



Department of Process Engineering

قسم هندسة

الطرائق

Ref :...../U.M/F.S.T/2024

2024//م.ك.ع.ت/ : ا ج

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES

Option : GÉNIE PÉTROCHIMIQUE

### THÈME

Impact de la récupération du CO<sub>2</sub> sur l'efficacité énergétique du complexe GL1/Z : Approche par simulation Hysys 14.

Présenté par

1-BOUCHAREF Fadoua

Soutenu le 25 /09 / 2024 devant le jury composé de :

<b>Président :</b>	MEZOUAGH Amina	MCB	Université de Mostaganem
<b>Examineur :</b>	Larbi Nour El Houda	MAB	Université de Mostaganem
<b>Rapporteur :</b>	BELARBI Ilhem	MAB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2023/2024



# Remerciement

*Tout d'abord , je tiens à remercier le bon Allah tout-puissant et miséricordieux de m'avoir donné la force et le courage de mener à bien ce modeste travail.*

*J'exprime ma profonde gratitude et mon respect à mon encadrante, Mme I. BELARBI, Docteur à l'université de Mostaganem pour ses conseils, ses recommandations et ses sacrifices, qui m'ont permis de donner le meilleur de moi-même, ainsi que pour son suivi durant la préparation de ce mémoire.*

*Je souhaite également adresser mes remerciements aux membres du jury Mme A.MEZOUAGH, Maitre de conférence à l'université de Mostaganem et Mme N.H LARBI qui m'ont fait l'honneur d'accepter de juger et élaborer ce travail.*

*Je tiens à remercier toutes les personnes qui ont contribué au succès de mon stage et qui m'ont aidée lors de la rédaction de ce mémoire.*

*je souhaite adresser mes sincères remerciements aux ingénieurs du  
complexe GL1/Z, en particulier à M. Derkaoui Yahia, Hakim,  
Boubou et Abderahmen, pour leur soutien inestimable et leur  
disponibilité qui ont grandement contribué à l'aboutissement de ce  
travail.*

*Je remercie sincèrement tous les enseignants qui, par leurs  
conseils et leurs efforts tout au long de ces années, ont contribué à  
ma  
formation. Je leur exprime une grande reconnaissance pour la qualité de  
l'enseignement qu'ils m'ont dispensé.*





# Dédicace

---

*En témoignage d'amour et d'affection, je dédie ce modeste travail avec une grande fierté à tous ceux qui me sont chers :*

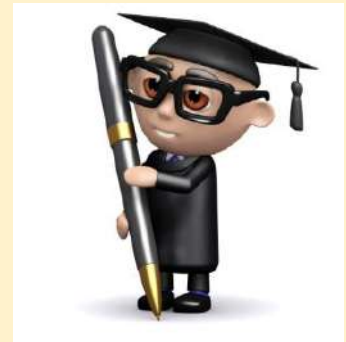
*\*Ma très chère mère qui a œuvré pour ma réussite, par son amour, son soutien, tous les sacrifices consentis et ses précieux conseils, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie.*

*\* Mon très cher père qui peut être fier et trouver ici le résultat de longues années de sacrifices et de privations pour m'aider à avancer dans la vie.*

*\*\*Qu' Allah vous protège et que la réussite soit toujours à ma portée pour que je puisse vous combler de bonheur.*

*A ma grande mère et mon grand père. Et enfin je dédie à mes meilleures amies*

FADOVA



### Résumé

Le réchauffement climatique actuellement observé s'explique probablement par Les gaz à effet de serre s'intensifient, rendant urgent leur propagation dans le monde Des technologies complètes pour réduire les émissions de gaz à effet de serre. Le captage du dioxyde de carbone ( $CO_2$ ) est déjà une technologie industrielle utilisée Aujourd'hui Elle est dans le secteur de l'énergie (industrie pétrolière et gazière).

Notre étude a été effectuée au niveau de GL1 /Z notamment au niveau de la section décarbonation de gaz de dioxyde de carbone par un procédé d'absorption par solvant chimique mono-éthanol amine (MEA). Nos efforts ont été concentrés sur le problème de récupération de gaz de dioxyde de carbone rejeté vers l'atmosphère de ce fait, une estimