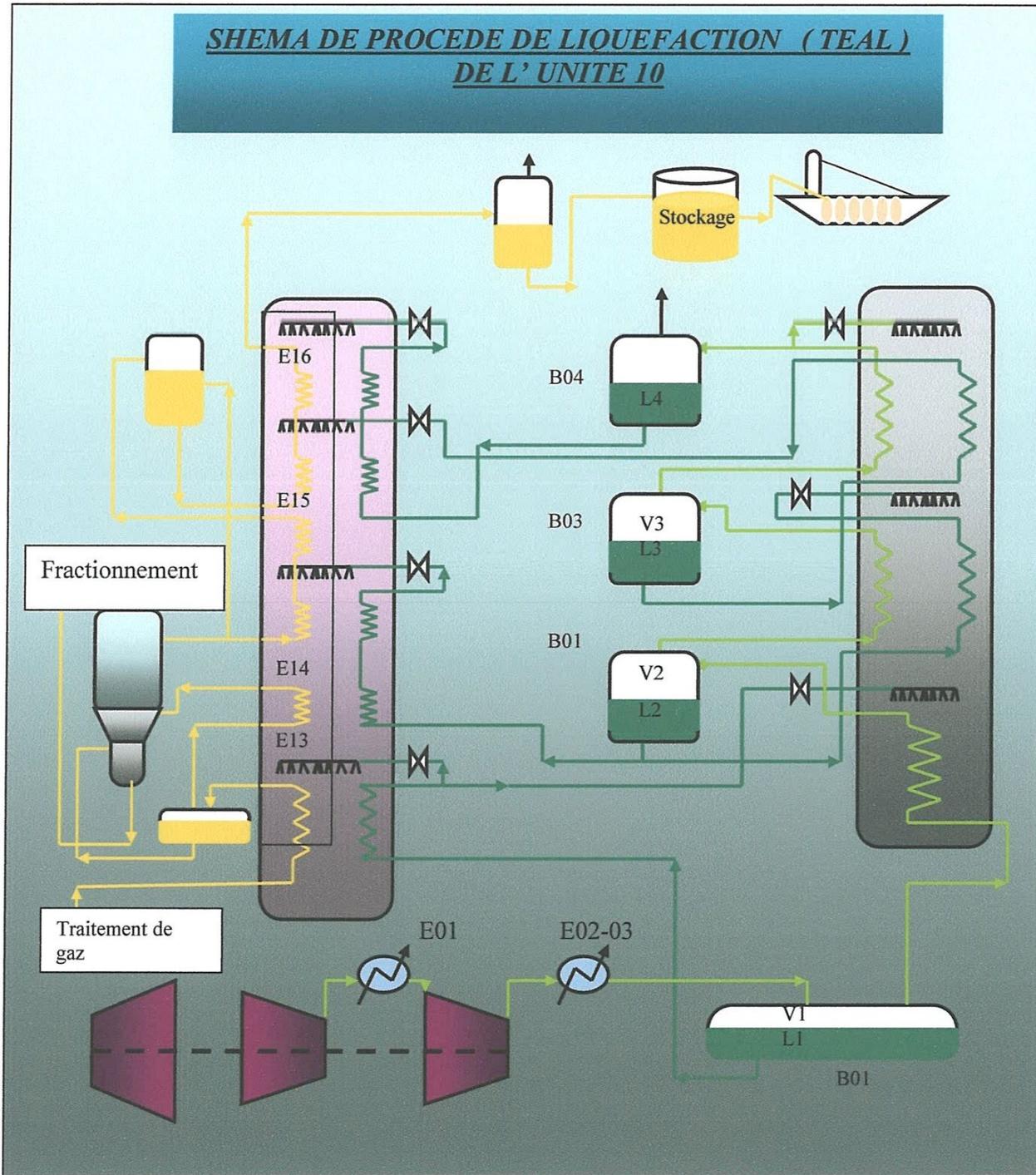
Une détente à 7.9 bars aura lieu dans un déazoteur afin de séparer le N_2 du C_1 qui est déjà liquide. Le C_1 traverse deux autres échangeurs où il va subir un sous refroidissement jusqu'à (-162°C) avant d'être envoyé au stockage.

Le compresseur du fluide frigorigène est du type axial à deux corps (HP) et (BP). Les vapeurs du fluide frigorigène en provenance de la colonne (BP) sont

envoyées à l'aspiration du premier corps (BP) du compresseur, comprimées puis désurchauffées dans le réfrigérant à eau de mer (13E01) jusqu'à 30°C.

Les vapeurs provenant de la colonne (MP) sont mélangées avec les vapeurs précédentes et constituent l'aspiration du deuxième corps (HP) du compresseur

SCHEMA DE PROCEDURE DE LIQUEFACTION (TEAL) DE L'UNITE 10



I-4-3-Section de fractionnement :

Le rôle de cette section est d'extraire les hydrocarbures lourds du gaz traité et d'y produire, par distillation, de l'éthane qui est exporté au (CP1K), du bupro à partir du butane produits à partir des unités 5 et 6 puis stockés dans l'unité GPL, de la gazoline qui est transférée à la raffinerie de Skikda où elle servira à fabriquer l'iso pentane (composant du cycle de réfrigération).

Les colonnes de fractionnement dans les unités sont:

- *Déméthaniseur.*
- *Dééthaniseur.*
- *Débuthaniseur.*
- *La colonne de séparateur (C3/C4).*

I-4-4-Chaudière

Une chaudière est conçue pour la transformation de l'eau en vapeur, pour la délivrer à une température et pression donnée, en utilisant une source de chaleur définie. Elle se compose de:

- ballon supérieur.
- ballon inférieur.
- Economiseur.
- Surchauffeur.
- tubes écran.
- brûleur à gaz.
- pompe alimentaire.
- turbo ventilateur.

La chaudière est alimentée par l'eau refoulée par les pompes alimentaires, qui circule à travers l'économiseur où elle est préchauffée, puis elle est envoyée au ballon supérieur dont le rôle consiste, d'une part à alimenter en eau les tubes écrans, d'autre part à séparer le mélange eau-vapeur après vaporisation.

La vapeur produite dans les tubes de la chaudière est débarrassée de l'eau par les cyclones installés dans les ballons supérieurs. La vapeur passe dans des épurateurs, pour être débarrassée des gouttelettes d'eau éventuellement entraînées, puis passe dans les surchauffeurs basses températures et les surchauffeurs hautes températures, entre les deux elle subit un refroidissement pour sortir à la pression de

(656 bars) et une température de (490°C). La chaudière est munie de brûleurs repartis en plans, l'air de combustion est fourni par un turbo-ventilateur et aide à évacuer les fumées à travers la cheminée.

I-4-5-Echangeurs cryogéniques

Il existe au niveau du complexe deux types d'échangeurs:

❖ Echangeurs à plaques et ailettes en aluminium brasé

Ils sont brasés au four en blocs de 6m de hauteur et de 4m x 1,4m de section maximale, leur masse est environ de 12 tonnes. Ces échangeurs sont très compacts, leur surface spécifique atteinte 1500 m²/m³; l'écartement très faible des ailettes conduit à un diamètre hydraulique très petit (2mm environ). En conséquence, leurs performances peuvent être très élevées, à condition toutefois que tous les problèmes liés à la distribution des fluides, notamment quand ils sont diphasiques à l'entrée, aient été correctement traités. Ces échangeurs existent au niveau du complexe GL1K dans les unités 5 et 6 sous forme de batteries d'échangeurs.

❖ Echangeurs bobinés

Pour les cycles à cascades incorporés, la taille des échangeurs cryogéniques est considérable et les tubes sont en aluminium pour des raisons de poids et aussi de coût. Les tubes sont bobinés en hélice sur un noyau central, en de nombreuses couches superposées. Deux technologies ont été mises au point pour la construction de ces gros échangeurs. Les échangeurs de ce type sont installés au niveau du complexe GL1K pour l'unité 10, leur bobinage est réalisé en position verticale du faisceau.

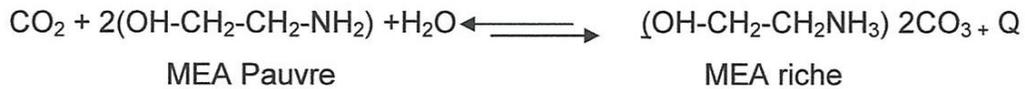
CHAPITRE II

LOCALISATION DU PROBLEME

- 1. DECARBONATATION**
- 2. EFFET DE SERRE**

II.1-décarbonatation

Le gaz carbonique CO₂ est éliminé du gaz naturel (GN) selon le procédé classique par absorption / extraction avec une solution d'amine. Cette élimination s'effectue selon la réaction chimique réversible suivante :



Q : la chaleur dégagée lors de la réaction (réaction exothermique)

Cette section se compose de deux colonnes, une d'absorption de CO₂ est l'autre de régénération de la solution d'absorption (MEA)

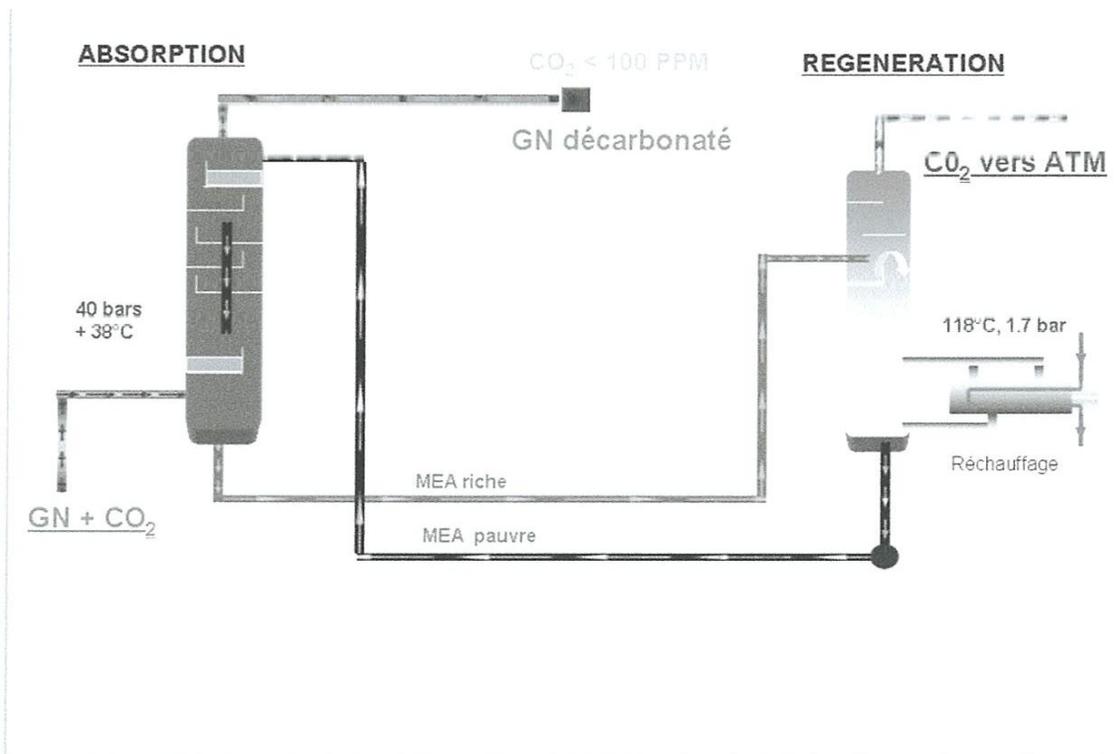


Schéma II.1: Procédé de section de décarbonatation

II.1.1-Colonne d'absorption

Le gaz naturel d'alimentation entre dans l'unité à une pression contrôlée, qui est égale généralement à 41,4 bars, ce gaz est admis d'abord dans la partie inférieure de la colonne d'absorption afin de séparer les hydrocarbures lourds du gaz naturel. Ces derniers sont envoyés vers le système de décantation, où le gaz ressort du fond de la colonne et traverse un réchauffeur pour atteindre la température de réaction d'absorption qui est égale à 38°C.

Une fois chauffé le gaz naturel chargé de CO₂ pénètre dans la partie latérale inférieure de la colonne d'absorption et circule de bas en haut à travers 20 plateaux à contre courant d'une solution de monoéthanolamine (MEA) exempte de CO₂ descendante de la partie supérieure de la colonne.

Une fois le gaz débarrassé de sa quantité de CO₂, il quitte la tête de la colonne d'absorption pour se diriger vers la section de déshydratation.

La solution d'amine (MEA) chargée en CO₂ quitte le fond de la colonne d'absorption pour alimenter la colonne de régénération afin de la régénérer en enlevant le CO₂ absorbé dans la colonne d'absorption.

II.1.2-Colonne de régénération

La solution de MEA riche en CO₂ est envoyée par un système à contrôle de niveau du fond de l'absorbeur à une température de 49°C. Avant d'atteindre l'entrée du sommet du régénérateur, cette solution est chauffée jusqu'à une température de 93°C par échange thermique à travers deux échangeurs en série (A et B) avec la même solution mais pauvre en CO₂.

La solution riche en CO₂ est amenée au sommet de la colonne de régénération au-dessus du plateau supérieur, point auquel survient une détente rapide.

Une fois cette solution séparée du CO₂, elle quitte le fond du régénérateur à destination de la colonne d'absorption pour un nouveau cycle.

La vapeur présente au sommet du régénérateur est composée principalement de CO₂ et de vapeur d'eau, les vapeurs de tête quittent la colonne de régénération à une température de 107°C et une pression de 1.7 bars.

Afin de récupérer l'eau, les vapeurs acides sont refroidies à une température de 51°C à travers un échangeur à eau de mer. Ces conditions de température et de pression permettent la condensation de la vapeur qui s'accumule par la suite dans un ballon de séparation où elle est pompée du fond de la colonne.

Le gaz carbonique débarrassé de la quantité d'eau quitte le ballon séparateur pour se disperser dans l'atmosphère.

C'est cette quantité de gaz carbonique rejeté à ce niveau en continu dans l'atmosphère qui fait l'objet de notre étude.

II.2.2-Propriétés chimiques

A température ordinaire, le dioxyde de carbone est un produit très stable et inerte.

Sa dissociation ne devient appréciable qu'entre 1000 et 2000 °C.

Le produit anhydre n'attaque pas les métaux et alliages usuels.

Humide, par contre, le dioxyde de carbone est corrosif. A haute température, le dioxyde de carbone est incompatible avec le molybdène, le tungstène, le fer, les aciers et alliages à base de nickel, qu'il oxyde.

A température ordinaire, le produit est compatible avec la plupart des élastomères et matières plastiques.

Tableau 1:Caractéristiques thermodynamiques du dioxyde de carbone

	Température	Pression	Masse volumique du gaz	Masse volumique du liquide	Masse volumique du solide
	(°C)	(MPa)	(kg/m ³)	(kg/m ³)	(kg/m ³)
Point TPN	0,00	0,101 3	1,977		
Point critique	31,06	7,382	463,82	463,82	
Point triple	- 56,57	0,518	13,84	1 177,9	1 512,4
Sublimation	- 78,5	0,101 3	2,81	1 562,0

TPN: à température et pressions normales

II.2.3-Principaux usages du produit

Le dioxyde de carbone, distribué sous les trois formes, liquide, solide et gazeuse, est préparé dans son état de livraison dans des centres spécialisés de conditionnement.

Il est utilisé dans un grand nombre d'applications industrielles qui font principalement appel à:

- sa fonction acide.
- sa solubilité.

- son inertie chimique.
- ses propriétés cryogéniques.
- son pouvoir solvant.
- son utilisation comme matière première pour l'industrie chimique.

➤ **Fonction acide**

- Traitement des eaux.
- Confection des noyaux et des moules de fonderie.

➤ **Solubilité**

- Gazéification des boissons.
- Pressurisation et regazéification de la bière.

➤ **Inertie chimique**

- Protection d'enceintes par atmosphères contrôlées.
- Transvasement de produits inflammables ou oxydables.
- Extinction des feux.
- Soudage.

➤ **Propriétés cryogéniques**

- Refroidissement de produits alimentaires.
- Congélation et surgélation de produits alimentaires.
- Ébarbage des caoutchoucs et de certains plastiques.
- Cryobroyage des plastiques.
- Extrusion-soufflage de «corps creux» en plastique.

Transportsous *température dirigée* (c'est-à-dire maintenue constante entre -20 et +5 C).

➤ **Pouvoir solvant**

-Extraction d'arômes.

➤ **Utilisation comme matière première**

- la fabrication de l'urée (article *Urée* de ce traité);
- la fabrication du méthanol;
- la fabrication de l'acide salicylique;
- la fabrication d'additifs d'huiles lubrifiantes;
- les carbonatations.

II.2.4-Problème posé par le CO₂ atmosphérique

Gaz plus massique que l'air, le CO₂ atmosphérique absorbe le rayonnement infrarouge émis par la Terre, gênant ainsi son refroidissement, c'est ce qu'on appelle l'effet de serre. Le CO₂ présent dans l'atmosphère terrestre contribue donc au réchauffement du climat avec toutes les conséquences qui pourraient en résulter à moyen ou long terme : fonte des glaciers, élévation du niveau des océans, modifications climatiques, désertification.

II.3-L'effet de serre

II.3.1-Le phénomène de l'effet de serre

Les GES sont transparents à certaines **longueurs d'onde** des rayonnements solaires, La plus grande partie du rayonnement solaire traverse directement l'atmosphère pour réchauffer la surface du globe. La terre, à son tour, "renvoie" cette énergie dans l'espace sous forme de rayonnement infrarouge de grande longueur d'onde. La vapeur d'eau, le gaz carbonique, et d'autres gaz absorbent ce rayonnement renvoyé par la terre, empêchent l'énergie de passer directement de la surface du globe vers l'espace, et réchauffent ainsi l'atmosphère. L'augmentation de la teneur atmosphérique en gaz à effet de serre peut se comparer à la pose d'un double vitrage : si les apports de rayonnements solaires à l'intérieur de la serre restent constants, la température s'élèvera.

La vapeur d'eau et les nuages qui retiennent la chaleur contribuent à l'effet de serre.

Tableau 2: gaz à effet de serre naturel et anthropogénique

Gaz à effet de serre naturel	Emissions anthropogénique
H ₂ O (vapeur d'eau)	CO ₂ (dioxyde de carbone)
CH ₄ (méthane)	CH ₄ (méthane)
CO ₂ (dioxyde de carbone)	N ₂ O (oxyde nitreux)
O ₃ (ozone)	
N ₂ O (oxyde nitreux)	

III.3.2-Les principaux gaz à effet de serre

- le gaz carbonique (CO₂)
- le méthane (CH₄)
- le protoxyde d'azote (ou N₂O).
- les chlorofluorocarbures (CFC), qui ont également pour effet d'appauvrir la couche d'ozone,
- les substituts aux CFC (les HFC, PFC et le SF₆).

On ajoute les gaz précurseurs de l'ozone troposphérique: composés organiques volatils (COV), les oxydes d'azote (NOX) et le monoxyde de carbone (CO).

Le Groupe intergouvernemental sur l'évolution du climat (GIEC) dans son second rapport approuvé en décembre 1995 confirme l'opinion de la majorité des scientifiques selon laquelle les concentrations de gaz à effet de serre s'accroissent sous l'effet des activités humaines.

La formation du dioxyde de carbone (CO₂) a des origines très variées, notamment les oxydations complètes du carbone des combustibles fossiles et les fermentations industrielles.

Le CO₂ se trouve également sous forme endogène naturelle dans les émanations carbo-gazeuses et les gisements d'origine métamorphique sédimentaire.

Les émissions industrielles ayant pour origine l'oxydation des combustibles sont, de loin, les plus importantes. Dans les pays industrialisés, elles dégagent des quantités de CO₂ très largement supérieures aux besoins.

En conséquence, la récupération du CO₂ est, dans la mesure du possible, effectuée sur des sources dont la teneur en CO₂ est supérieure à 97 % en volume et dont les impuretés peuvent être aisément éliminées.

Les émissions de CO₂ situées sur les plates-formes pétrochimiques comportant une installation de décarbonatation du gaz de synthèse, comme les productions d'ammoniac et les productions d'oxyde d'éthylène sont dans ce cas.

CHAPITRE III

PROCEDE DE RECUPERATION ET CHOIX DES EQUIPEMENTS

- 1. ECHANGEURS**
- 2. BALLONS DE SEPARATION**
- 3. COMPRESSEURS**

III.1-Procédé de récupération proposé

III.1

Le procédé de récupération comme il est présenté dans la figure II.1 consiste à récupérer toutes les quantités de gaz carbonique CO₂ rejetées vers l'atmosphère par les trois trains du complexe à partir de leurs lignes respectives en aval des vannes (PV) des ballons de séparation.

Les lignes des trains pour chaque unité vont alimenter l'installation afin d'éliminer l'humidité entraînée par le flux du gaz carbonique et protéger les compresseurs des gouttelettes d'eau.

L'eau contenue dans le flux gazeux sera condensée et séparée dans un ballon de séparation pour finir dans le système de décantation des hydrocarbures. Ce flux de gaz carbonique sera aspiré ensuite par un compresseur pour pouvoir le véhiculer aux clients et refoulé à une pression de **3 bars**.

Pour assurer en permanence l'alimentation en gaz carbonique des clients , deux compresseurs sont recommandés (un en service et l'autre en stand-by) afin d'éviter tout dysfonctionnement des colonnes de régénération des trains en cas de problème en aval des compresseurs.

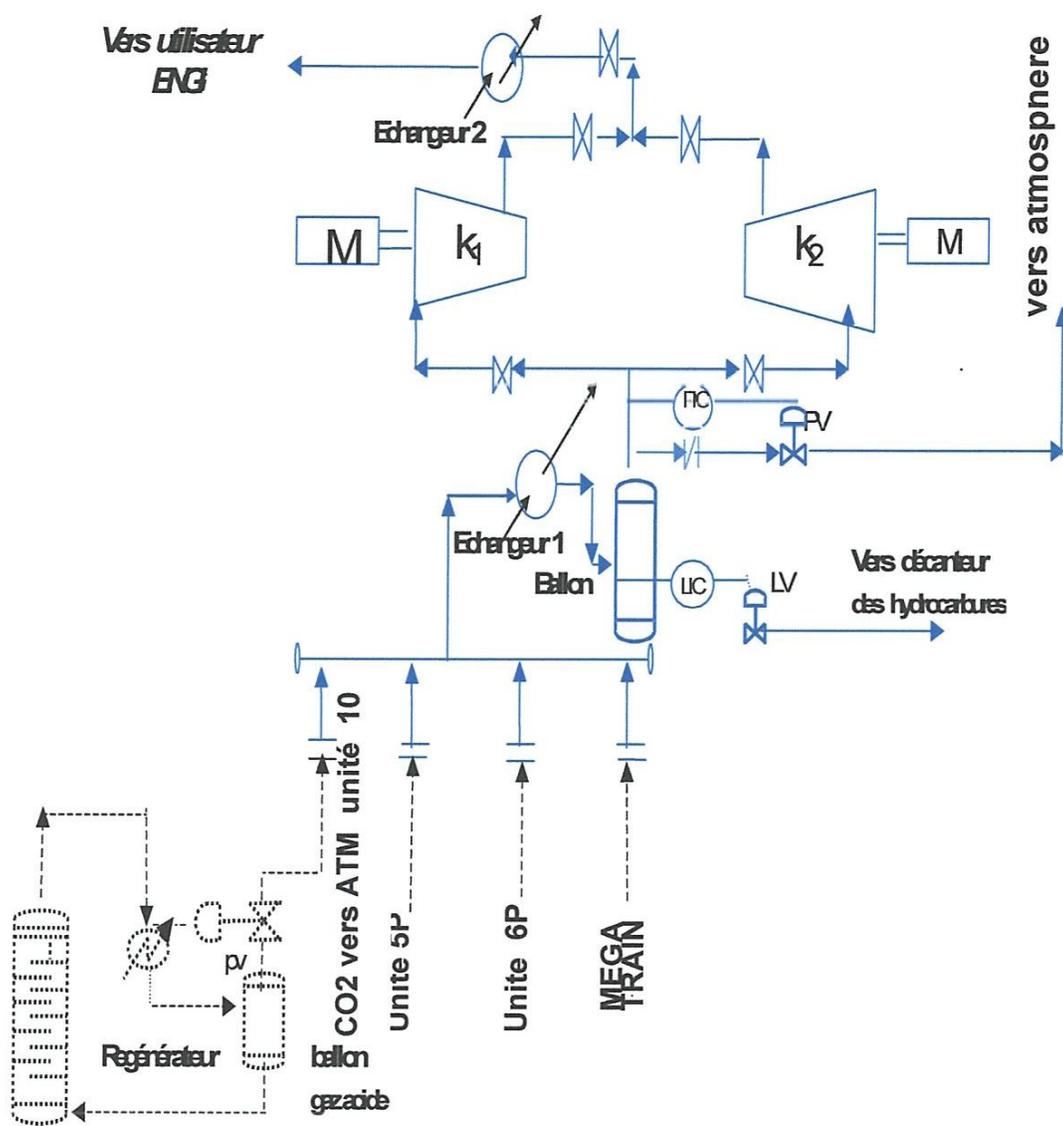


FIG. III.1. Procède de récupération proposé

III.2-Choix des équipements

Dans ce paragraphe un aperçu sur les différents types et le choix des équipements principaux qui constituent le procédé proposé est donné.

➤ Les conduites

Des conduites en acier inoxydable à faible teneur en carbone sont utilisées pour toute partie en contact avec le CO₂ humide

➤ Echangeur 1

L'étape de dimensionnement permet de s'orienter vers l'appareil qui convient le mieux.

La meilleure exploitation du potentiel thermique existant entre la source chaude et la source froide en agencant au mieux la circulation des fluides dans les divers échangeurs dans une usine commence à être étudiée.

La technologie d'échangeurs la plus souvent rencontrée sur les grosses installations sera du type «tube-calandre»

Le matériau utilisé est : cupro –Nickel 0.5% Iron.

➤ Ballon

Il existe deux types de ballon de séparation :

- ❖ Le ballon vertical
- ❖ Le ballon horizontal

Les séparateurs peuvent être équipés de dépister et de déflecteur.

On opte pour un séparateur vertical si le rapport débit vapeur et débit liquide est élevé, et pour un séparateur horizontal si le rapport de débit vapeur et débit liquide est faible

➤ Compresseur

On peut faire le choix de notre compresseur comme suit:

- Minimisation des frais d'investissement en capitaux.
- Minimisation des frais de maintenance.
- Puissance de rendement requise.
- Souplesse.
- Considérations intéressant l'environnement.

➤ **Echangeur 2**

Echangeur de type faisceaux calandre pour abaisser la température de sortie du compresseur et puisque la température sortie (302°K) du compresseur et top gronde l'échangeur va être aussi grand, pour avoir une surface d'échangeur de chaleur plus grande.

III.2.1-Les Échangeurs

III.2.1.1-Principe

Dans les sociétés industrielles, l'échangeur de chaleur est un élément essentiel de toute politique de maîtrise de l'énergie. Une grande part (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. On les utilise principalement dans les secteurs de l'industrie (chimie, pétrochimie, sidérurgie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.). Le choix d'un échangeur de chaleur, pour une application donnée, dépend de nombreux paramètres : domaine de température et de pression des fluides, propriétés physiques et agressivité de ces fluides, maintenance et encombrement. Il est évident que le fait de disposer d'un échangeur bien adapté, bien dimensionné, bien réalisé et bien utilisé permet un gain de rendement et d'énergie des procédés.

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduites qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleur.

On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid. En d'autres termes, le fluide chaud se refroidit au contact du fluide froid et le fluide chaud se réchauffe au contact du fluide froid. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi d'où le nom de l'appareil.

On le voit, le principe général est simple mais il donne lieu à un grand nombre de réalisations différentes par la configuration géométrique. Le principal problème

consiste à définir une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur nécessaire dans une configuration donnée.

On vient de le dire, la quantité de chaleur transférée dépend de la surface d'échange entre les deux fluides mais aussi de nombreux autres paramètres ce qui rend une étude précise de ces appareils assez complexe. Les flux de chaleur transférée vont aussi dépendre des températures d'entrée et des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivité thermique) des fluides ainsi que des coefficients d'échange par convection.

Ce dernier paramètre dépend fortement de la configuration des écoulements et une étude précise doit faire appel à la mécanique des fluides.

D'après ce qui précède, on voit bien qu'il y a différentes manières de traiter le problème. Une étude fine doit prendre en compte tous les paramètres et résoudre les problèmes de mécanique des fluides qui peuvent être très compliqués. Une telle approche est possible par des calculs

Par ailleurs, il existe des méthodes d'étude globales qui moyennant quelques hypothèses simples peuvent donner des résultats approximatifs qui seront suffisants dans la plupart des cas.

Les échangeurs de chaleur sont des appareils où le transfert de chaleur à basses et moyennes températures se fait sans changement de phase.

III.2.1.2-Description des principaux types d'échangeurs de chaleur

A-Échangeurs double tube

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques raccordés à leurs extrémités par des coudes. Les divers éléments sont tous assemblés par des raccords à démontage rapide, et un remplacement des tubes est possible. Les problèmes de dilatation thermique et d'étanchéité entre le tube intérieur et le tube extérieur sont résolus par l'utilisation de presse étoupe ou de joint torique.

Les tubes sont généralement en acier et les longueurs courantes sont de 3,6 - 4,5 ou 6 m. On utilise également quelquefois des tubes en verre et en graphite.

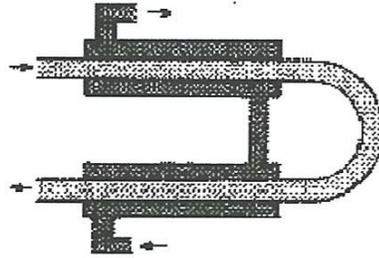


Fig. III.2.échangeur double tube

Ces appareils sont intéressants pour les facilités qu'ils offrent pour le démontage et l'entretien. Ils peuvent fonctionner en contre courant pur, ce qui permet d'obtenir de bons rendements. Par contre, ils présentent les inconvénients suivants:

- risque de fuites aux raccords.
- flexion du tube intérieur si la longueur est importante.
- surface d'échange faible pour le volume global de l'appareil par suite du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes.

Ces échangeurs utilisés depuis l'origine conviennent aux produits sales, pour des débits faibles, des températures et des pressions élevées.

B-Échangeurs à faisceau et calandre

Ce type d'échangeurs est de loin le plus répandu dans les unités de transformations des industries chimiques et pétrochimiques. Un faisceau de tubes est situé à l'intérieur d'une calandre dans laquelle circule le deuxième fluide. Cette conception se retrouve également dans les condenseurs, les rebouilleurs et les fours multitubulaires.

Le faisceau est monté en deux plaques en communication avec des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau muni de chicanes est logé dans une calandre possédant des tubulures d'entrée et de sortie pour le deuxième fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau selon un chemin imposé par les chicanes.

Tous les éléments entrant dans la construction de ces échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation, tant par la T.E.M.A. (Tubular Exchangers Manufacturer's Association) que l'A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineers) ou l'A.P.I. (American petroleum institute).

Dans les ouvrages généraux consacrés au transfert de chaleur, on trouvera les schémas des principaux types d'échangeurs à faisceau et calandre.

La calandre est généralement réalisée en acier au carbone et les brides portant les boîtes de distribution et le couvercle sont soudées. Les tubes du faisceau répondent à des spécifications très sévères. Le choix du matériau dépend de l'utilisation :

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

Les tubes sont fixés dans les plaques par mandrinage et la perforation des trous dans les plaques est réalisée selon une disposition normalisée, soit au pas triangle, soit au pas carré. Le pas triangle permet de placer environ 10% de plus de tubes que le pas carré sur une plaque tubulaire de diamètre donné, mais, en contre partie, la disposition des tubes rend difficile le nettoyage des tubes par insertion de grattoirs.

Les chicanes qui permettent d'allonger le chemin du fluide circulant dans la calandre sont souvent constituées par un disque de diamètre légèrement inférieur à celui de la calandre comportant une section libre représentant 20 à 45 % de la section.

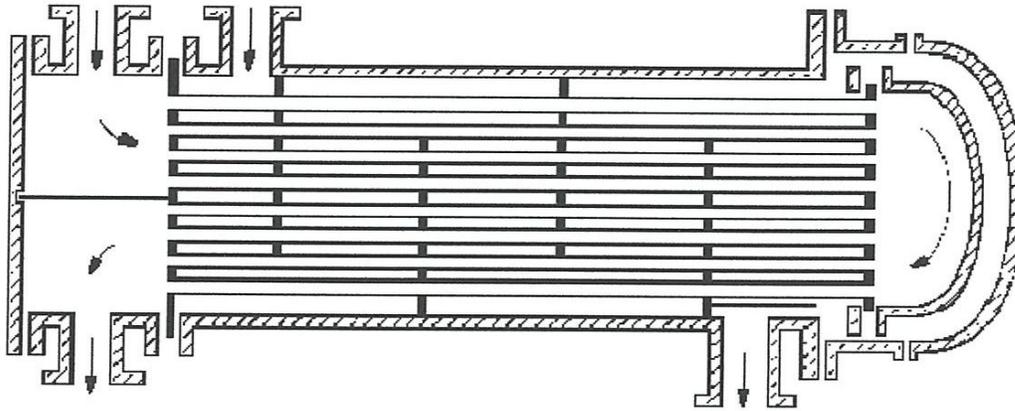


Fig.III.3-échangeur à faisceau et à calandre[E 1-2]

Les boîtes de distribution et de retour sont cloisonnées. Ce cloisonnement permet au fluide de traverser successivement plusieurs sections du faisceau, ce qui a pour objet d'accroître la vitesse du fluide et d'augmenter le coefficient de transfert à l'intérieur des tubes. Cette disposition correspond toujours à un nombre pair de passages (ou passes) dans le faisceau.

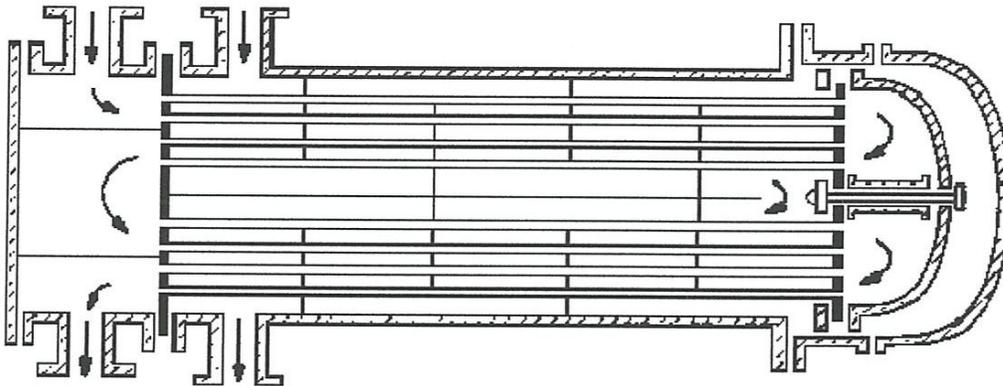


Fig. III.4-échangeur [E2-4]

C-Échangeurs à plaques

Les échangeurs à plaques se présentent sous diverses formes:

- les échangeurs à plaques hélicoïdales.
- les échangeurs à plaques planes.
- les échangeurs à plaques munies d'ailettes.
- les échangeurs à tubes munis d'ailettes.

Dans tous ces échangeurs, les surfaces d'échange sont très supérieures à celles des échangeurs à faisceau et calandre, pour un encombrement géométrique donné. En outre, les écoulements secondaires et les pertes de charge correspondantes sont éliminés ainsi que les problèmes de court circuit et de dilatation différentielle. Cependant leur réalisation est beaucoup plus délicate et onéreuse et ils ne sont généralement utilisés que pour des échanges ne nécessitant pas en valeur absolue de très grandes surfaces d'échange.

Les échangeurs à spirale sont formés par une paire de plaques enroulées selon une hélice délimitant deux espaces annulaires rectangulaires où les fluides circulent à contre-courant. Ce type d'échangeur peut être très compact. Ainsi un échangeur de 1 m de diamètre, de 1,5 m de long avec une spirale de 30 m, conduit à une surface d'échange de 100 m². On peut nettoyer les espaces annulaires en enlevant leur couvercle. Ces échangeurs sont réalisés en acier inoxydable, en Inconel et en nickel.

Les échangeurs à plaques planes sont constitués de plaques disposées sur un bâti selon une disposition voisine des plaques des filtres presses. Les plaques d'échange sont désormais standardisées et elles sont réalisées en acier inoxydable, en Inconel, en nickel, et également en bronze et en cupronickel. De tels échangeurs peuvent être très polyvalents et on peut en particulier faire circuler des fluides de très grandes viscosités. On ne peut cependant dépasser des pressions supérieures à 30atm et des températures supérieures à 150°C. Par rapport à un échangeur à faisceau en acier inoxydable, les échangeurs à plaques planes construits dans le même matériau et à surfaces d'échange identiques sont moins onéreux. Un échangeur ayant des plaques carrées de 0,85 m d'arête, de 3,80 m de long et comportant 416 plaques permet une surface d'échange minimum de 416 m².

Les échangeurs à plaques munies d'ailettes (ou à plaques fines) sont fabriqués à partir de tôle emboutie entre deux plaques planes soudées aux deux extrémités par des rainures permettant le passage des fluides. Des échangeurs se sont développés durant la dernière guerre mondiale pour des échanges thermiques à basses températures, nécessités par le fractionnement des mélanges gazeux. La pression ne peut pas dépasser 50atm à 35°C. Les plaques sont généralement réalisées en

aluminium et leur association constitue un échangeur économiquement rentable lorsque les surfaces d'échange deviennent supérieures à 370 m².

Dans les échangeurs tubulaires à ailettes, des ailettes planes soudées sur des tubes cylindriques permettent d'augmenter le rapport de la surface externe du tube à la surface interne d'un facteur allant de 1 à 40.

Signalons enfin l'existence d'échangeurs à blocs de graphite. Chaque bloc de graphite est percé de rangées de trous traversés de manière appropriée par le fluide chaud et le fluide froid. L'association de plusieurs blocs permet l'obtention d'échangeurs très performants.

D-Échangeurs refroidis par une circulation forcée d'air

Le refroidissement d'un fluide chaud par l'air ambiant s'est développé considérablement depuis 1960, et pour refroidir un fluide, on s'orientera de plus en plus vers cette solution, surtout si l'on ne souhaite pas récupérer la chaleur évacuée. L'air ambiant traverse avec une très grande vitesse des tubes munis d'ailettes à travers lesquels circule le fluide que l'on veut refroidir, Le faisceau de tubes est très généralement constitué de tubes de 1,5 cm de diamètre extérieur munis d'ailettes de 1,25 à 1,5 cm de hauteur, l'espacement entre ailettes étant tel que le rapport entre la surface des ailettes et celle du tube soit de 7 à 20. La longueur des tubes varie de 2,4 à 9 m et la largeur du faisceau de 1,20 à 3,60 m. Le faisceau peut comporter jusqu'à 30 rangées de tubes entassées les unes au-dessus des autres.

L'écoulement de l'air à travers ces rangées de tubes est obtenu à l'aide d'une hélice composée de 4 à 6 pales et le débit d'air peut être modulé en modifiant la vitesse de rotation et l'orientation des pales. Dans certains cas, ces modifications sont réalisées automatiquement, ce qui permet d'adapter le débit d'air aux variations de température et d'humidité de l'air extérieur.

L'air aspiré par l'hélice est distribué sur les rangées de tubes par l'intermédiaire d'une chambre dont la hauteur est supérieure au rayon de l'hélice. La vitesse d'aspiration de l'air est de l'ordre de 5 à 10 m/s. Autour de l'hélice se trouve une couronne dont la hauteur joue un rôle important sur la vitesse de l'air.

Un inconvénient non négligeable de ces appareils est le bruit provoqué par les hélices d'aspiration, bruit que l'on peut cependant réduire en équipant l'ensemble de panneaux isolants, ou en réduisant la vitesse de rotation des hélices.

III.2.2-Les compresseurs

III.2.2.1-Principe

Les compresseurs sont des appareils mécaniques qui aspirent l'air et le refoule à une pression supérieure dans un réseau de tuyauterie ou un réservoir. Ils peuvent être utilisés pour comprimer l'air d'une pièce et le refouler dans un système de distribution haute pression ou pour aspirer l'air d'un réservoir et le refouler dans l'atmosphère, créant un vide dans le réservoir. Les compresseurs volumétriques compriment le gaz à l'aide d'un piston ou d'un retors alors que les turbocompresseurs effectuent la compression à l'aide de roues ou d'aubes.

III.2.2.2-Classification

Comme pour les pompes, les compresseurs sont classés en deux catégories suivant le mode de transfert de l'énergie au gaz: les compresseurs volumétriques et les compresseurs dynamiques (turbomachines).

Dans les premiers, de beaucoup les plus importants en quantité, l'élévation de pression est obtenue en réduisant un certain volume de gaz par action mécanique.

Dans les seconds, on élève la pression en convertissant, de façon continue, l'énergie cinétique communiquée au gaz en énergie de pression. Cet échange d'énergie est dû à l'écoulement autour des aubages dans la roue.

Les critères de choix d'un compresseur sont :

- Qualité du gaz ;
- Propreté du gaz ;
- Nocivité du gaz ;
- Débit, pression (taux de compression).

Pour ces deux derniers points, la figure suivante donne une information sur les plages habituelles de fonctionnement des diverses catégories de compresseurs.

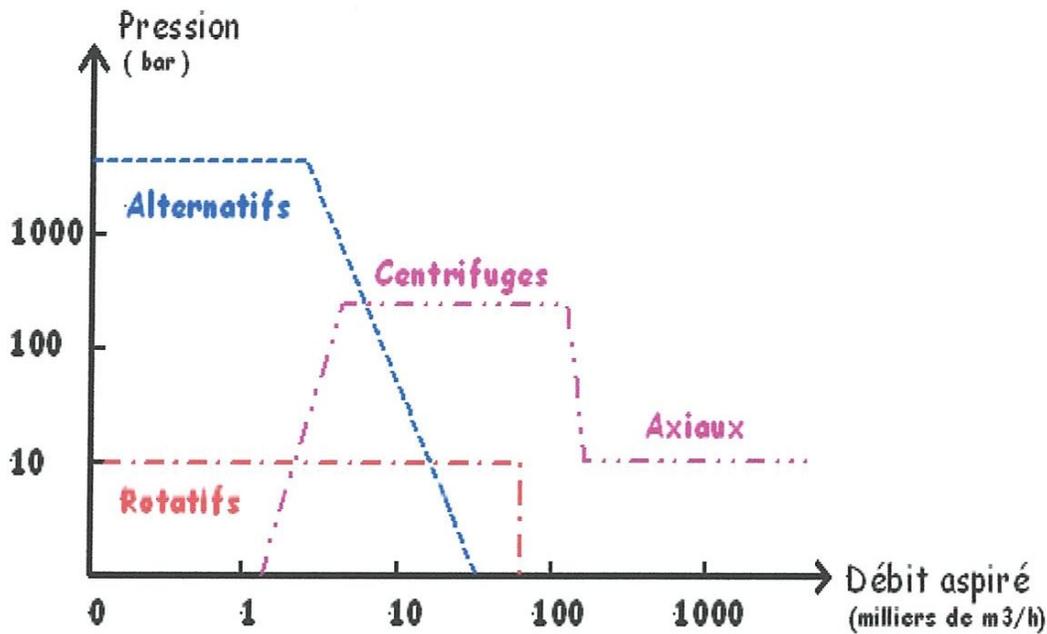


Fig. III. 5. LES PLAGES DE FONCTIONNEMENT DES DIVERSES CATEGORIES DE COMPRESSEURS.

III.2.2.3-Différent types de compresseurs.

A-Compresseurs volumétriques

➤ Compresseur alternatif

Le compresseur à piston est l'un des tout premiers modèles de compresseurs, mais il reste le plus polyvalent et offre toujours un excellent rendement. Le compresseur à piston pousse un piston dans un cylindre au moyen d'une bielle et d'un vilebrequin. Si un seul côté du piston est utilisé pour la compression, le compresseur est appelé compresseur à simple effet. Si les deux côtés du piston (supérieur et inférieur) sont utilisés, le compresseur est alors un compresseur à double effet.

La polyvalence des compresseurs à piston ne connaît virtuellement aucune limite. Ils compriment aussi bien l'air que le gaz avec de très faibles altérations. Le compresseur à piston est le seul modèle capable de comprimer de l'air et du gaz à des pressions élevées, pour des applications d'air respirable par exemple.

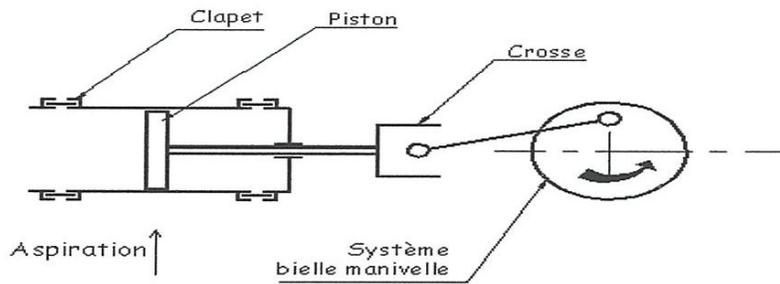


Fig. III.6- Compresseur alternatif

B-Compresseur rotatif

➤ Compresseur à palettes

Il est constitué d'un stator cylindrique dans lequel tourne un rotor excentré. Ce dernier est muni de rainures radiales dans lesquelles coulisent des palettes qui sont constamment plaquées contre la paroi du stator par la force centrifuge (**Fig.III.18**).

La capacité comprise entre deux palettes est variable. Devant la tubulure d'aspiration, le volume croît: il y a donc aspiration du gaz. Ce gaz est ensuite emprisonné entre deux palettes et transporté vers la tubulure de refoulement. Dans cette zone, le volume décroît et le gaz comprimé s'échappe dans la tuyauterie de refoulement.

Deux conceptions de compresseur existent:

Fonctionnement avec lubrification: les palettes sont en général en acier et l'huile, outre l'amélioration du frottement entre palettes et stator, assure l'évacuation des calories et améliore l'étanchéité au niveau des contacts palettes/stator. Dans cette configuration, le gaz comprimé est pollué par l'huile.

Fonctionnement à sec avec des palettes en composites chargé en graphite.

➤ Compresseur à vis

Le compresseur à vis est un compresseur volumétrique dont les pistons se présentent sous forme de vis. C'est le modèle de compresseur le plus utilisé de nos jours.

Les principales pièces de l'élément de compression à vis comprennent un rotor mâle et un rotor femelle qui tournent l'un vers l'autre tandis que le volume situé entre eux et le carter de compresseur diminue. Le rapport de pression d'une vis dépend de la longueur et du profil de la vis d'une part, et de la forme de l'orifice de refoulement, d'autre part.

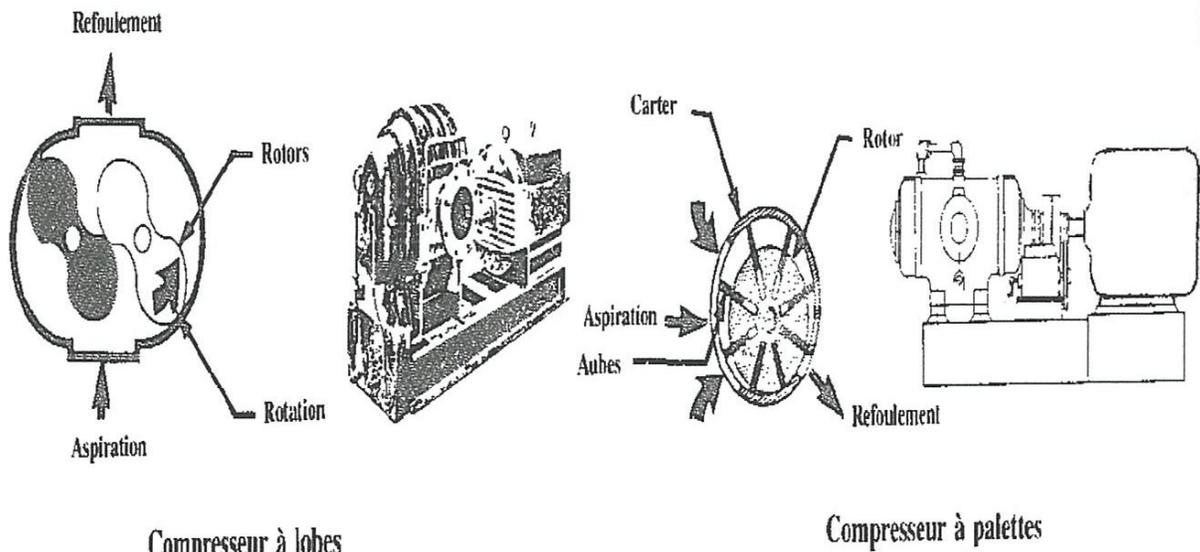
L'élément de compression à vis n'est équipé d'aucune soupape et il n'existe aucune force mécanique susceptible de créer un quelconque déséquilibre. Il peut par conséquent fonctionner à une vitesse d'arbre élevée et combiner un débit important et de faibles dimensions extérieures.

➤ **Compresseur à lobes (Roots)**

Le rotor est formé de deux lobes (ayant la forme d'un huit) s'imbriquant l'un dans l'autre. Le mouvement de rotation des rotors est synchronisé par des pignons extérieurs. Il n'y a aucun contact entre les rotors entre eux et entre les rotors et le carter.

Le gaz à véhiculer arrive dans la tubulure d'aspiration et est transporté de force du côté du refoulement.

La rotation des rotors se faisant sans contact, il n'est pas nécessaire de les lubrifier et la compression est donc exempte d'impuretés.



Compresseur à lobes

Compresseur à palettes

Fig. III.7-compresseur à lobes et à palettes

C- Compresseurs Dynamiques

Ce sont des machines dans lesquelles l'échange d'énergie a lieu entre un rotor muni d'aubages tournant autour d'un axe et un fluide en écoulement permanent.

La classification de ces machines en deux catégories est basée sur la forme géométrique des roues.

➤ **Compresseurs centrifuges**

Le principe de fonctionnement de ce type de compresseur, est le suivant: une roue tournant autour d'un axe crée une augmentation de l'énergie cinétique du gaz qui est ensuite transformé en augmentation de pression.

Les différentes parties du compresseur centrifuge sont:

- une roue à aube qui tourne autour de son axe.
- Un distributeur.
- Un collecteur de section croissante en forme de spirale (encore appelée: volute ou colimaçon).

Le fluide arrive par le distributeur dans l'axe de l'appareil. Il traverse la roue et est recueilli dans le collecteur.

Dans ce dernier sa vitesse diminue, on ferait une mesure que sa section croise, et l'énergie cinétique se transforme en gain de pression, cette transformation n'est pas cependant totale il se produit des tourbillons et une partie de l'énergie cinétique se dissipe, sous forme de chaleur, en plaçant autour de la roue, une couronne d'aubes fixe (diffuseur), on peut guider la sortie du fluide et diminuer ces pertes

➤ **Compresseurs axiaux**

Les machines axiales, dans lesquelles le fluide conserve un parcours axial dans la traversée de la roue mobile.

Concernant leurs caractéristiques, les compresseurs centrifuges sont utilisés pour des taux de compression élevés, alors que les compresseurs axiaux le sont pour des débits importants.

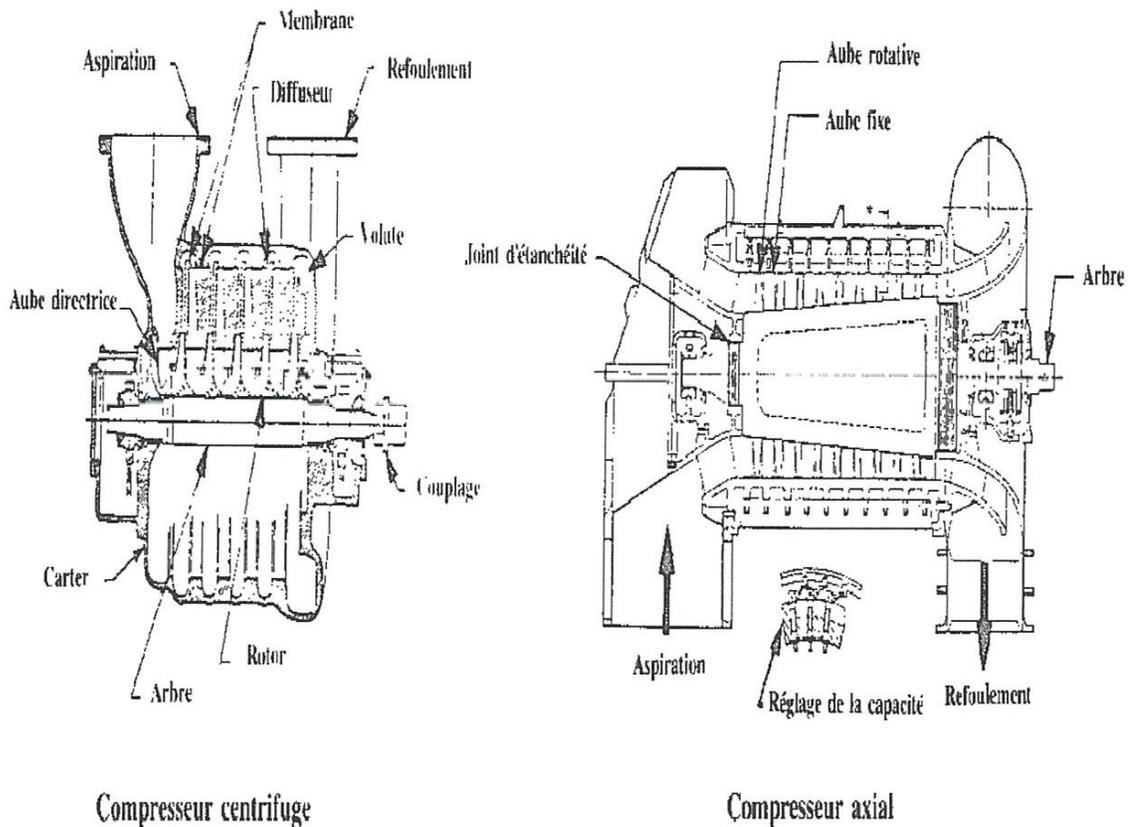


Fig.III.8-compresseur centrifuge et axial

III.2.3-Les ballons de séparation

III.2.3.1-Principe

Un séparateur est un réservoir qui fonctionne à pression constante grâce à un système de vanne à ouverture réglable sur les sorties d'huiles et de gaz par un système de grillages et de chicane convenablement disposé à l'intérieur, l'écoulement du mélange est retardé de façon à éviter l'entraînement de gouttelette liquide dans le gaz et de bulles de gaz dans l'huile. Le dégazage est dû uniquement à des variations de pression et de température.

L'opération de séparation est destinée à séparer l'huile du gaz et de l'eau afin de permettre la livraison au client de produits conformes à des normes ou spécifications définies:

- Densité.
- Viscosité.
- Salinité.
- Tension de vapeur.

Par ailleurs dans les installations de traitement, il est indispensable de protéger certains équipements contre certains fluides comme:

- ✓ Les gaz contenant des particules liquides ou solides à l'aspiration des compresseurs centrifuges qui risquent de cavités en présence de bulles de gaz dans le liquide pompé;

Le rôle d'un séparateur se limite à retirer le gaz de l'huile déjà vaporisé dans le tubing et le réseau de collecte sert à éliminer les gouttelettes d'huile qui pourraient être entraînées par le gaz.

III.2.3.2-Fonctionnement des Ballons

On désigne sous ce terme l'ensemble des appareils suivants: Ballons séparateurs, Ballons de rétentions (tampons) et Ballons pour temps de réaction.

a- Ballons Séparateurs

Leur rôle est de séparer par décantation une ou plusieurs phases dispersées au sein d'un fluide:

- Gaz – liquide: exemple Ballons de reflux
- liquide – liquide: exemple Ballons de détente
- gaz – liquide – liquide : exemple Ballons tri phasiques

b-Ballons de rétention

Un ballon de rétention est une capacité intermédiaire entre deux étapes de fabrication ayant pour rôle d'assurer une alimentation régulière d'une unité située en aval.

b-Ballons de rétention

Un ballon de rétention est une capacité intermédiaire entre deux étapes de fabrication ayant pour rôle d'assurer une alimentation régulière d'une unité située en aval.

c-Ballons de temps de réaction

Ces ballons permettent aux réactions chimiques déclenchées en amont de se poursuivre dans le ballon.

III.2.3.3-Ballons séparateurs à deux phases (Gaz-Liquide)

La séparation gaz-liquide est généralement réalisée à trois étapes:

- **La 1^{ère} étape** : est une séparation primaire, qui utilise un déflecteur de sorte que la quantité de mouvement du liquide entraîné par la vapeur entraîne le plaquage des larges gouttelettes sur le déflecteur qui tombent par la suite par gravité.
- **La 2^{ème} étape** : est la séparation secondaire où les petites gouttelettes descendent par gravité lors du passage de la vapeur dans l'aire de désengagement.
- **La 3^{ème} étape est la dernière étape** : est l'élimination des plus petites gouttelettes par coalescence et formation de grosses gouttelettes sur le **demister** qui tombent par gravité.

Pour la séparation secondaire, la vitesse admissible doit être calculée de sorte que l'aire de désengagement puisse être déterminée [10].

III.2.3.4-Les différents types de séparateurs Gaz - liquide

Les séparateurs peuvent être équipés de demister (tamis métallique) et de déflecteur.

Il existe deux types:

- Le ballon vertical;
- Le ballon horizontal.

A- Le ballon vertical

Le séparateur vertical est constitué d'un corps cylindrique en acier, fermé à chaque extrémité par un fond bombé. Les deux phases à séparer entrent tangentiellement et

rencontrent un déflecteur; une première séparation est ainsi réalisée par gravité, centrifugation et effet de collision.

Les gouttes de liquide tombent par gravité dans la zone de collecte liquide qui est séparée de la phase gazeuse par écran conique, afin d'obtenir une interface suffisamment peu perturbée, un niveau liquide stable. Les gouttes entraînées par le gaz sont éliminées dans la section supérieure au moyen de chicanes qui induisent un mouvement centrifuge et d'un dévésiculateur qui permet d'arrêter et de coalescer les petites gouttes. La capacité des séparateurs verticaux atteints entre 500 et 850 m³/j avec des pressions pouvant atteindre **(420 Bars)**.

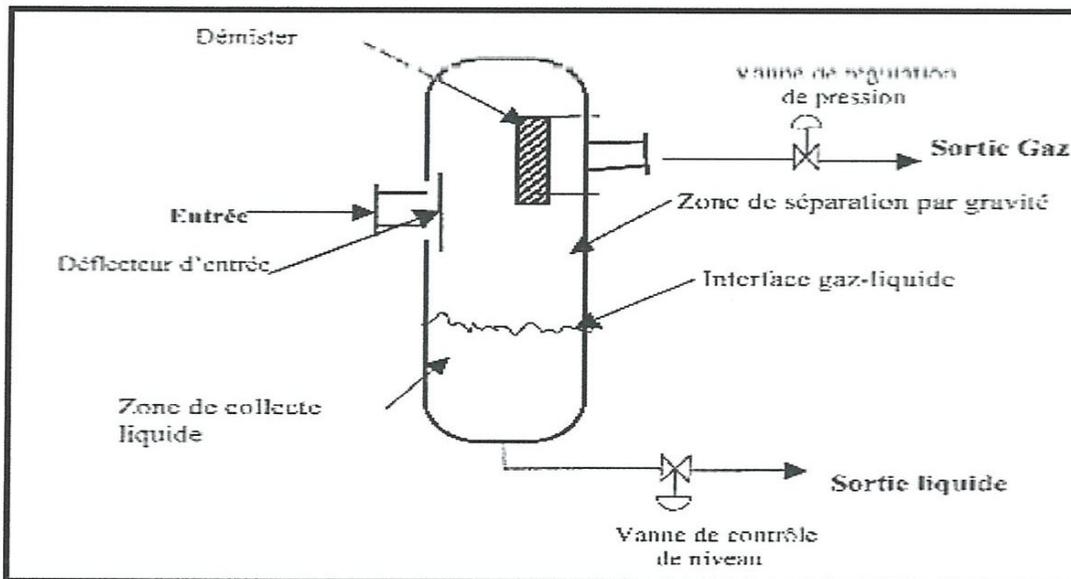


FIG. III.9- ballon vertical avec un demister vertical [10]

➤ **Avantages ballons verticaux:**

- Traitement possible des hydrocarbures salés;
- nettoyage aisé;
- faible encombrement;
- hydrocarbures pauvres en liquides;
- utilisé en moyenne et haute pression;
- limite la tendance à la revalorisation du liquide dans la phase gazeuse et occupe une surface réduite au sol.

➤ **Inconvénients ballons verticaux**

- relativement coûteux à fabriquer;
- transport difficile;

- Séparation tri phasique difficile;
- Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbures moussants;
- Plus volumineux qu'un séparateur horizontal;
- Admettre certaines fluctuations du niveau de liquide;

B- Le ballon horizontal

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différents éléments pour réaliser la séparation. Pour ce type de séparateurs, l'appendice est utilisé lorsque la quantité de la phase lourde n'est pas importante (<15 % - 20 % en poids de la quantité totale du liquide).

Le mélange des phases passe également à l'entrée du séparateur par un déflecteur, les gouttes étant ensuite séparées par gravité et par collision sur les plaques internes. Le gaz traverse un certain nombre de chicanes qui retiennent les gouttelettes d'huile, avant de partir par une sortie supérieure. L'huile est soutirée à la partie inférieure. Il est noté qu'un tel appareil fonctionne à des pressions bien sélectionnées pour avoir une récupération maximale.

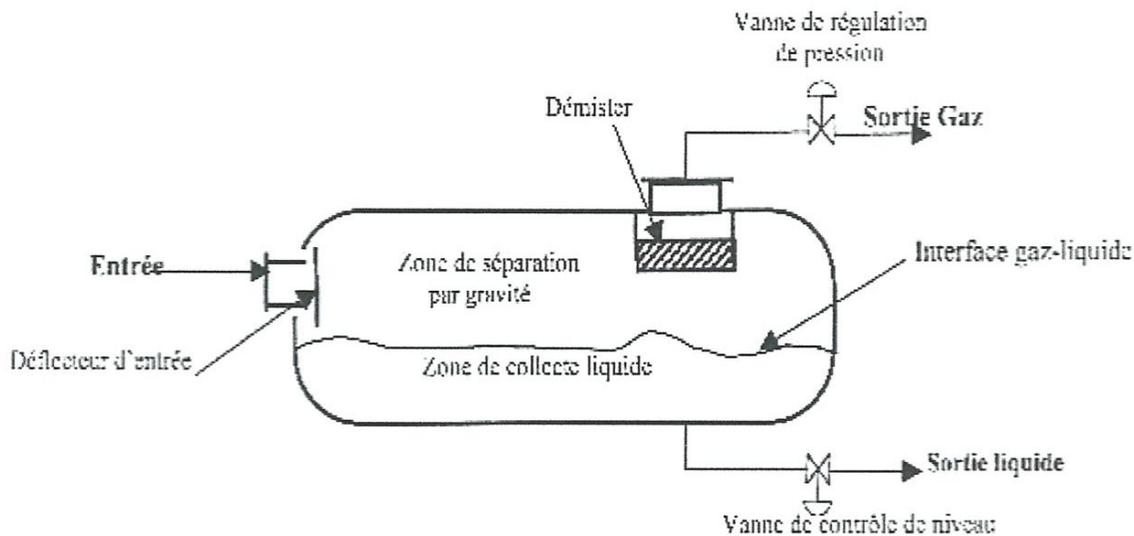


FIG.III.10- Ballon horizontal avec un demister horizontal [10].

Le séparateur horizontal à deux compartiments présente une capacité de séparation plus grande vu le débit de la phase liquide, le compartiment inférieur étant utilisé comme zone de collecte liquide et le compartiment supérieur comme zone de séparation. La capacité des séparateurs horizontaux va généralement jusqu'à 5000 m³/jour, avec des pressions pouvant atteindre **420 bar**. Au moyen orient, on retrouve

des séparateurs horizontaux de très grande capacité pouvant aller jusqu'à 20000 m³ /jour.

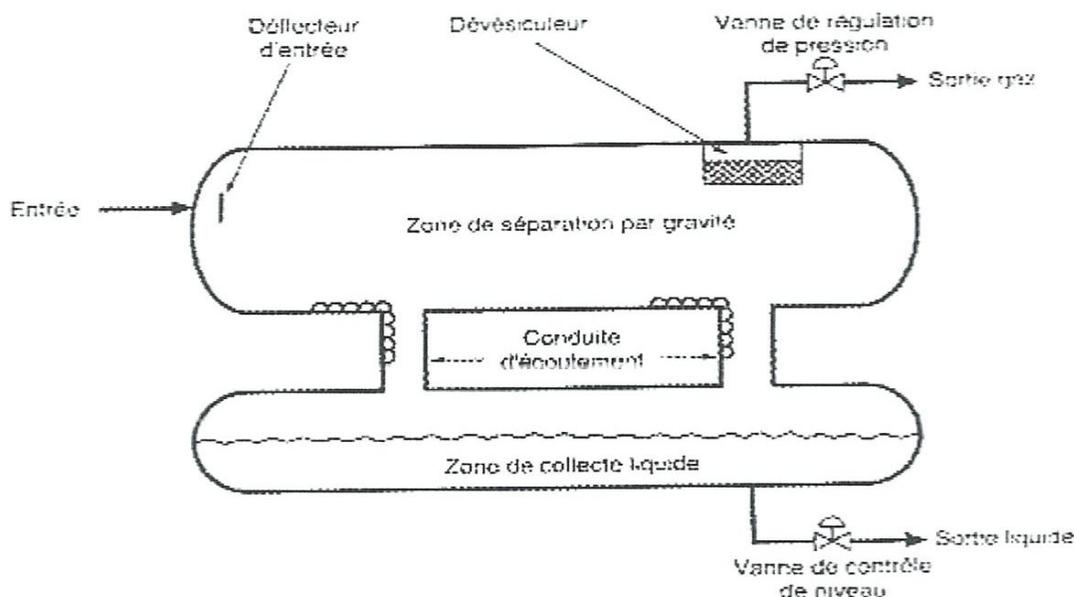


FIG.III.11- Ballon horizontal avec deux compartiments

➤ Avantages des ballons horizontaux

- Solution économique;
- Transport facile;
- Séparation tri-phasique aisée;
- Rempli à moitié, il offre un passage suffisant du gaz;
- Les séparateurs horizontaux sont utilisés pour les GOR élevés ou en cas de risque de moussage.

➤ Inconvénients des ballons horizontaux

- Limité aux moyennes et basses pressions.
- Nettoyage difficile en cas de production de sédiments.

III.2.3.5- Comparaison entre les séparateurs Gaz-Liquide

Un séparateur gaz- liquide peut être équipé d'un demister et d'un déflecteur. D'une manière générale, on opte pour un séparateur vertical lorsque le débit de soutirage

liquide est inférieur à $0.3 \text{ m}^3/\text{h}$. Si le rapport hauteur / diamètre (H / D) est supérieur à 5, un ballon horizontal devrait être préférable

Les critères de choix du type de séparateurs du gaz-liquide, ainsi que les avantages et les inconvénients de chaque type sont représentés sur le tableau suivant:

TABLEAU III.1. Les critères de choix du type de séparateurs du Gaz-Liquide [10]

	HORIZONTAL	VERTICAL
▪ Efficacité de la séparation	1	2
▪ Stabilisation des fluides séparés	1	2
▪ Souplesse (production par bouchons)	1	2
▪ Facilité de réglage (niveau)	2	1
▪ Prix par unité de capacité	1	2
▪ Aptitude à admettre des corps étrangers	3	1
▪ Aptitude au traitement des mousses	1	2
▪ Facilité de transport	1	3
▪ Encombrement vertical	1	3
▪ Encombrement horizontal	3	1
▪ Facilité d'installation	2	3
▪ Facilité d'inspection et d'entretien	1	3
▪ Capacité à diamètre égal	1	2

Les différentes technologies des ballons utilisés pour la séparation des charges gaz- liquide en fonction de diamètre des gouttelettes sont résumées dans le tableau ci- dessous:

TABLEAU III.2. Les différents technologies des ballons

TECHNOLOGIES	DIAMETRE DES GOUTTELETTES A SEPARER
▪ Séparateur par gravité	Jusqu'à $300 \mu\text{m}$
▪ Séparateur centrifuge	Jusqu'à $8 - 10 \mu\text{m}$
▪ Séparateur à demister horizontal	Jusqu'à $10 \mu\text{m}$
▪ Séparateur à demister vertical	Jusqu'à $10 \mu\text{m}$

CHAPITRE IV

DIMENSIONNEMENT DES EQUIPEMENTS

1. **CALCUL DE L'ECHANGEUR 1**
2. **CALUL DU SEPARATEUR**
3. **CALCUL DU COMPRESSEUR CENTRIFUGE**
4. **CALCUL DE L'ECHANGEUR 2**
5. **CALCUL DE LA CONDUITE**

1-Bilan qualitatif et quantitatif

La qualité du fluide dégagé vers l'atmosphère au niveau des ballons séparateurs des gaz acides est répertoriée dans le Tableau suivant:

Tableau : Composition des rejets du gaz carbonique vers l'atmosphère

Composants	Unité 10		Unités 5P/6P		Méga train	
	Kmole/ h	% molaire	Kmole/ h	% molaire	Kmole/ h	%molaire
N ₂	-	-	0.01	0.043	-	0,0074
CO ₂	18.76	87.09	21.76	94.61	-	94,7779
CH ₄	-	-	0.19	0.83	-	0,7325
C ₂ H ₆	-	-	0.02	0.087	-	0,1293
C ₃ H ₈	-	-	-	-	-	0,0431
IC ₄ H ₁₀	-	-	-	-	-	0,0108
NC ₄ H ₁₀	-	-	-	-	-	0,0108
IC ₅ H ₁₂	-	-	-	-	-	-
NC ₅ H ₁₂	-	-	-	-	-	0,0108
C ₆ H ₁₄	-	-	-	-	-	0,0108
H ₂ O	2.78	21.91	1.02	4.43	-	4,2668
Total humide	21,54	100	23	100	-	100
Masse molaire	40,62		42,51		42,687	
Température (C°)	65		35		45	
Pression (bar abs)	1,013		1,34		2,25	
Débit totale (kg /h)	825,33		1729		3964	
Quantité totale kg/h	6518,33					

2-Interprétation

- Le gaz carbonique et l'eau représentent 99 % du mélange, on peut dire que le mélange est binaire.

IV.1-Dimensionnement de l'échangeur 1

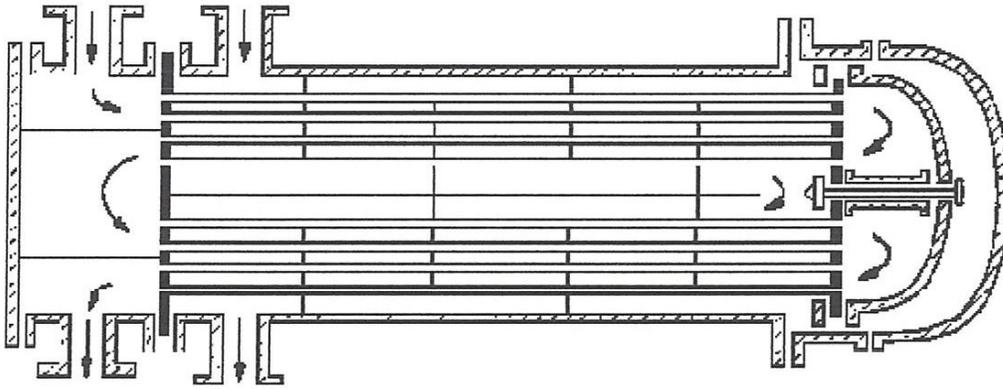


Schéma d'un échangeur de chaleur

IV.1.1-Introduction

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires.

Pour réaliser la phase calcul, l'identification des données physiques de base est indispensable.

IV.1.2-Caractéristique de l'échangeur de chaleur

IV.1.2.1-Calcul des propriétés physiques du mélange

- Viscosité

$$\mu_{\text{mélange}} = \sum_{i=1}^n \left[\frac{x_i \cdot \mu_i}{\sum_{j=1}^n x_j \cdot \varphi_{ij}} \right] \quad (\text{IV.1.1})$$

Sachant que:

$$\varphi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{8}} + \left(1 + \frac{M_i}{M_j}\right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j}\right)^{1/2} \left(\frac{M_j}{M_i}\right)^{1/4}\right]^2 \quad (\text{IV.1.2})$$

$$\varphi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{8}} + \left(1 + \frac{44}{18}\right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{0.038}{2.42}\right)^{1/2} \left(\frac{18}{44}\right)^{1/4}\right]^2$$

$$\varphi_{ji} = \frac{1}{\sqrt{8}} + \left(1 + \frac{18}{44}\right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{2.42}{0.038}\right)^{1/2} \left(\frac{44}{18}\right)^{1/4}\right]^2$$

$$\varphi_{ij} = 0.2305$$

$$\varphi_{ji} = 35.87$$

Après calcul de l'équation (IV.1.1) on trouve:

$$\mu_{\text{mélange}} = 0.0595 (\text{Kg} / \text{m.h})$$

- **Conductivité thermique**

$$\lambda_m = \sum_{i=1}^n \left[\frac{x_i \cdot \lambda_i}{\sum_{i=1}^n x_i \cdot \psi_{i,j}} \right] \quad (\text{IV.1.3})$$

$$\lambda_m = 1.16 (\text{J} / \text{m.h.}^\circ\text{C})$$

- **Capacité calorifique**

$$Cp_i = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{IV.1.4})$$

$$Cp_m = \sum_{i=1}^n x_i \cdot Cp_i \quad (\text{IV.1.5})$$

$$Cp_m = 68.86 (\text{J} / \text{Kg.}^\circ\text{C})$$

- **La masse volumique**

$$\rho_m = \frac{M_m * P_T}{Z_m} \quad (\text{IV.1.6})$$

- sachant que

$$M_m = \sum_{i=1}^n x_i \cdot M_i \quad (\text{IV.1.7})$$

$$\rho_m = 3.19 (\text{Kg} / \text{m}^3)$$

Dans les tableaux N°1 et N°2 nous avons exposé.les données de base recueillies de la documentation disponible.

Tableau N°1 : les caractéristiques physiques de l'échangeur de chaleur

Fluide	Calandre (CO ₂ +H ₂ O)	Tube (H ₂ O)
M (Kg/h)	(6518,33 kg/h)	(3500 kg/h)
T (°C)	T1=3 ,26 T2=2,49	t1=2,22 t2=2,849
ρ (Kg/m ³)	3,20	999,5
CP (J/Kg °C)	3,2.10 ⁴	8,01 .10 ⁴
μ (Kg/m.h)	0,0595	3,6
λ (J/ m h °C)	1,32.10 ³	4,048.10 ⁴

Tableau N°2 :caractéristiques géométriques de l'échangeur de chaleur

Caractéristiques mécaniques	Les paramètres
Longueur du faisceau	L= 3,048m
Nombre de passe	
• Calandre	nc=2
• tube	nt=4
Diamètre extérieur	de=0,019m
Diamètre intérieur	di=0,015m
Disposition des tubes	Carré
Pas de tube	0,025m
Diamètre équivalent	0,023

IV.1.3-Calcul thermique

Quelque soit le type d'appareil utilisé, si l'on ne prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le

fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques:

$$Q = M C_p (T_2 - T_1) \tag{IV.1.8}$$

$$Q_t = 14380 \cdot 0.4 \cdot (110,3 - 84,2) = 1,58 \cdot 10^8 \text{ J/h}$$

Qt: puissance thermique de l'appareil (J/h).

M: débit massique circulant à l'intérieur des tubes (Kg / h).

Cp: chaleur spécifique de fluide froid (J/Kg °C).

T1: température d'entrée cotée tube (°C).

T2: température de sortie cotée tube (°C).

1-Calcul du la moyen logarithmique de température:

L'étude de l'écart logarithmique moyen de température dans un appareil s'effectue en supposant que le coefficient global et les chaleurs spécifiques sont constants à tout point, et qu'il n'y a pas une perte thermique.

On détermine l'écart de température à l'aide de la formule suivante:

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_{CHAUD} - \Delta T_{FROID}}{\ln \frac{\Delta T_{CHAUD}}{\Delta T_{FROID}}} \tag{IV.1.9}$$

Tableau 03

Fluide chaud (gaz)	Fluide froid (eau de mer)
T ₁ = 3,26°C	t ₁ = 2.22°C
T ₂ = 2.49°C	t ₂ = 2.84°C

T₁: température d'entrée de fluide chaud.

T₂: température de sortie de fluide chaud.

t₁: température d'entrée de fluide froid.

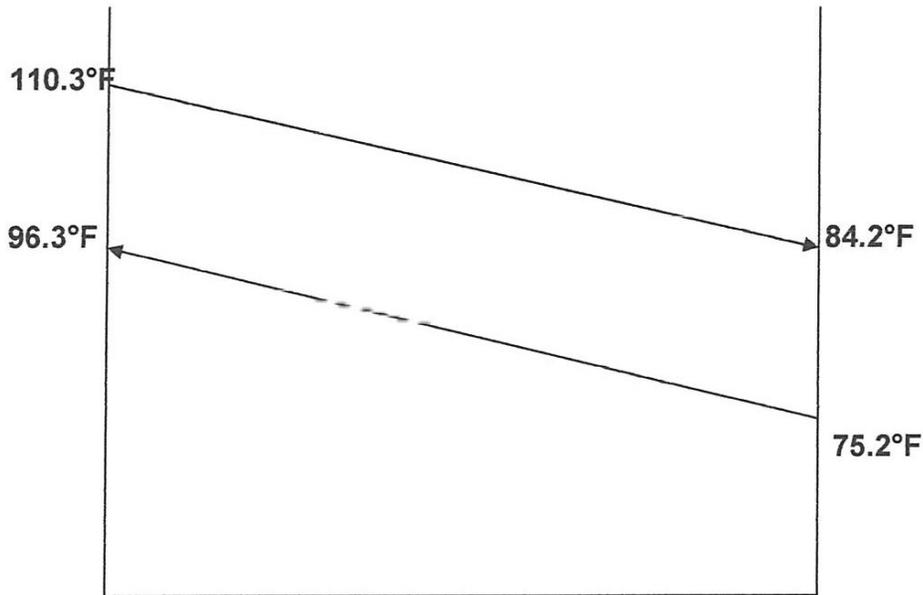
t₂: température de sortie de fluide froid.

$$\Delta T_{FROID} = T_2 - t_1 = 84,2 - 75.2 = 0,266^\circ\text{C}.$$

$$\Delta T_{CHAUD} = T_1 - t_2 = 110.3 - 96.3 = 0,414^\circ\text{C}.$$

Nous remplaçons ces deux termes dans (IV.1.9) nous obtenons:

$$\Delta T_{LM} = 0,334^\circ\text{C}.$$



2-Calcul du Facteur de correction:

- $E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{96,3 - 75,2}{110,3 - 75,2} = 0,6$
- $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{110,3 - 84,2}{96,3 - 75,2} = 1,23$

D'après L'Abaque 1(en annexe): $F = 0.8$

On doit estimer le coefficient de transfert global avec un processus itératif comme suit:

- on suppose U à l'aide des tables standard qui vont nous guider sur le choix de la valeur initiale.
- On calcul la surface d'échange A , le nombre des tubes N_t
- On calcule h_i, h_e à partir des corrélations puis on estime U et le compare avec le U supposé. Si la différence entre eux est très grande, on refait une nouvelle itération avec le U calculé jusqu'à ce que la différence devienne négligeable.

3-calcul de la surface d'échange de chaleur A

D'après le tableau1, on prend : $U=22 \text{ btu /hF}^0 \text{ ft}^2$

D' après la formule :

$$Q=U*A*F*\Delta TLM, \quad (\text{IV.1.10})$$

Q: quantité de chaleur de fluide froid (btu /h)

U: coefficient de transfert de chaleur global

$$\text{On tire: } A = \frac{Q}{U*F*\Delta TLM} \quad (\text{IV.1.11})$$

$$A = \frac{150.127*10^3}{22*0.8*11.31} = 70,28m^2$$

4-Calcul de nombre des tubes N_t

$$A = Nt * \pi * de * L \quad (\text{IV.1.12})$$

de : Diamètre extérieur de tube (ft)

L : Longueur de tube (ft)

Nt : Nombre de tubes

$$Nt = \frac{A}{\pi * de * L} \quad (\text{IV.1.13})$$

$$Nt = \frac{756.526}{\pi * 0.0625 * 10} = 386tubes$$

5-calcul du diamètre du faisceau D_f

$$Df = de * (Nt/K1)/n1 \quad (\text{IV.1.14})$$

D'après le tableau suivant:

Tableau n4

Nombre de passe		1	2	4	6	8
Pas triangulaire	n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
	K_1	0.319	0.219	0.175	0.0743	0.0365
Pas carré	n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643
	K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331

On tire du tableau: $n_1=2.263$, $k_1=0.158$

$$Df = 0.0625 * \frac{\left(\frac{386}{0.158}\right)^1}{2.263} = 0,59m$$

6-Calcul de diamètre de la calandre D_c

$$Dc = Df + \text{espace libre}$$

D'après (l'abaque 2) Espace libre=0,073m

$$Dc=1.96+0.24=0,67m$$

7-Calcul de section de passage a_t(cote tube)

$$at = \frac{\Pi(d_i)^* N_t}{4 * n_t} \quad (IV.15)$$

$$at = \frac{\pi(0.0516)^2 * 386}{4 * 4} = 0,018m^2$$

8-Calcul de la vitesse massique de fluide coté tube (Gt):

$$Gt = \frac{M}{at} \quad (IV.1.16)$$

Gt: Vitesse massique de fluide froid (Kg/ h m²).

M: débit massique de fluide froid.(Kg /h).

at: section de passage coté tube (m²).

$$Gt = \frac{7716}{0.201} = 1,86.10^5 \text{ Kg} / m^2 .h$$

9-Calcul de nombre de Reynolds Re:

$$Re = \frac{Gt * d_i}{\mu} \quad (IV.1.17)$$

Re: Nombre de Reynolds coté tube

μ: viscosité dynamique de fluide froid (Kg/m .h)

$$Re = \frac{0.0516 * 3.83 * 10^4}{2.42} = 818.522$$

régime laminaire Re < 2100

10-Calcul du coefficient de film interne h_i (coté tube)

Pour calculer J_h on utilise (l'Abaque3)

On trouve J_h = 3.5

On déduit le coefficient de film interne h_i

$$j_h = \left(\frac{h_i d_i}{\lambda} \right) \left(\frac{c \mu}{\lambda} \right)^{-1/3} \phi_i^{-1} \quad (\text{IV.1.18})$$

$$\phi_i = \left(\frac{\mu}{\mu_i} \right)^{0.14} \quad (\text{IV.1.19})$$

$$\frac{h_i}{\phi_i} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{c \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \quad (\text{IV.1.20})$$

$$h_i = \frac{3.5 * 0.346}{0.0516} * \left(\frac{1.03 * 2.42}{0.346} \right)^{0.33} = 15.13.10^3 (J / ^\circ C . m^2 . h)$$

11-Calcul de section de passage ac (coté calandre)

$$ac = \frac{de(p - de)}{p} * B \quad (\text{IV.1.21})$$

d_i : Diamètre de la calandre (m).

p : Le pas (m).

d_e : Diamètre extérieure de tube (m).

B : Espacement entre chicanes (m).

ac : Section de passage (coté calandre) (m^2).

d_c : Diamètre de la calandre.

a-Calcul de l'espacement entre chicanes (B)

a.1-Calcul de nombre de chicanes (Nc)

$$Nc + 1 = \frac{L}{0,25 Dc} \quad (\text{IV.1.22})$$

$$Nc = \frac{10}{0.25 * 2} - 1 = 19$$

$$B = \frac{Dc}{5} = 0,121m$$

$$ac = \frac{2 * (0.083 - 0.0625)}{0.083} * 0.40 = 0,0183m^2$$

12-Calcul de la vitesse massique Gc (coté calandre)

$$G_c = \frac{M}{ac} \quad (\text{IV.1.23})$$

Gc: vitesse massique de fluide chaud (Kg /h m²)

M: débit massique de fluide chaud (Kg/h)

$$G_c = \frac{14380}{0.197} = 3,56.10^5 \text{ (Kg / m}^2 \text{ .h)}$$

13-Calcul de Reynolds Re (coté calandre)

$$Re = \frac{G_c * d_{eq}}{\mu} \quad (\text{IV 1 24})$$

μ : viscosité dynamique du fluide chaud (Kg/m.h).

d_{eq}: diamètre équivalent (m).

Après calculs on trouve:

$$Re = \frac{7.27 * 10^4 * 0.078}{0.04} = 1.42 * 10^5$$

Re= 1.42 10⁵ (Régime turbulent)

Selon (L'abaque4) J_h=250

On calcule, alors he:

$$h_e = \frac{\lambda}{De} * \left(\frac{cp * \mu}{\lambda} \right)^{0.33} * J_h = 13.74.10^3 \text{ (J / °C.m}^2 \text{)}$$

14-calcul du coefficient global U.:

On a

$$\frac{1}{U} = \frac{d_e}{d_i} + \frac{1}{h_i} + R_w + \frac{1}{h_e} + \frac{d_e}{d_i} R_i + R_e \quad (\text{IV.1.25})$$

R_w : résistance du métal (m² h. °C /J).

R_i: résistance d'encrassement du fluide coté tube (m² h °C/J).

R_e: résistance d'encrassement du fluide coté calandre (m² h°C/J).

R_w = 0.000257 (m² h °C/J) d'après (tableau 3) le métal 70-30 Cu-Ni

D'après la table on trouve:

$$R_i = 0.0048 \text{ (m}^2 \text{ h °C/J)}$$

R_e négligeable (le courant est gazeux).

On a:

$$\frac{1}{U} = 1.78.10^3 (J / ^\circ C.m.h)$$

IV.1.4-Calcul des pertes de charge

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

1-Pertes de charge coté tube:

L'étude fondamentale de l'écoulement des fluides a permis d'établir la formule de FANNING en régime isotherme pour une longueur droite de tuyauterie de diamètre uniforme.

Dans le cas d'un faisceau d'échange, KERN propose la perte de charge totale à l'intérieur des tubes comme suit:

$$\Delta P_t = \frac{n_c n_t G_t^2}{1.271.10^{15} d} \left[\frac{f_t L}{d_i \Phi_t} + 2 \right] \quad (IV.1.26).$$

ΔP_t : perte de charge totale (kg/cm²)

f_t : Facteur de friction

$$f_t = 0.005(Re)^{-0.33} = 0.005(818.522)^{-0.33} = 0.000546$$

G_t : Vitesse massique de fluide froid.

L : Longueur de tube (cm).

d_i : Diamètre intérieure de tube.(cm).

n_c : Nombre de passes coté calandre.

n_t : Nombre de passes coté tubes.

d : densité du fluide froid (l'eau).

$\Phi_t = (\mu / \mu_t)^{0.25} = 1$ en régime laminaire.

$$\Delta p_t = \frac{(3.83.10^4)^2 \cdot 4 \cdot 2}{1.271 \cdot 10^{15} \cdot 1} \cdot \left[\frac{5.4.10^{-4} \cdot 3.048}{0.01578} + 2 \right] = 0.001368 \text{ Kg} / \text{cm}^2$$

2- Pertes de charge coté calandre

$$\Delta p_c = \frac{n_c f_{ct} (N_c + 1) D_e}{1.271 \cdot 10^{15} d \cdot D_e} \quad (\text{IV.1.27})$$

Δp_c : perte de charge coté calandre (Kg/m²)

G_c : Vitesse massique de fluide chaud (Kg/m²h).

N_c : Nombre de chicanes.

D_e : Diamètre équivalent (m).

$\Phi_c = (\mu / \mu_c)^{0.14} = 1$. en régime turbulent.

▪ Calcul de F_{ct} :

$$F_{ct} = 0.013 * (Re_c)^{-0.22} = 0.013 * (1.42476 * 10^5)^{-0.22} = 9.55 \cdot 10^{-4}$$

Selon la formule IV-3-27

$$\Delta p_c = 0,233(Kg / m^2)$$

IV.2- Dimensionnement des séparateurs gaz-liquide

IV.2.1 -Processus de calcul

La séparation gaz- liquide est généralement réalisée en trois étapes:

La première étape est une séparation primaire, qui utilise un déflecteur de sorte que la quantité de mouvement du liquide entraîné par la vapeur entraîne le plaquage des larges gouttelettes sur le déflecteur et tombent par la suite par gravité.

La deuxième étape est la séparation secondaire ou les petites gouttelettes descendent par gravité lors du passage de la vapeur dans l'aire de désengagement.

La troisième et dernière étape est l'élimination des plus petites gouttelettes par coalescence et formation de grosses gouttelettes sur le demister qui tombent par gravité.

Pour la séparation secondaire, la vitesse admissible doit être calculée de sorte que l'aire (le désengagement puisse être déterminée) [13].

L'équilibre des forces de friction et de gravité sur la gouttelette est donnée par:

$$F_G = \frac{M_P \cdot (\rho_L - \rho_V)}{g_c \cdot \rho_V} \quad (\text{IV.2.1})$$

$$F_D = \frac{\left(\frac{\pi}{8}\right) \cdot C_P \cdot D_P^2 \cdot U_V^2 \cdot \rho_V}{g_C} \quad (\text{IV.2.2})$$

Les larges gouttelettes de liquide descendent à une vitesse constante U_T .
Obtenue en égalisant les deux équations précédentes :

$$U_T = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_P \cdot (\rho_L - \rho_V)}{3 \cdot C_P \cdot \rho_V}} \quad (\text{IV.2.3})$$

Donc tant que la vitesse verticale admissible est inférieure à la vitesse critique $U_V < U_T$ (Critique), les gouttelettes de liquide descendent.

Typiquement, la vitesse admissible U_V est comprise entre $0.75U_T$ et U_T .

$$0.75U_T < U_V < U_T \quad (\text{IV.2.4})$$

L'équation de U_T peut être réarrangée sous la forme de l'équation de **Sauders-Brown** (Ind.Eng.Chem.1934)

$$U_T = K \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \quad (\text{IV.2.5})$$

$$\text{Ou: } K = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_P}{3 \cdot C_P}} \quad (\text{IV.2.6})$$

Pratiquement, les toutes petites gouttelettes ne peuvent être séparées par gravité.

Mais par coalescence forment de grosses gouttelettes qui peuvent descendre par gravité.

Les dispositifs de coalescence (démister ou éliminateur, métal ou tamis métallique) forcent les gaz de suivre un chemin tortueux et la quantité de mouvement des gouttelettes entraîne leur collision avec d'autres gouttelettes en formant de grosses gouttelettes.

Le diamètre des gouttelettes qui coalescent ne peut être connu avec précision, c'est ainsi que les valeurs de K pour la plupart des démister sont empiriques [13].

C'est là qu'intervient le subjective dans la conception des séparateurs.

Les valeurs de K données par **GPSA**(Gaz Processing Suppliers Association) sont portées dans le tableau suivant :

$$0 < P < 1500 \text{ Psig: } K = 0,35 - 0,01 (P - 100) / 100$$

Avec: ($P_{sig} + P_{atm} = P_{sia}$)

TABLEAU IV-6 : LES VALEURS DE K POUR LES SEPARATEURS [13].

Séparateur	Valeur de K
Vapeur sous vide	0.2
Solution amine glycol	0.6 à 0.8
Ballon d'aspiration d'un compresseur	$K \cdot 0.7$ à 0,8
- Ballon en amont d'un expandeur	$K \cdot 0.7$ à 0,8
- Ballon en amont d'un déshydrateur	$K \cdot 0.7$ à 0,8

Remarque: Pour un ballon vertical ou horizontal sans démister. $K = K/2$

Definition du temps de *rétenion* et le temps *d'alarme*

1- . Temps de rétenion

C'est le temps nécessaire pour maintenir un soutirage normal (effluent) au cas où il y a un problème au niveau de l'alimentation du ballon [13].

2- Temps d'alarme

C'est le temps de sécurité que l'on se donne si on a un problème au niveau de l'évacuation du liquide (vanne sortie liquide bloquée en position fermée) [13].

N.B: En l'absence des données le temps d'alarme peut être pris comme étant la moitié du temps de rétenion.

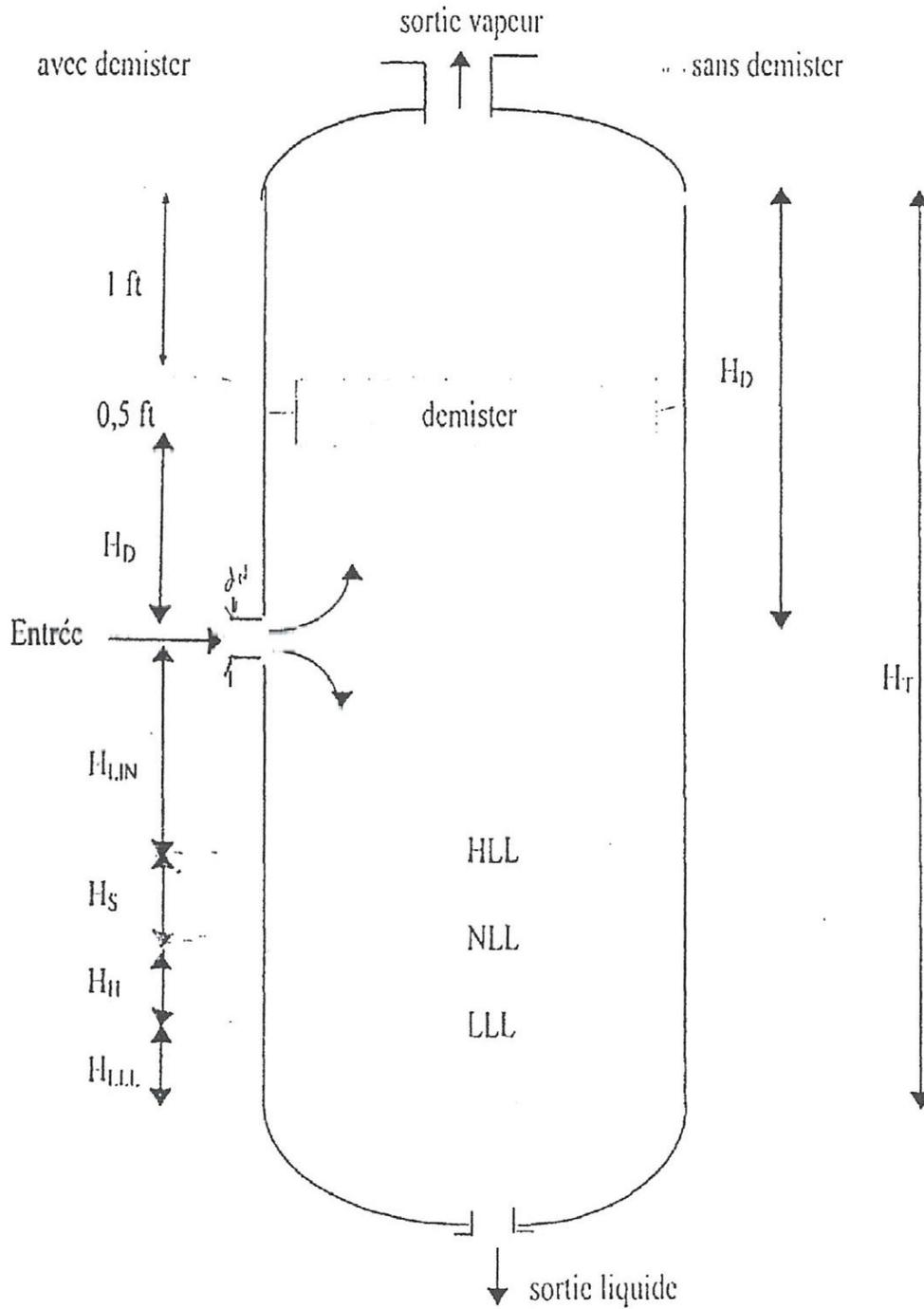


Fig. (IV.1) : Ballon de séparation liquide-gaz vertical [13].

3-Calcul de la vitesse critique de la vapeur

La vitesse critique est donnée par la relation de **Sauders-Brown** donnée précédemment (IV.2.5) où K : coefficient de Sauders-Brown déterminé à partir du tableau (IV.6).

4-Calcul du débit volumique de la vapeur Q_v

$$Q_v = \frac{W_v}{3600 * \rho_v} \quad (IV.2.7)$$

5-Calcul du diamètre du séparateur D_{VD}

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4 * Q_v}{\pi * U_v}} \quad (IV.2.8)$$

Ceci étant le diamètre du demister et le diamètre intérieur du ballon D doit être légèrement plus large.

$$D = D_{VD} + 6 \text{ inch} \quad (IV.2.9)$$

Remarque: s'il n'y a pas de demister $D = D_{VD}$

6-Calcul du débit volumique du liquide Q_L

$$Q_L = \frac{W_L}{3600 * \rho_L} \quad (IV.2.10)$$

7- Sélectionner le Temps de rétention et le Temps d'alarme

Pour faire le choix du temps de rétention et le temps d'alarme, on utilise le tableau (N°7).

TABLEAU N°7

RECOMMANDATION POUR LE CHOIX DU TEMPS DE RETENTION ET DE TEMPS
D'ALARME EN FONCTION DU SERVICE DU BALLON [13].

	Hold up time (mn) NLL-LLL	Surge time (mn) NLL-HLL
A. Ballon d'alimentation d'une unité.	10	5
B. Ballon séparateur alimentant:		
1. Une colonne;	5	3
2. Un autre ballon ou réservoir		
▪ avec une pompe à travers un échangeur;	5	2
▪ sans pompe	2	1
3. Alimentation d'un four	10	3
C. Ballon accumulateur (reflux- produit)		
1. Reflux uniquement	3	2
2. Reflux plus produit	3 +	2 +
(+ temps de rétention approprié pour le produit de tête voir B)		
D. Fond de colonne		
1. Alimentation d'une autre colonne	5	2
2. Alimentation d'une autre colonne		
▪ avec pompe ou à travers un échangeur	5	2
▪ sans pompe	2	1
E. Ballon d'aspiration d'un compresseur		<ul style="list-style-type: none"> ▪ 3 mn entre HLL et HLSD (entre alarme et fermeture) ; ▪ 10 mn entre ligne de soudure du fond et l'alarme HLL.
F. Ballon de torche	20 à 30 mn à HLL	

8-Calcul du volume de Temps de rétention

$$V_H = T_H * Q_L \quad (\text{IV.2.11})$$

9. Calcul du volume de Temps d'alarme

$$V_S = T_S * Q_L \quad (\text{IV.2.12})$$

10-Calcul de la hauteur minimale du liquide H_{LLL}

Il se calcule, en utilisant le tableau N°8

TABLEAU N°8

LES VALEURS DE H_{LLL} EN FONCTION DE DIAMETRE[13]

Diamètre	H_{LLL}		
	Vertical	Horizontal	
	< 300 psi	> 300 psi	
$\leq 1.21m$	0.375 m	0.15 m	0.225 m
1.8288m	0.375 m	0.15 m	0.25 m
2.43m	0.375 m	0.15 m	0.275 m
3.048	0.15 m	0.15 m	0.3 m
3.65m	0.15 m	0.15 m	0.325 m
4.87m	0.15 m	0.15 m	0.375 m

11 Calcul de la hauteur H_H du Temps de rotation

$$H_H = \frac{V_H}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}} \quad (IV.2.13)$$

12-Calcul de la hauteur H_S du Temps d'alarme

$$H_S = \frac{V_S}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}} \quad (IV.2.14)$$

13-Calcul de la hauteur H_{LIN}

$$H_{LIN} = 12 + d_N \text{ (eninch) avec déflecteur à l'entrée} \quad (IV.2.15)$$

$$H_{LIN} = 12 + \frac{1}{2}d_N \text{ (eninch) sans déflecteur à l'entrée} \quad (IV.2.16)$$

Avec d_N est le diamètre de la tubulure d'entrée, il se calcule comme suit:

$$d_N \geq \left(\frac{4Q_m}{\pi \cdot 60 \cdot \sqrt{\rho_m}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (IV.2.17)$$

Q_m est le débit moyen:

$$Q_m = Q_L + Q_V \quad (\text{IV.2.18})$$

Et:

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_V \cdot (1 - \lambda) \quad (\text{IV.2.19})$$

Et λ le facteur du liquide dans le courant bi-phasique est donné par:

$$\lambda = \left(\frac{Q_L}{Q_L + Q_V} \right) \quad (\text{IV.2.20})$$

14-Calcul de la hauteur de désengagement de la vapeur H_D

Il se calcul comme suit:

$$H_D \quad (\text{sans demister}) = \text{minimum} \quad \left[\begin{array}{l} 0.5 \cdot D \\ (36 + \frac{1}{2} d_N) \end{array} \right] \quad (\text{IV.2.21})$$

$$H_D \quad (\text{avec demister}) = \text{minimum} \quad \left[\begin{array}{l} 0.5 \cdot D \\ (24 + \frac{1}{2} d_N) \end{array} \right] \quad (\text{IV.2.22})$$

Remarque:

Il faut rajouter une hauteur (H_{ME}) 0.45m (0.152m pour la largeur du demister et 0.3048m du demister jusqu'à la ligne de soudure du haut du ballon).

Donc: $H_{ME} = 0.45\text{m}$ si il y a un demister

$H_{ME} = 0\text{m}$ sans demister

15-Calcul de la hauteur totale du ballon séparateur H_T

$$H_T = H_{LL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME} \quad (\text{IV.2.23})$$

IV.2.16-Vérification

Il faut vérifier que $\frac{H_T}{D} > 1.5$ (IV.2.24)

IV.2.2-Etude de .cas

IV.2.2.1.-Calcul de la hauteur des séparateurs liquide-gaz verticaux

TABLEAU IV.9 :

Pression de service	0.96 bars
Masse volumique du liquide	1004.5 Kg/m ³
Masse volumique du vapeur	1.6418 Kg/m ³
Débit massique du vapeur	6486 Kg/h
Débit massique du liquide	37.29 Kg/h
Température d'entrée	29°C

A). Calcul de la vitesse critique de la vapeur

La vitesse est donnée par l'équation (IV.2.1):

Pour déterminer K on utilise le tableau (IV.8). $0 < P < 1500 \text{ Psig}$:

$$K = 0,35 - 0,01 (P - 100) / 100$$

$$\text{Donc, } K = 0.36$$

En utilisant la relation (IV.2-5) on trouve les résultats suivants :

$$U_T = 2,711 \text{ m/s}$$

$$\text{Fixer: } U_V = 0.75 U_T$$

$$U_V = 0.75 U_T = 0.75 * 8.897 = 2,033 \text{ m/s}$$

B). Calcul du débit volumique de la vapeur

$$Q_v = \frac{W_v}{3600 * \rho_v}$$

W_v : le débit massique de la vapeur

A partir de l'équation (IV.2.2) on obtient:

$$QV = 1.097 \text{ m}^3/\text{s}$$

C). Calcul du diamètre du séparateur

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4 * Q_v}{\pi * U_v}} = 0,82 \text{ m}$$

Ceci étant le diamètre du demister et le diamètre du ballon D doit être légèrement plus large.

$$D = DVD + 6 \text{ inch}$$

$$D = 0,98m$$

Remarque: s'il n'y a pas de demister $D = DVD$

D) Calcul du débit massique du liquide

$$Q_L = \frac{W_L}{3600 * \rho_L} = 0,00011 \text{ (m / S)}$$

Sélectionner le Temps de rétention et le Temps d'alarme (voir TABLEAU IV.9.)

$$T_H = 3 \text{ min}$$

E) Calcul du volume de Temps de rétention (holdup time)

$$V_H = T_H * Q_L$$

A partir de l'équation (IV.2.6) on obtient:

$$V_H = 0.00185m^3$$

F) Calcul le volume de Temps d'alarme (surge up time)

$$V_S = T_S * Q_L$$

A partir de l'équation (IV.2.7) on obtient: avec $T_S = T_H / 2$

$$V_S = 9,25.1 \cdot 10^{-4}m^3$$

G) Calculer la hauteur minimale du liquide

D'après le (TABLEAU IV.10)

$$H_{LLL} = 0.381 \text{ m}$$

I). Calcule de la hauteur du temps de retention

$$H_H = \frac{V_H}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}}$$

A partir de l'équation (V.2.8) on obtient:

$$H_H = 0.0024m$$

J). Calcule de la hauteur du temps d'alarme

$$H_S = \frac{V_S}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}}$$

A partir de l'équation (V.2.9) on obtient:

$$HS = 0,0012 \text{ m}$$

K) Calcule la hauteur HLIN

$$Q_m = Q_L + Q_V$$

A partir de l'équation (IV.2.13) on obtient:

$$Q_m = 38.75 + 0.000364 = 1,097 \text{ m}^3$$

$$\lambda = \left(\frac{Q_L}{Q_L + Q_V} \right) = 0.93 \cdot 10^{-5}$$

$$\rho_m = \rho_L \cdot \lambda + \rho_V \cdot (1 - \lambda)$$

A partir de l'équation (V.2.14) on obtient:

$$\rho_m = 17,64 \text{ Kg/m}^3$$

$$d_N \geq \left(\frac{4Q_m}{\pi \cdot 60 \cdot \sqrt{\rho_m}} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.25 \text{ m.}$$

$$H_{LIN} = 12 + d_N \text{ (eninch) avec déflecteur à l'entrée}$$

Donc:

$$H_{LIN} = 12.82 \text{ in}$$

L). Calcul la hauteur de désengagement de la vapeur

Avec Demister on prend le minimum:

$$H_D = \left[\frac{0.5 \cdot D}{\left(24 + \frac{1}{2} d_N \right)} \right] = 0,49 \text{ m} \quad (\text{IV.2.17})$$

Remarque: il faut rajouter une hauteur H_{ME} égale 0,45m ou, 0,15m pour la largeur du demister et 0,3048m du demister jusqu'à la ligne de soudure du haut du ballon.

Donc: $H_{ME} = 0.45 \text{ m}$ si il y a un demister

M). Calculer la hauteur totale du ballon séparateur

$$H_T = H_{LL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME} \quad (\text{IV.2.23})$$

A partir de l'équation (IV.2.18) on obtient:

$$H_T = 5,24 \text{ m.}$$

N). Vérification que H_T/D est supérieur à 1,5

$$\frac{H_T}{D} = \frac{17.2}{3.22} = 5.34.$$

$$\frac{H_T}{D} > 1.5$$

IV.3-Dimensionnement du compresseur

-Introduction

La compression des gaz a un objectif de base, la livraison d'un gaz sous une pression supérieure à la pression existant à l'origine. La compression est effectuée pour différentes raisons:

- Pour transmettre de la puissance.
- pour transporter et distribuer un gaz, comme dans les pipelines de gaz naturel
- pour produire et maintenir des niveaux de pression réduits dans de nombreuses applications
- pour créer des conditions plus favorables à certaines réactions chimiques

Le compresseur dans notre installation est utilisé pour élever la pression de 0.96 bar à 3 bars. Il s'appelle aussi une moto-soufflante pour les faibles pressions.

Le dimensionnement du compresseur va permettre la détermination des conditions de fonctionnement ainsi que le travail adiabatique et polytropique fourni et la puissance adiabatique.

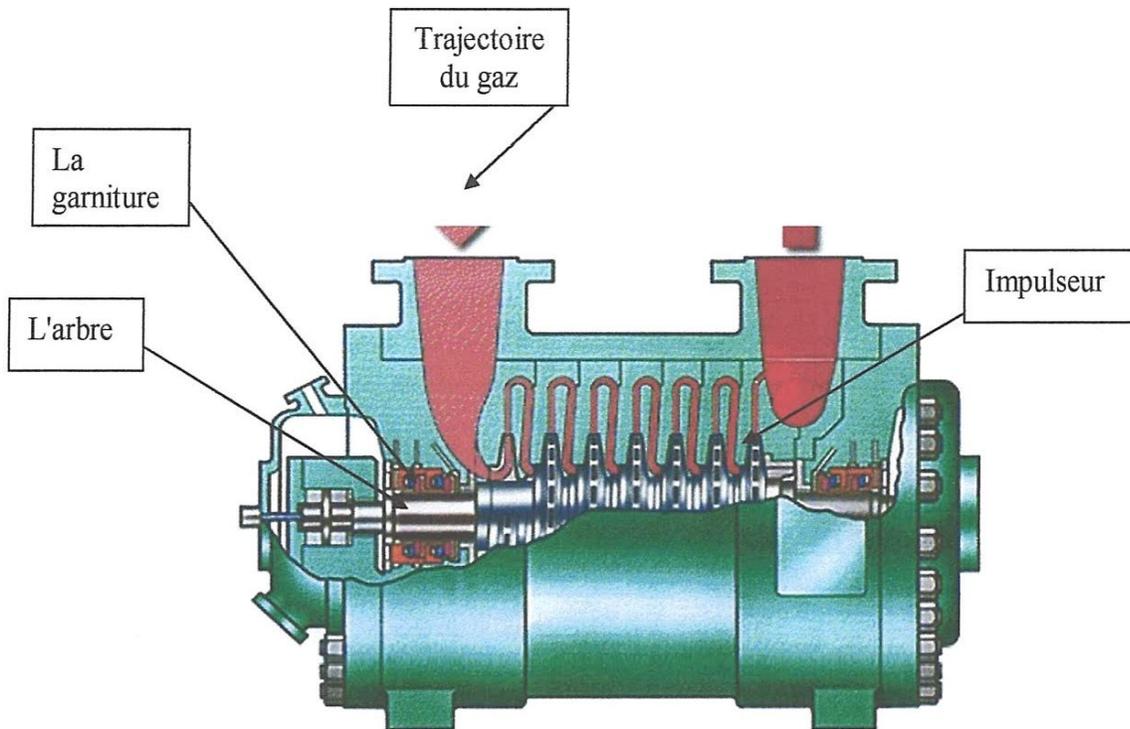


Schéma d'un compresseur

IV.3.2-Calculs des performances des compresseurs centrifuges

Pour effectuer la sélection d'un compresseur sans refroidissement il est nécessaire de disposer des données suivantes:

1. caractéristiques du gaz.
2. condition d'admission et pression de refoulement.
3. table d'entraînement.
4. condition de fonctionnement du système d'entraînement.
5. toute considération particulière ou toutes limitations dues au procédé, aux conditions atmosphériques environnement ou à la présence d'unités parallèles

Les données:

Débit massique (m) = $6486 \text{ kg/hr} = 1.8016 \text{ kg/s} = 94.20 \text{ lb/lb. mole}$

Pression d'aspiration (P_1) = 0.96 bar

Température d'aspiration (T_1) = 575°C

Pression de refoulement (P_2) = 3 bars

IV.3.3-Calcul de l'exposant adiabatique théorique à l'admission (K_1)

- Détermination du nombre d'étage

Le nombre d'étages du compresseur est déterminé à partir de l'équation

$$S = 1.43 \cdot \text{Log} \left(\frac{P_2}{P_1} \right) = 0.75 \quad (\text{IV.3.1})$$

- Calcul de pression et de température réduite

D'après le tableau 4 (EN ANNEXE) on trouve les valeurs suivantes pour T_C et P_C

$$T_C = 577.22^\circ\text{C}$$

$$P_C = 74 \text{ bar D'après}$$

$$\text{Donc } T_r = \frac{T_1}{T_C} = \frac{302}{304.22} = 0.993 \quad (\text{IV.3.2})$$

$$P_r = \frac{P_1}{P_C} = \frac{13.05}{681.67} = 0.019 \quad (\text{IV.3.3})$$

D'après l'Abaque 6 (en annexe) on obtient: **Z=0.995**

IV.3.4-Calcul du débit volumétrique à l'admission (V_1)

$$p_{\text{co}_2} = 0.96 (\text{bars})$$

$$T_{\text{co}_2} = 575^\circ\text{C}$$

Donc :

$$\rho_1 = \frac{MP_1}{8.3145T_1Z_1} = 3,61 \text{ Kg} / \text{m}^3 \quad (\text{IV.3.4})$$

$$V_1 = \frac{\text{masse}}{\rho_1} \quad (\text{IV.3.5})$$

Au moyen du volume d'aspiration et à partir du (Table 4) en *Obtient le rendement poly tropique estimé* $\eta_p = 0.74$

D'après (Tableau 4) avec $\eta_{ad} = 0.70$

IV.3.5- Calcul de refoulement

1. Calcul de l'exposant adiabatique (K)

$$K = \frac{C_p}{c_p - R} \quad (\text{IV.3.6})$$

$$K = \frac{27.24}{27.24 - 8.314} = 1.284$$

2. calcul de l'exposant polytropique (γ_1)

$$\gamma_1 = \frac{K_1 - 1}{K_1} = 0.221 \quad (\text{IV.3.7})$$

3. calcul de rapport de compression (r)

$$r = \frac{p_2}{p_1} = 3.125 \quad (\text{IV.3.8})$$

4. Estimation de la température de refoulement initiale (T_2):

$$T_2 = T_1 + \frac{T_1}{\eta_{ad}} [r^{\gamma_1} - 1] = 418.86^\circ K = 145.71^\circ C \quad (\text{IV.3.9})$$

5. Calcul le travail de compression**➤ calcul de travail poly tropique**

On déduit:

$$W_p = \frac{Z_a R T_1}{M \frac{n-1}{n}} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] = 75.71 \text{ kj/kg} \quad (\text{IV.3.10})$$

Ou bien: $W_p = 32.56 \text{ btu/lb}$

➤ Calcul de travail isentropique

Lorsque l'exposant adiabatique moyen (K_a) est utilisé au lieu de l'exposant poly tropique moyen (n), le travail de compression isentropique (W_{ad}) est obtenu.

$$W_{ad} = \frac{\eta_{ad}}{\eta_p} W_p = 75.71$$

6. calcul de la hauteur de charge

La hauteur de charge polytropique est utilisée car elle permet d'utiliser le rendement hydraulique. Ce rendement donne une image vraie des pertes de compresseur indépendamment du rapport de compression

➤ Calcul de la hauteur polytropique (H_p)

$$H_p = \frac{W_p}{g} \quad (\text{IV.3.11})$$

$$H_p = \frac{75.71 * 10^3}{9.8} = 7725 \text{ m}$$

➤ Calcul de la hauteur adiabatique (H_{ad})

$$H_{ad} = \frac{W_{ad}}{g} = 7299 \text{ (m)} \quad (\text{IV.3.12})$$

7. Calcul de la puissance de compression

$$P = \frac{m(Kg/S)W_{ad}(Nm/Kg)}{1000 * \eta_{ad}} \quad (IV.3.13)$$

$$P = \frac{1.8016 * 71.61 * 10^3}{1000 * 0.70} = 148.3Kj/S$$

Interprétation

D'après les résultats obtenus on déduit que les valeurs sont proches de celles obtenues par les calculs donc le dimensionnement convient aux choix des équipements. Le compresseur peut donc assurer la compression totale des produits de tête de la colonne.

IV.4-Dimensionnement de l'échangeur 2

Après avoir comprimé notre charge de CO₂ ce dernier sort à une température élevée c'est pour cela l'installation d'un autre échangeur est indispensable pour récupérer ces calories et pour véhiculer notre CO₂ à une température relativement ambiante environ 30°C aux clients exigeants.

IV.4.1-caractéristique de l'échangeur de chaleur

Dans les tableaux IV.10'et IV.11' nous avons exposé les données de base recueillies sur site et la documentation disponible.

Tableau IV.10: Caractéristiques physiques de l'échangeur 2

Fluide	Calandre (co ₂)	Tube (H ₂ O)
M (Kg/h)	6,52. 10 ³	3628
T (°C)	T1=8.57 T2=2.54	t1=2.224 t2=5.23
ρ (Kg/m ³)	3.15	999.5
CP (J/Kg °C)	26,36	70,89
μ(Kg/m h)	0,056	3,60
λ (J/ m h)	1,3178. 10 ⁴	4,1459. 10 ⁴

Tableau IV.11: caractéristiques géométrique de l'échangeur 2

Caractéristiques mécaniques	Les paramètres
Longueur du faisceau	L= 3,048 m
Nombre de passe	
Calandre	nc=3
Faisceau	nt=6
Diamètre extérieur	do=0,019 m
Diamètre intérieur	di=0,0157 m
Disposition des tubes	Carré
Pas de tube	0.025 m
Diamètre équivalent	0.023 m

IV.4.2- Calcul thermique

Pour dimensionner l'échangeur 2 on suit les mêmes étapes précédentes de l'échangeur 1 et quand la température à la sortie du compresseur est très élevée, on doit utiliser un échangeur pour maintenir cette dernière à une température ambiante les résultats obtenus sont donnés dans le tableau suivant:

Tableau N°12

Q (J/h)	$1.183 \cdot 10^9$
ΔT_{LM} (°C)	1.29
F	0.8
A (m ²)	1.144
Nt	628 tubes
D _f (m)	0.71
D _c (m)	0.777
a _t (m ²)	0.020
G _t (Kg /m ² h)	$4.15 \cdot 10^8$
Re	780.4
j _h	3.2
h _l (Kg/°C m ² h)	$1,57 \cdot 10^7$
Nc	15 chicanes
B (m)	0.155
a _c (m ²)	0.029
G _c (Kg /m ² h)	$2,1868 \cdot 10^4$
Re	$9.19 \cdot 10^4$
j _h	190
h _e (J/°C m ² hr)	$1,1278 \cdot 10^4$
U (J/m ² °Ch)	$1,0759 \cdot 10^4$

V.1.3-Calcul des pertes de charges

Δp_t (psi)	0.0338
Δp_c (psi)	0.4216

Interprétation

Les résistances au transfert matérialisées par des films, sont d'autant plus faibles que la vitesse de circulation et en conséquence, les nombres de Reynolds sont élevés, ce qui entraîne une réduction de la surface d'échange à prévoir.

La perte de charge cotée calandre est très faible en raison de sa vitesse qui est réduite du fait que la circulation est naturelle.

Les résultats du dimensionnement confirme l'installation d'un échangeur faisceaux calandre à trois (03) passes cotée calandre et six (06) passes cotée tubes.

CHAPITRE

V

SIMULATION DES EQUIPEMENTS

1. SIMULATION DE L'ECHANGEUR 1
2. SIMULATION DU SEPARATEUR
3. SIMULATION DU COMPRESSEUR
CENTRIFUGE
4. SIMULATION DE L'ECHANGEUR 2
5. SIMULATION DE LA CONDUITE

V.1-Simulation par le logiciel HYSYS

Le simulateur HYSYS est spécifié pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Il a l'avantage d'être facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus ainsi qu'il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PFD-Process Flow Diagrams).

V.2-Etapes de simulation

Pour réaliser une simulation en HYSYS, on doit sélectionner les étapes suivantes

- **Choix des composés**

Il y a beaucoup de composés dans sa bibliothèque et ils sont classés en groupe. Lorsqu'ils peuvent être trouvés on les ajoute dans la liste des composés du procédé à simuler au cas contraire on doit définir un composé hypothétique avec des propriétés de base spécifiées par l'utilisateur à partir de la bibliographie.

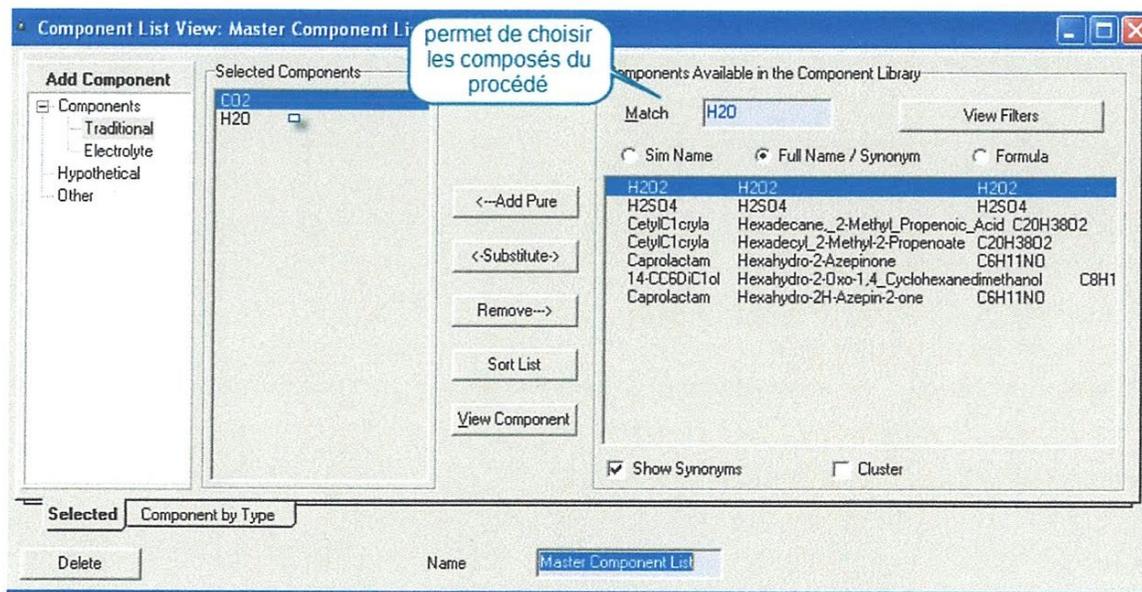


Schéma V.1: choix des composés du procédé

- **Le modèle thermodynamique**

L'utilisateur doit sélectionner le modèle thermodynamique à utiliser pour calculer les propriétés thermodynamiques des composés. On cite quelques modèles:

-**EOS** (Equation Of State): Ce modèle est destiné aux hydrocarbures.

-**ASME steam**: Ce modèle est destiné aux amines et les vapeurs d'eau.

-**PR** (Peng-Robinson): Ce modèle est destiné aux composés non polaires.

-**UNIQUAC**:Ce modèle pour le reste des composés chimiques.

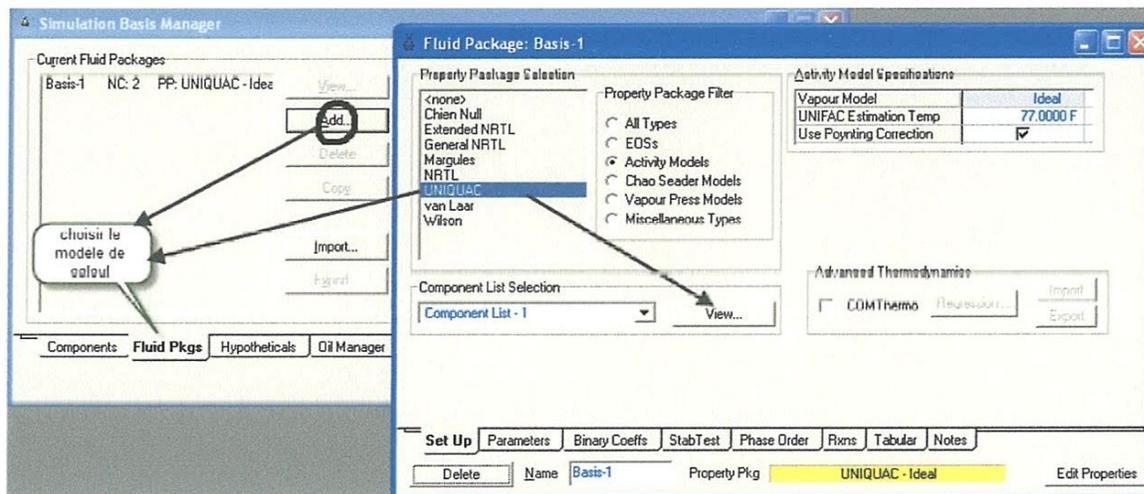


Schéma V.2: choix du modèle thermodynamique(fluide package)

- **Construction du PFD(schéma du procédé)**

La base d'une simulation est le développement du PFD. Ceci est fait en sélectionnant des unités dans la palette d'objet et en les déposant sur la feuille du procédé. De même, tout courant et d'énergie doit être placé sur le PFD.

Les calculs sont exécutés successivement de gauche à droite. La procédure consiste à définir les courants d'alimentation aux unités, ensuite introduire autant de spécifications que nécessaire à l'unité en question. afin de pouvoir la calculer. Cette procédure est valable pour toutes les unités.

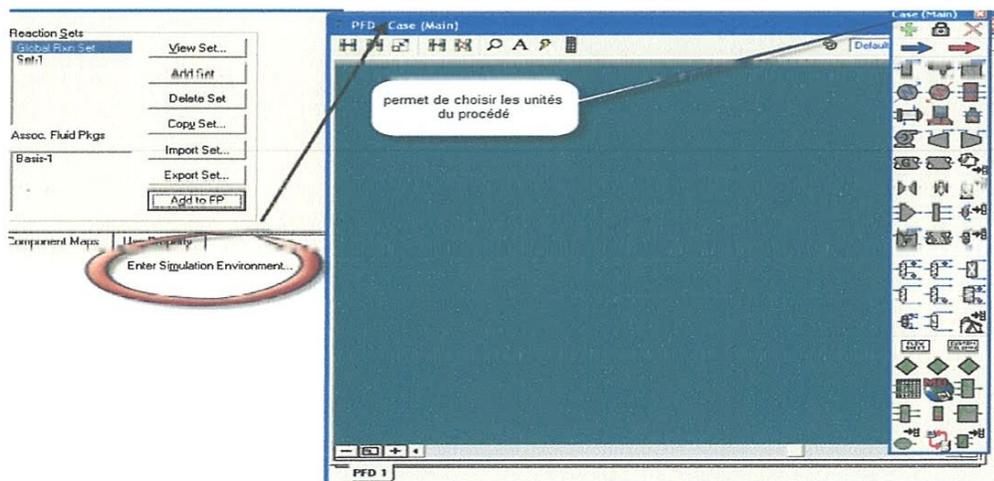


Schéma V.3:process flow diagram (PFD)

- **Exécution du programme de simulation**

C'est la dernière étape qui permet l'exécution du programme de simulation.

V.3-Simulation du procédés

V.3.1- Echangeur 1

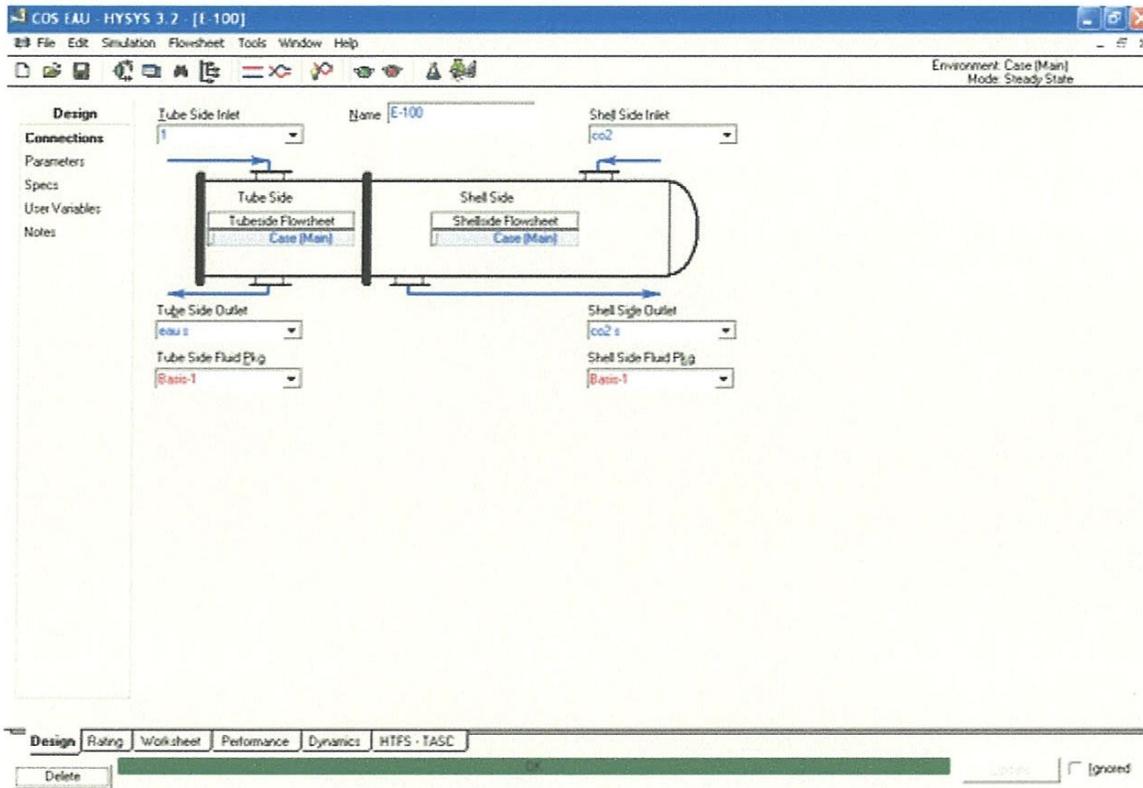


Schéma V.4: schéma (flowsheet) et caractéristique de l'échangeur 1

Environment: Case (Main)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	1	cas 1	cas 2	cas 3
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	0.9878	0.9671
	Temperature [F]	75.20	99.22	110.3	92.64
Properties	Pressure [psia]	29.01	25.38	14.50	10.88
	Molar Flow [lbmole/hr]	428.3	428.3	347.3	347.3
Composition	Mass Flow [lb/hr]	7716	7716	1.430e+004	1.430e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	529.4	529.4	1184	1184
PF Specs	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.227e+005	-1.223e+005	-1.627e+005	-1.632e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	12.76	13.58	42.02	41.60
	Heat Flow [Btu/hr]	5.257e+007	5.238e+007	5.649e+007	5.668e+007

Schéma V.données de l'échangeur 1

Environment: Case (Main)
Mode: Steady State

Overall Performance	
Duty	1.505e+05 Btu/hr
Heat Leak	0.000e+01 Btu/hr
Heat Loss	0.000e+01 Btu/hr
UA	1.51e+04 Btu/F-hr
Min. Approach	11.077 F
LMTD	12.65 F

Detailed Performance	
UA Curvature Error	0.0000 Btu/F-hr
Hot Pinch Temp	110.3000 F
Cold Pinch Temp	99.2225 F
F1 Factor	0.9021
Uncorrected LMTD	14.018 F

Schéma V.6:résultats obtenus pour l'échangeur 1

V.3.2- Ballon de séparation

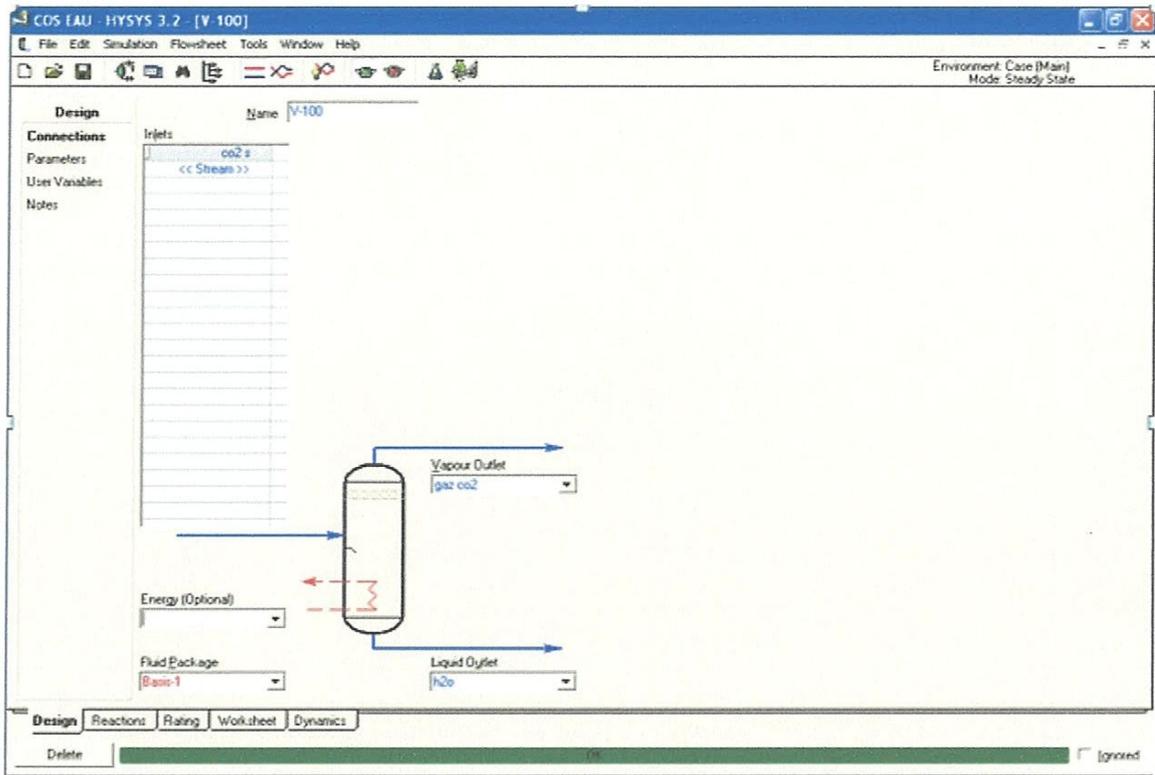


Schéma V.7 schéma (flowsheet) et caractéristique du ballon séparateur

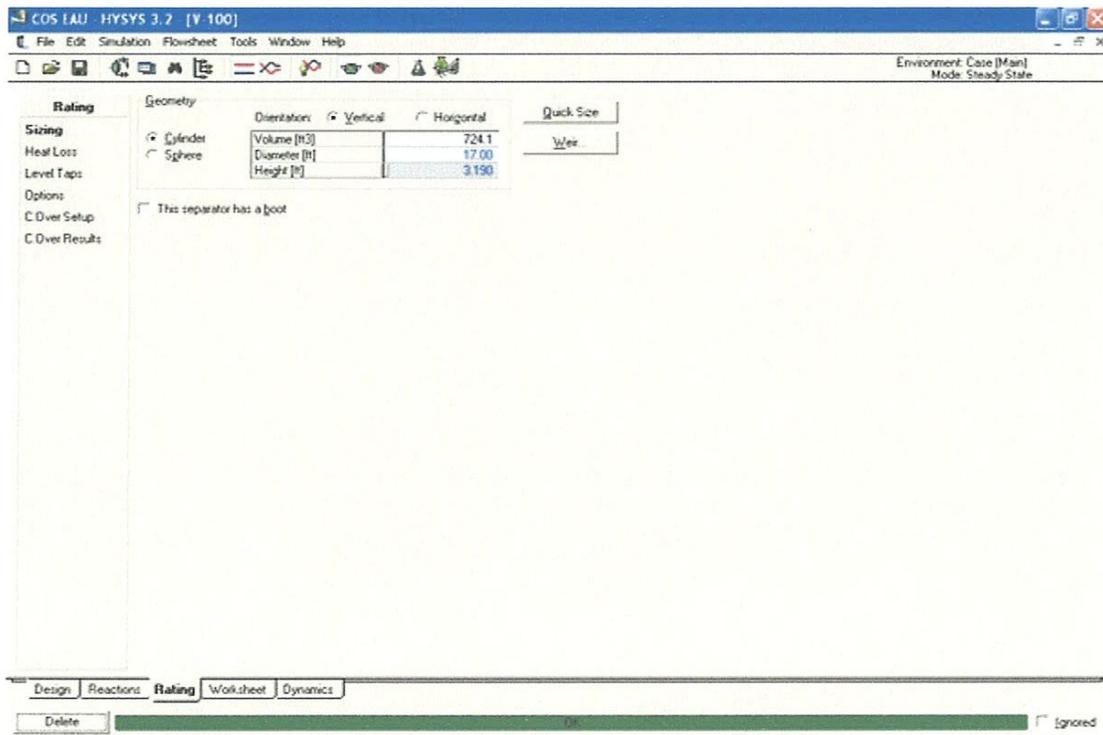


Schéma V.8: Les dimensions du ballon séparateur

Environment: Case (Main)
Mode: Steady/State

Worksheet	Stream Name	gaz co2	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
	Temperature [F]	92.64	92.64	92.64
Properties	Pressure [psia]	10.80	10.80	10.80
	Molar Flow [lbmole/hr]	335.9	335.9	0.0000
Composition	Mass Flow [lb/hr]	1.417e+004	1.417e+004	0.0000
	Std Ideal Liq Vol Flow [barel/day]	1170	1170	0.0000
K Value	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.645e+005	-1.645e+005	-1.224e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole F]	42.56	42.56	13.37
User Variables	Heat Flow [Btu/hr]	-5.529e+007	-5.529e+007	0.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [barel/day]	1081	1081	0.0000
Notes	Fluid Package	Base-1		
Cost Parameters				

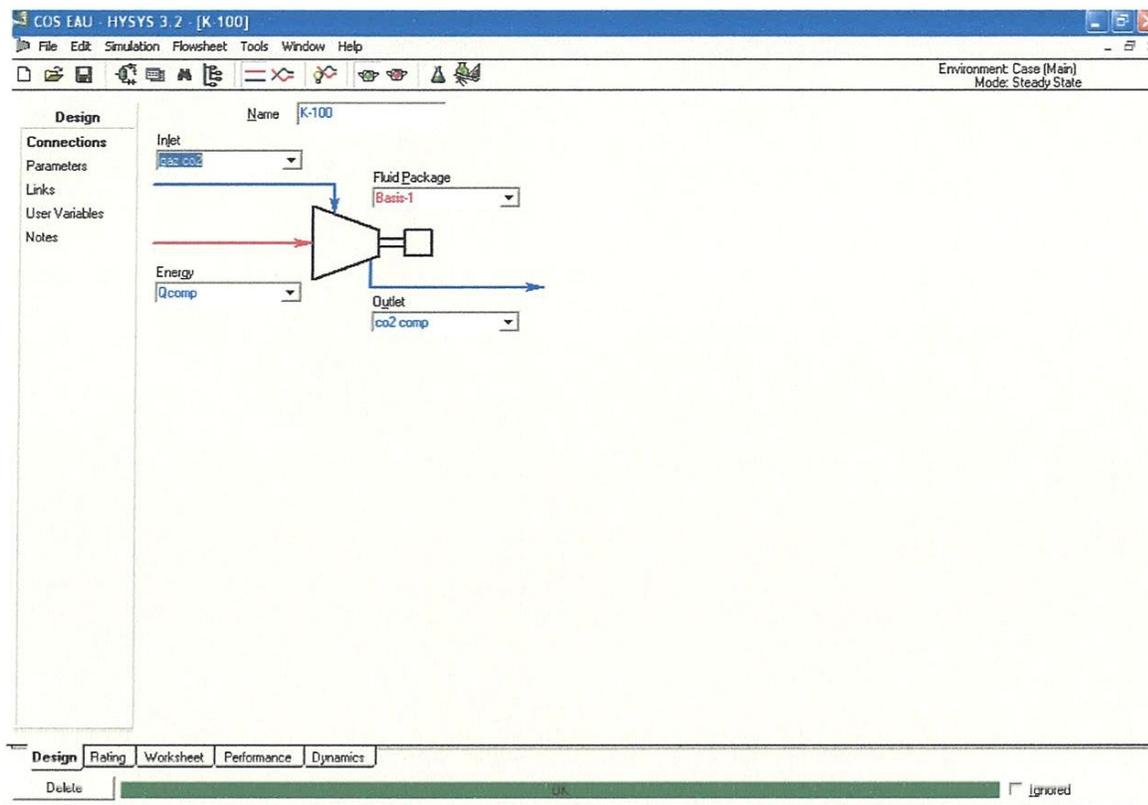
Schéma V.8: données du ballon séparateur

The screenshot shows the 'Performance' results window in HYSYS 3.2. The window title is 'COS IAU HYSYS 3.2 [K-100]'. The menu bar includes 'File', 'Edit', 'Simulation', 'FlowSheet', 'Tools', 'Window', and 'Help'. The toolbar contains various icons for simulation control. The main area displays a table of results under the heading 'Performance Results'. The table lists various performance metrics and their values. At the bottom, there are tabs for 'Design', 'Rating', 'Worksheet', 'Performance', and 'Dynamics'. A 'Delete' button is visible on the left, and an 'Ignored' checkbox is on the right.

Performance Results	
Adiabatic Head [ft]	2.509e+004
Polytropic Head [ft]	2.678e+004
Adiabatic Efficiency	75.000
Polytropic Efficiency	77.659
Power Consumed [hp]	247.2
Friction Loss [hp]	0.0000
Rotational inertia [hp]	0.0000
Fluid Power [hp]	247.2
Polytropic Head Factor	1.0000
Polytropic Exponent	1.3688
Isentropic Exponent	1.2671
Speed [rpm]	<empty>

SchémaV.10: Résultats obtenus pour le ballon séparateur

V.3.3-Compresseur



SchémaV.11:schéma(flowsheet) du compresseur

COS EAU - HYSYS 3.2 - [K-100]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Environment: Case (Main)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	gaz co2	co2 comp	Qcomp
Conditions	Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Properties	Temperature [F]	92.69	290.7	<empty>
Properties	Pressure [psia]	10.88	32.10	<empty>
Composition	Molar Flow [lbmole/hr]	335.9	335.9	<empty>
PF Specs	Mass Flow [lb/hr]	1.418e+004	1.418e+004	<empty>
PF Specs	Liq/Vol Flow [barrel/day]	1170	1170	<empty>
PF Specs	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.646e+005	-1.627e+005	<empty>
PF Specs	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	42.56	43.31	<empty>
PF Specs	Heat Flow [Btu/hr]	-5.529e+007	-5.466e+007	6.289e+005

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete OK Ignored

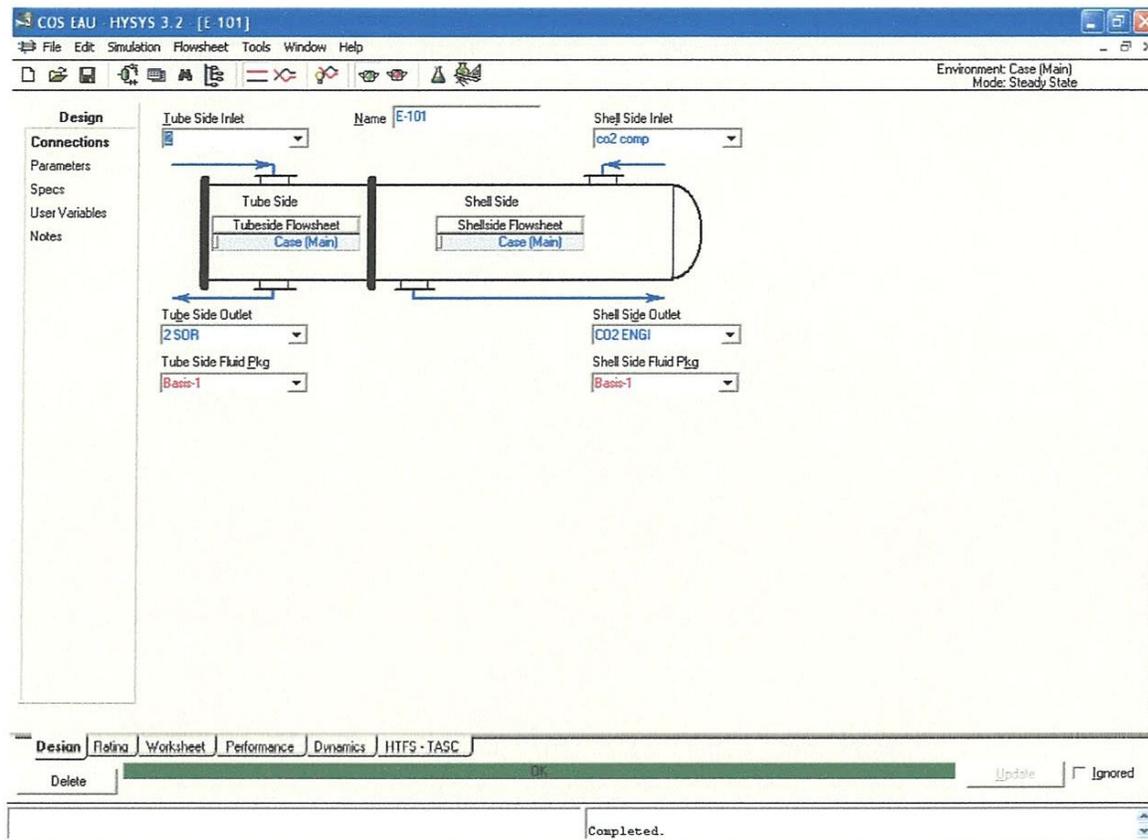
SchémaV.12: données du compresseur

The screenshot shows the 'Performance' results window in HYSYS 3.2. The window title is 'COS EAU HYSYS 3.2 [K-100]'. The menu bar includes 'File', 'Edit', 'Simulation', 'Flowsheet', 'Tools', 'Window', and 'Help'. The toolbar contains various icons for simulation and analysis. The main area displays a table of performance results for a compressor. The table has two columns: the parameter name and its value. The parameters listed are: Adiabatic Head [ft], Polytropic Head [ft], Adiabatic Efficiency, Polytropic Efficiency, Power Consumed [hp], Friction Loss [hp], Rotational inertia [hp], Fluid Power [hp], Polytropic Head Factor, Polytropic Exponent, Isentropic Exponent, and Speed [rpm]. The 'Speed [rpm]' cell is currently empty. Below the table, there are tabs for 'Design', 'Rating', 'Worksheet', 'Performance', and 'Dynamics'. At the bottom, there is a 'Delete' button, a green progress bar, and an 'OK' button. A status bar at the very bottom indicates 'Completed.'

Results	Value
Adiabatic Head [ft]	2.451e+004
Polytropic Head [ft]	2.550e+004
Adiabatic Efficiency	71.000
Polytropic Efficiency	73.945
Power Consumed [hp]	247.2
Friction Loss [hp]	0.0000
Rotational inertia [hp]	0.0000
Fluid Power [hp]	247.2
Polytropic Head Factor	1.0000
Polytropic Exponent	1.3947
Isentropic Exponent	1.2676
Speed [rpm]	<empty>

SchémaV.13: Les résultats obtenus du compresseur

V.3.4-Echangeur 2



SchémaV.14: schéma(flow sheet) de l'échangeur 2

COS EAU HYSYS 3.2 [E 101]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Environment: Case (Main)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	2	2 SDR	co2 comp	CO2 ENGI
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	0.9542
	Temperature [F]	75.20	186.0	290.7	96.27
Properties	Pressure [psia]	34.66	34.63	32.10	34.66
	Molar Flow [lbmole/hr]	444.1	444.1	335.9	335.9
Composition	Mass Flow [lb/hr]	8000	8000	1.418e+004	1.418e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	548.9	548.9	1170	1170
PF Specs	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.227e+005	-1.207e+005	-1.627e+005	-1.655e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	12.76	16.27	43.31	38.79
	Heat Flow [Btu/hr]	-5.450e+007	-5.359e+007	-5.466e+007	-5.558e+007

Design Rating Worksheet Performance Dynamics HTFS - TASC

Delete [OK] Update Ignored

Completed.

SchémaV.15: Données de l'échangeur 2

COS EAU HYSYS 3.2 [E 101]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Environment: Case (Main)
Mode: Steady State

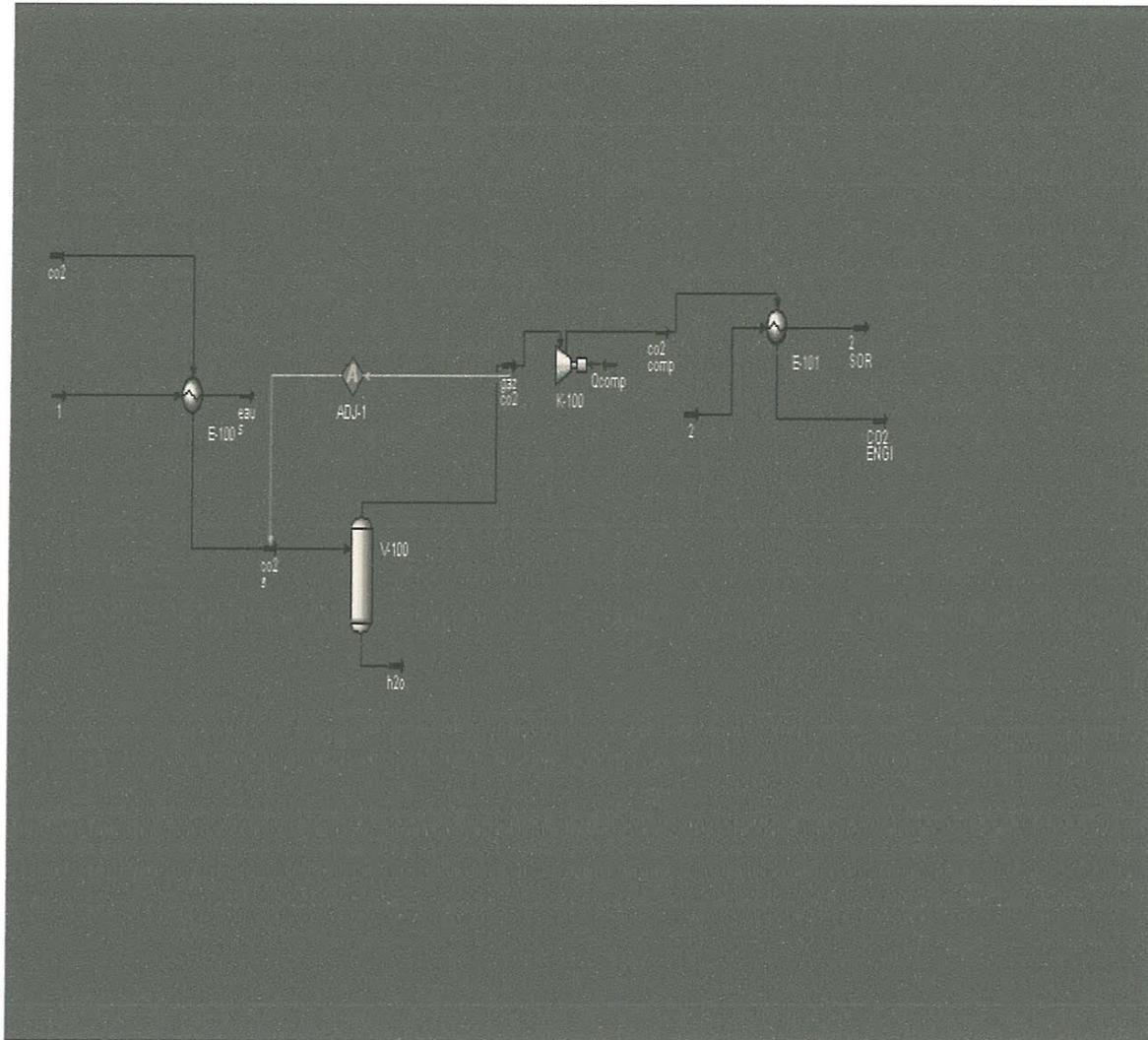
Performance	Overall Performance	
Details	Duty	9.167e+05 Btu/hr
	Heat Leak	0.000e-01 Btu/hr
	Heat Loss	0.000e-01 Btu/hr
	UA	2.12e+04 Btu/F-hr
	Min. Approach	21.072 F
	LMTD	43.17 F
Plots	Detailed Performance	
	UA Curvature Error	0.0000 Btu/F-hr
	Hot Pinch Temp	96.2717 F
	Cold Pinch Temp	75.2000 F
	Ft Factor	0.8273
Uncorrected LMTD	52.177 F	

Design Rating Worksheet Performance Dynamics HTFS - TASC

Delete [OK] Update Ignored

Completed.

SchémaV.16: Résultats obtenus de l'échangeur 2



SchémaV.17:La simulation du procédé de récupération proposé

CHAPITRE VI

ETUDE DE RENTABILITE DE PROJET

Introduction

Pour la mise en œuvre et la réalisation de ce projet une étude économique est nécessaire. Cette étude va nous permettre d'évaluer la rentabilité du projet et le temps d'amortissement.

1-Coûts d'investissement

Afin de déterminer approximativement le budget de financement de ce projet on a inclus dans nos calculs les principaux équipements et tuyauteries indiqués dans le tableau N°1 et les estimations financières pour sa réalisation. Les résultats de ces calculs sont répertoriés dans le tableau N°1 qui sont une estimation approximative.

Tableau N°1 / les estimations financières pour la réalisation du projet:

Équipements	Quantité	Prix unitaire (DA)	Total (DA)
Compresseurs	2	5500000	11000000,00
Ballon	1	6560000	6560000,00
Vannes	3	200000	1400000,00
Tuyauteries (m)	3000	10000	50000000,00
Echangeur 1	1	18300000	18300000
Echangeur 2	1	11700000	11700000,00
Montant total des equipments			177160000,00
Montage	45,00%		79722000
Montant total d'investissement			256 882 000,00

- Le coût de la réalisation est environ **257 millions** de dinars algériens.

2-Gains

Les gains financiers en cas de réalisation de ce projet doivent être déterminés en fonction du prix de vente actuel du gaz carbonique. Au niveau des producteurs du gaz carbonique telle que l'entreprise nationale des gaz industriels (**ENGI**) le prix de vente est de cinquante six dinars le kilogramme (56 DA/Kg).

2.1-Calcul du prix de vente à 20 dinars le kg

Nous avons estimé le prix de vente à 20 dinars le kilogramme de CO₂.

TABLEAU N°2

Taux de production	Quantité de CO ₂ (kg/an)	Prix de vente (Dinars /kg)	Prix de revient (Dinars /an)
100%	51 369 120	<u>20</u>	1 027 382 400

2.2-Calcul des gains pour la première année

TABLEAU N°3

Investissement (DA)	Dépenses totales (DA)	Prix total de vente (DA)	Gains (DA)
256 882 000,00	106 349 148,00	931 303 436,00	658 332 524,55

2.3-Calcul des gains pour les années d'exploitation**a-Données techniques**

TABLEAU N°4

Production (kg/an)	51369120
Investissement	256882000,00
OPEX(DA)	102752800
Durée d'exploitation (ans)	20

b-Hypothèses économiques

TABLEAU N°5

Taux d'actualisation	10,00%
Taux d'inflation	3,50%
Prix (DA/kg)	20

c-Résultats obtenus en DA

TABLEAU N°6

Valeur Actuelle Nette (VAN)	7 413 826 054,27
Taux de rentabilité interne (TRI)	285%
délais de récupération du capital investie P.O.T	1,51821E-07

d-Interprétation

Les résultats des calculs indiqués dans le tableau ci-dessus nous permettent de conclure qu'avec un prix de 20 DA le kg de CO₂ on peut:

- Réaliser un gain d'environ sept cent millions de dinars à la fin de la première année d'exploitation.
- On a trouvé la VAN (valeur actuelle nette) égale à **7 413 826-054,27 DA**, c'est un gain très important qui induit une rentabilité du projet.
- Le paramètre TRI (taux de rentabilité interne) est très appréciable (**285%**)
- Le paramètre POT (délais de récupération du capital investi) est rapide qui nous permet de récupérer le montant investi en moins d'une année d'exploitation.
- La création de postes d'emploi permanents.

CONCLUSION

Conclusion

La récupération d'une quantité importante de gaz carbonique CO₂ à savoir (6486kg/h) qui est actuellement rejetée vers l'atmosphère au niveau des sections de décarbonatation de gaz naturel au sein du complexe GL1/K et sa valorisation a motivé notre étude.

Pour cette raison nous avons proposé une nouvelle installation de récupération de CO₂ qui se compose de quatre équipements essentiels, cette dernière comprend:

- Un échangeur 1 ayant les caractéristiques suivantes:
 - type TEMA (AFL) (2-4).
 - nombre de tube 386.
 - surface d'échange 756.526 ft².
 - coefficient de convection de l'eau 53.10^8 btu/⁰F ft² hr.
 - coefficient de convection du CO₂ 37,122 btu/⁰F ft;
 - perte de charge coté tubes 0.0194 psi 0.00133 bar.
 - perte de charge coté calandre 0.6805 psi soit 0.0469 bar.

- Un ballon séparateur:
 - vitesse critique de la vapeur = 6.67 ft / s = 2.0330 m/s.
 - hauteur minimale du liquide 1.25ft= 0.381 m.
 - diamètre du séparateur 3.22 ft = 0.9814 m.
 - hauteur du séparateur 17.2 ft= 5.242 m.

- Un compresseur centrifuge:
 - A un seul étage,
 - volume d'aspiration $63275.4 \text{ ft}^3 / \text{hr} = 1791 \text{ m}^3 / \text{h}$
 - température sortie compresseur 145°C ;
 - travail adiabatique 10069.6Watt;
 - efficacité adiabatique 70%;
 - efficacité polytropique 74%.
 - puissance théorique adiabatique 184.3KW ;

- Un échangeur 2:
- Un type TEMA (AFL) (3-6) ;
 - Un nombre de tube égal 628 tubes;
 - Une surface d'échange égale à 1231.99 ft²
 - Un coefficient de convection de l'eau égal à 42.48 btu/F⁰ ft² hr;
 - Un coefficient de convection de CO₂ égal à 27.091 btu/F⁰ ft;
 - Une perte de charge coté tubes soit de 0.0338 psi= 0.00233 bar
 - Une perte de charge coté calandre soit de = 0.4216 psi=0.029 bar

D'après les calculs effectués manuellement et ceux obtenus par le logiciel Hysys on peut conclure que les résultats ^{est} en bonne conformité, à l'exception de quelques résultats erronés affichés par le logiciel due à des formats de formules standardisées adaptés par celui-ci. (ex : division par une longueur, unités non-conformes)

La mise ^{en} œuvre de cette étude ne présente aucun impact sur le bon fonctionnement des trains de liquéfaction, et permet au complexe :

- la récupération de ses rejets qui contribue d'une façon importante à la protection de l'environnement par la réduction des gaz à effet de serre ;
- la valorisation du gaz carbonique rejeté vers l'atmosphère au niveau des sections de traitement de gaz naturel ;
- une entrée financière supplémentaire très importante annuel soit de **658 332 524,55 DA** ; et un gain de **7 413 826 054,27 DA** durant 20 ans d'exploitation de notre installation, avec un délai de récupération de quelques mois d'exploitation, donc notre projet est très rentable à **285%** .

BIBLIOGRAPHIE

BIBLIOGRAPHIE

- [1]: H.E.MAN.M PHE. SEPARATION OF GASES UNIVERSITY. PRESS 1952
OXFORD
- [2]: DOCUMENT DE L'UNITE GL1K (SONATRACH DE SKIKDA) TOME 1
révision 1994
- [3]: MANUEL OPERTOIRE
- [4]: DOCUMENT DE L'UNITE GL1K (SONATRACH DE SKIKDA) TOME 2
révision 1994
- [5]: ENCYCLOPÉDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGIE, TOME 2
- [6]: WWW.ENVERONNEMENT.CCIP.FR/AIR/GES/EFFET DE SERRE.htm
- [7] : J. PADET, « ECHANGEURS THERMIQUES », Editions MASSON 1994
- [8]: A. BONTEMPS, A. GARRIGUE, C. GOUBIER, J. HUETZ, C.
MARVILLET, P. MERCIER, R.
VIDIL « TECHNOLOGIE DES ECHANGEURS THERMIQUES », EDITIONS
TECHNIQUES DE
L'INGENIEUR (Ce dernier ouvrage contient un grand nombre d'informations
techniques)
- [9]: J. CRABOL , « TRANSFERTS DE CHALEUR » (Tome 2), EDITIONS
MASSON 1990
- [10]: J.P.WAUQUIER « PROCEDES DE SEPARATION» EDITION
TECHNIC-PARIS- 1998
- [11]: RICHARD E. SONNTAG « FUNDAMENTALS THERMODYNAMICS»
EDITION, JOHN
WILEY 1998
- [12]: F.KREITEH «TRANSMISSION DE LA CHALEUR ET
THERMODYNAMIQUE»
- [13]: Dr A. NACER « DIMENSIONNEMENT DES BALLONS DE
SEPARATION
ECOLE D'INGENIEURS DE BOUMERDE 2005
- [14]: J.P.WAUQUIER- MATERIALS ET EQUIPEMENT, EDITION
TECHNIP-PARIS

ANNEXES

TABLE 1: DETERMINATION DES CARACTERISTIQUES DES TUBES, DISPOSITIONS, ET DIAMETRE DE LA CALANGRE

Tableau 4
Résistance du métal des tubes et des tuyaux

Conductivité thermique, K			valeurs de r_v										
			25	63	89	21	17	14.6	238	34.4	85	10	57.7
Tube D.ext.	Jauge	Facteur	Acier carbone	Amirauté	Laiton rouge, 45% Ars, cuivre	4.5% Chrome 1/2 % Molybdène 80-20 CU-NI	70-30 CU-NI	Monel	Cuivre 99.9+% CU	Nickel	Aluminium	Iron AISI type 302 & 304	Yokelbro, Laiton alu.
3/4"	18	.00443	.000177	.000070	.000050	.000211	.000261	.000303	.000019	.000129	.000052	.000443	.000077
	16	.00605	.000242	.000096	.000058	.000288	.000356	.000414	.000025	.000176	.000071	.000605	.000105
	14	.00798	.000319	.000127	.000090	.000380	.000469	.000547	.000034	.000232	.000094	.000798	.000138
	18	.00437	.000175	.000069	.000049	.000208	.000257	.000299	.000018	.000127	.000051	.000437	.000076
	16	.00593	.000237	.000094	.000067	.000282	.000349	.000406	.000025	.000177	.000070	.000593	.000103
	14	.00778	.000311	.000123	.000087	.000370	.000458	.000533	.000033	.000226	.000092	.000778	.000135
	13	.00907	.000363	.000144	.000102	.000432	.000534	.000621	.000038	.000264	.000107	.000907	.000157
	12	.01063	.000425	.000169	.000119	.000506	.000625	.000728	.000045	.000309	.000125	.001063	.000184
	18	.00429	.000172	.000068	.000048	.000204	.000252	.000294	.000018	.000125	.000050	.000429	.000074
	16	.00579	.000232	.000092	.000065	.000276	.000341	.000397	.000024	.000168	.000068	.000579	.000100
	14	.00754	.000302	.000120	.000085	.000359	.000444	.000516	.000032	.000219	.000089	.000754	.000131
	13	.00875	.000350	.000139	.000098	.000417	.000515	.000599	.000037	.000254	.000103	.000875	.000152
12	.01019	.000408	.000162	.000114	.000485	.000599	.000698	.000043	.000296	.000120	.001019	.000177	
10	.01289	.000516	.000205	.000145	.000614	.000758	.000883	.000054	.000375	.000152	.001289	.000223	
8	.01647	.000659	.000261	.000185	.000784	.000967	.001128	.000069	.000479	.000194	.001647	.000285	
1 1/4"	18	.00425	.000170	.000067	.000048	.000202	.000250	.000291	.000018	.000124	.000050	.000425	.000074
	16	.00571	.000228	.000091	.000064	.000272	.000336	.000391	.000024	.000166	.000067	.000571	.000099
	14	.00741	.000296	.000118	.000083	.000353	.000436	.000508	.000031	.000215	.000087	.000741	.000128
	13	.00857	.000343	.000136	.000096	.000408	.000504	.000587	.000036	.000249	.000101	.000857	.000149
	12	.00995	.000398	.000158	.000112	.000474	.000585	.000682	.000042	.000289	.000117	.000995	.000172
	10	.01251	.000500	.000199	.000141	.000596	.000736	.000857	.000053	.000364	.000147	.001251	.000217
8	.01584	.000634	.000251	.000178	.000754	.000932	.001085	.000067	.000460	.000186	.001584	.000275	
1 1/2"	18	.00422	.000169	.000067	.000047	.000201	.000248	.000289	.000018	.000123	.000050	.000422	.000073
	16	.00566	.000226	.000090	.000064	.000270	.000333	.000388	.000024	.000165	.000067	.000566	.000098
	14	.00732	.000293	.000116	.000082	.000349	.000431	.000501	.000031	.000213	.000086	.000732	.000127
	13	.00845	.000338	.000134	.000095	.000402	.000497	.000579	.000036	.000246	.000099	.000845	.000146
	12	.00979	.000392	.000155	.000110	.000466	.000576	.000671	.000041	.000285	.000115	.000979	.000170
	10	.01226	.000490	.000195	.000138	.000584	.000721	.000840	.000052	.000356	.000144	.001226	.000212
8	.01545	.000618	.000245	.000174	.000736	.000909	.001058	.000065	.000449	.000182	.001545	.000286	
2"	18	.00419	.000168	.000067	.000047	.000200	.000246	.000287	.000018	.000122	.000049	.000419	.000073
	16	.00560	.000224	.000089	.000063	.000267	.000329	.000384	.000024	.000163	.000066	.000560	.000097
	14	.00722	.000289	.000115	.000081	.000344	.000425	.000495	.000030	.000210	.000085	.000722	.000125
	13	.00831	.000332	.000132	.000093	.000396	.000489	.000569	.000035	.000242	.000098	.000831	.000144
	12	.00961	.000384	.000153	.000108	.000458	.000565	.000658	.000040	.000279	.000113	.000961	.000167
	10	.01197	.000479	.000190	.000134	.000570	.000704	.000820	.000050	.000348	.000141	.001197	.000207
8	.01499	.000600	.000238	.000168	.000714	.000882	.001027	.000063	.000436	.000176	.001499	.000260	
Tuyau 3/4"	S'd	.01055	.000422	.000167	.000119	.000502	.000621	.000723	.000044	.000307	.000124	.001055	.000183
	X Hvy	.01504	.000602	.000239	.000189	.000716	.000885	.001030	.000063	.000437	.000177	.001504	.000261
	Sch. 160	.0229	.000916	.000363	.000257	.001090	.001347	.00157	.000096	.000666	.000269	.00229	.000397
Tuyau 1 1/4"	S'd	.01308	.000523	.000208	.000147	.000623	.000769	.000896	.000055	.000380	.000154	.001308	.000227
	X Hvy	.01863	.000745	.000296	.000209	.000887	.001096	.001276	.000078	.000542	.000219	.001863	.000323
	Sch. 160	.0275	.00110	.000437	.000309	.00131	.00162	.00188	.000116	.000799	.000324	.00275	.000477
	XX Hvy	.0422	.00169	.000670	.000474	.00201	.00248	.00289	.000177	.001227	.000496	.00422	.000731

r_v pour OD 16 BWG tube acier avec chemise Amirauté 18 BWG = 0,00031
Pour les autres matériaux, diviser le No de facteur par les conductivités thermiques des différents matériaux :

60-40 Brass	55	Chrome Vanadium Steel	Tin	35	Everdur #50	19
Zinc	64	SAE 6120	Lead	20	Wrought Iron	40
					Alcunic	56.5

K in B.T.U./ (Hr.) (Sq. Ft.) (°F./ft.)

r_v in $\frac{1}{\text{B.T.U./ (Hr.) (Sq. Ft.) (°F.)}}$

Avec la permission de Griscom-Russell Co.

$= 1.73 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $= 5.678 \text{ W/m}^2\text{K}$

TABLE 3 : Détermination des résistances du métal des tubes.

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
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
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		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
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		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
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		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
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		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

TABLEAU V.1.3

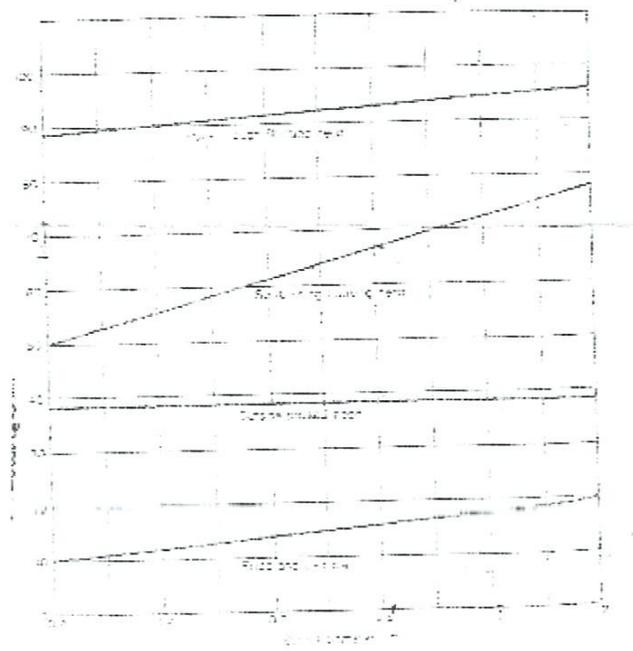
DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (')
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

TABLEAU V.1.4

DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _c				nombre de passes : n _c				nombre de passes : n _c			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	866	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Table 5 : MOYEN DU VOLUME D'ASPIRATION



Bundle diamètre mm

Abaque 2 : shell-bundle clearance

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE $U_s^{(1)}$

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 75	5 - 15
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniac	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2 \text{ cPo}$	1 000 - 3 400	200 - 700
	Solutions aqueuses : $\mu > 2 \text{ cPo}$	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

Table 2 : Coefficient de transfert de chaleur global U

FORMATION INGENIEUR (MODULE COMPRESSEUR)

-Tableau 1.0 : caractéristiques et vitesses d'un compresseur centrifuge en fonction des dimensions d'enveloppe.

Gamme nominale (admission m³/h).

Rendement polytropique moyen.

Rendement adiabatique moyen.

Vitesse (Tr/min). pour développer une hauteur de charge de 30 000 Nm/kg par roue

Nominale rang Inlet m ³ /h	Avgé polytropique efficiency	Avgé adiabatique efficiency	Speed (rpm) to devloppe 30000 Nm/kg head/wheel
200 - 800	0.63	0.60	20 500
800 - 12 000	0.74	0.70	10 500
12 000 - 34 000	0.77	0.73	8 200
34 000 - 56 000	0.77	0.73	6 500
56 000 - 94 000	0.77	0.73	4 900
94 000 - 136 000	0.77	0.73	4 300
136 000 - 195 000	0.77	0.73	3 600
195 000 - 245 000	0.77	0.73	2 800
245 000 - 340 000	0.77	0.73	2 500

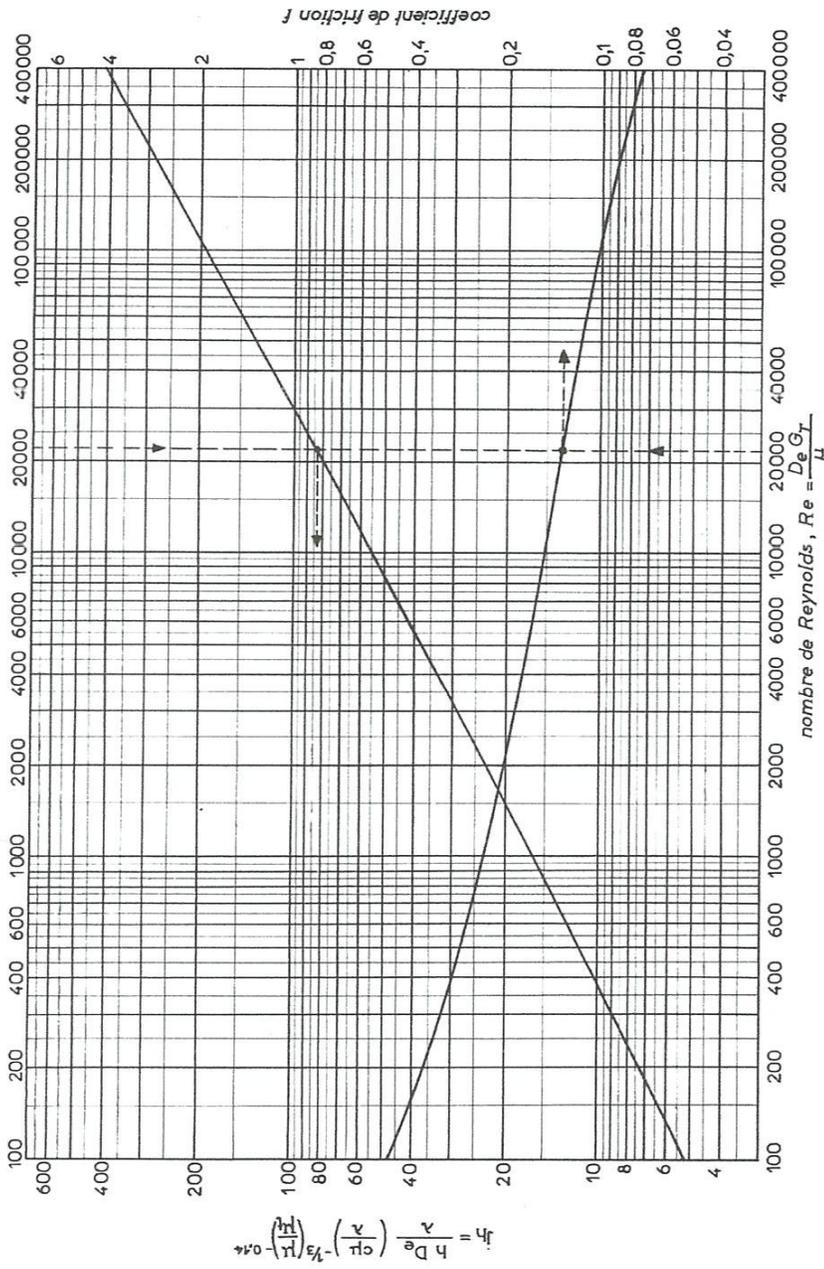


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

Abaque 4 : DETERMINATION DU FACTEUR $J_h = f(Re_c)$

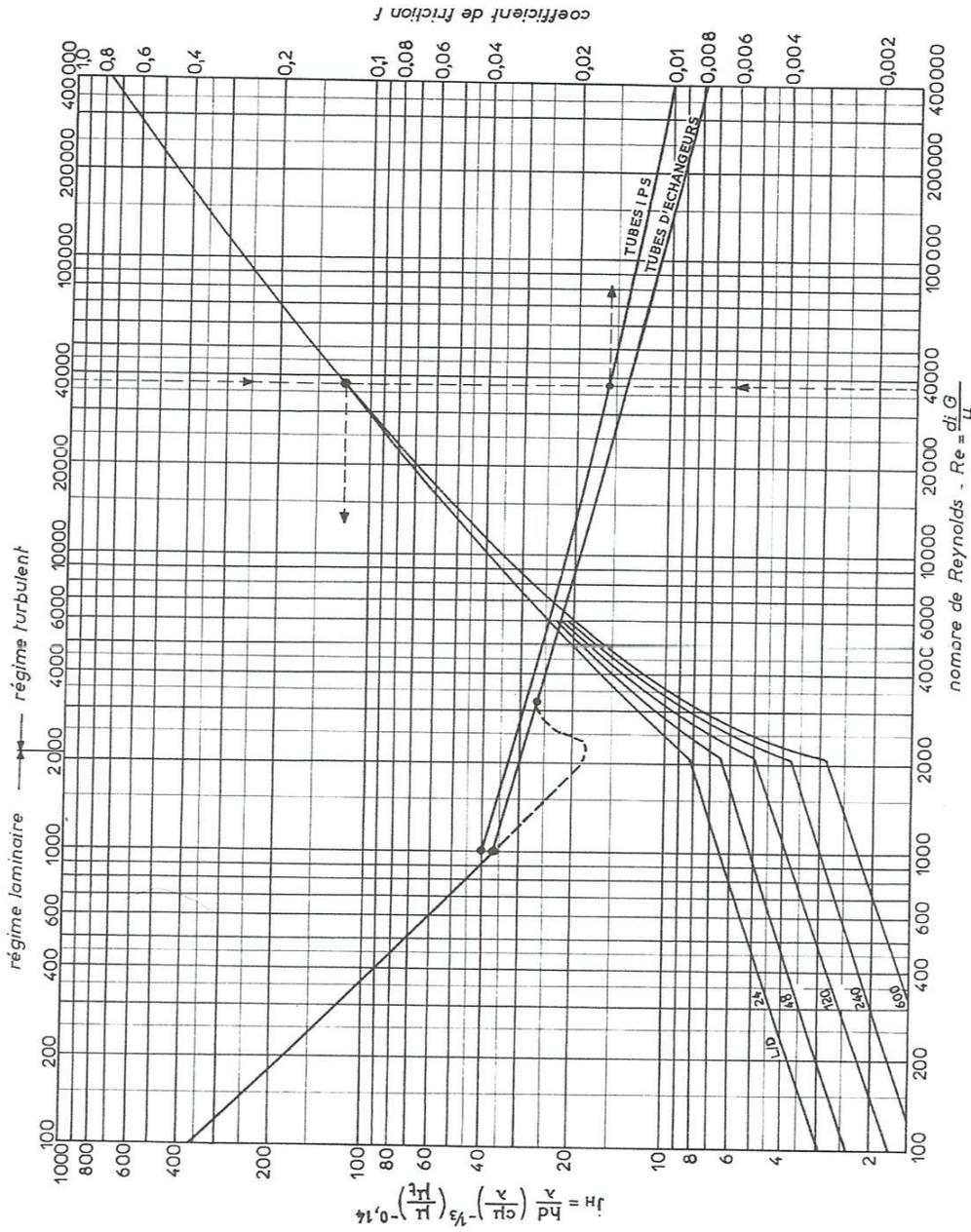
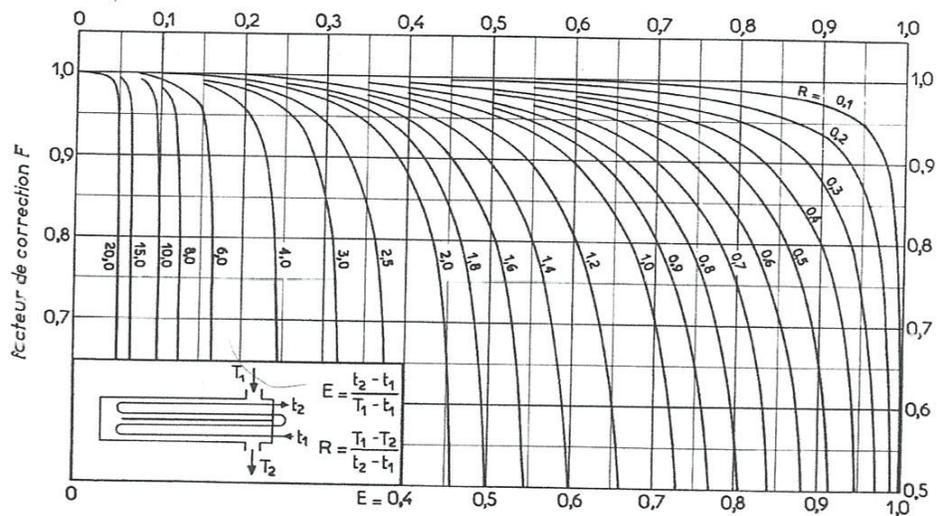


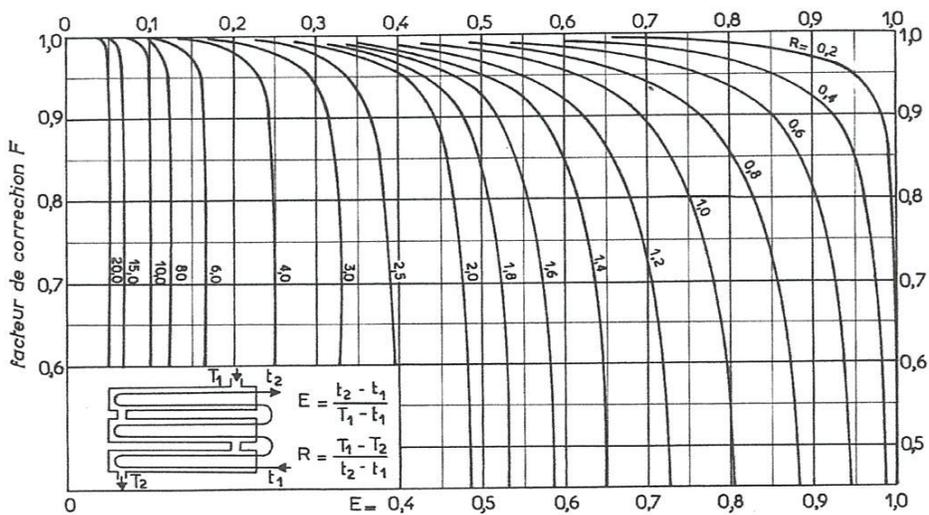
Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

Abaque 3 : DETERMINATION DU FACTEUR [Jh = f(Re, L / D)]



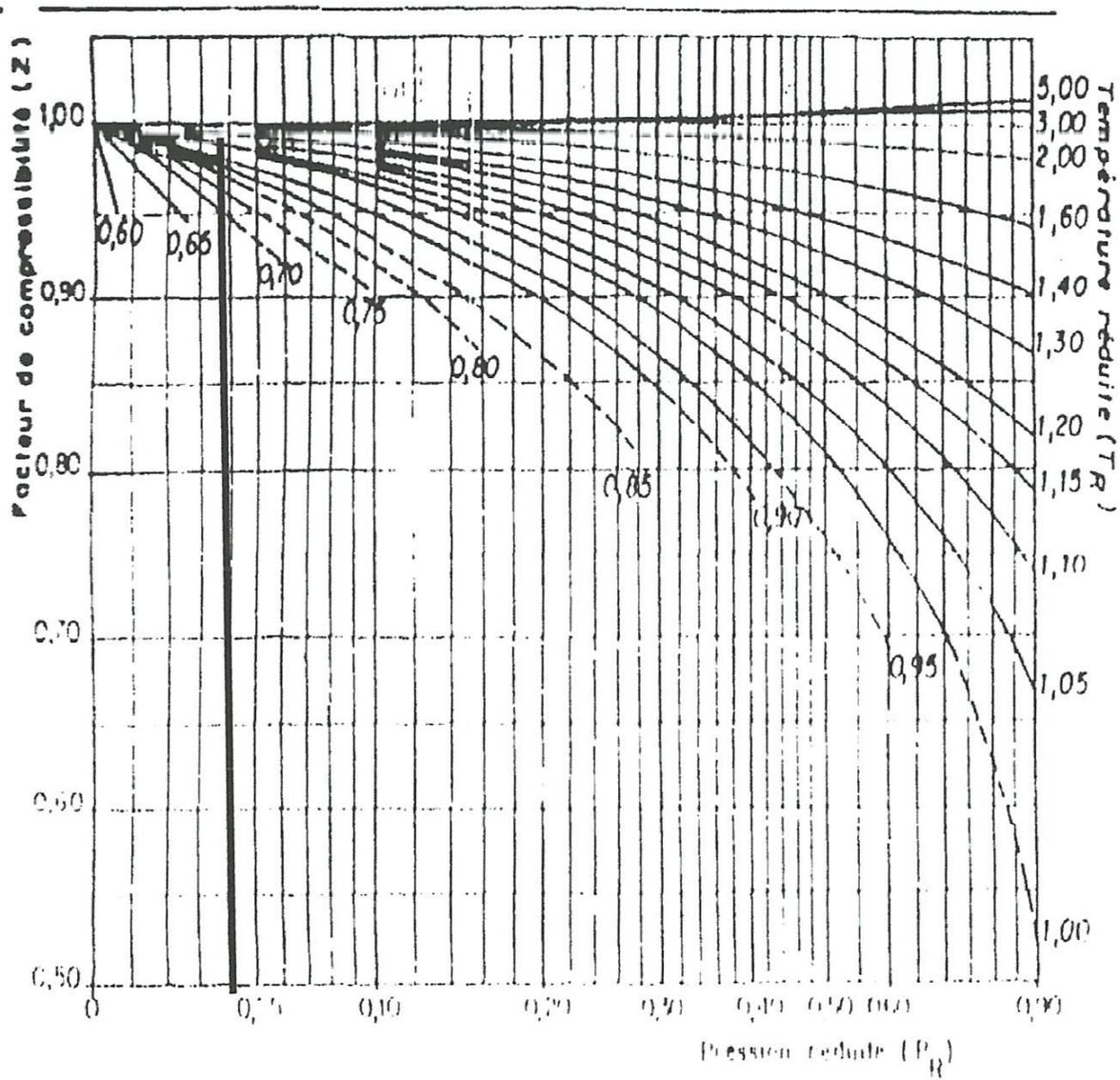
b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Fig. V.1.14. — Détermination du facteur



c. trois passes côté calandre, six passes (ou plus) côté tubes.

Abaque 1 : DETERMINATION DU FACTEUR (F)



Abaque 6 : Détermination du facteur de compressibilité

UNITE

Distance	
1ft	0.3048m
	12 pouce
Température	
1°C	33.8 °F
	274.15°K
	493.47°R
Masse	
1kg	0.001 T. métrique
	0,00110231131092439 T
1Lb	0,45359237 kg
Surface	
1m ²	10000cm ²
	1E-6 km ²
	1550,0031000062 pouces carrés
Volume	
1ft ³	0,028316846592 m ³
	28,316846592 litre
1m ³	1000 litre
Pression	
1 bar	1000 milibar
	100000 pascal
	14,5037737730209 PSI
	0,986923266716013 atm
Vitesse	
Ft ²	M ²
Force	
N	J/m
	0,101971621297793 k. force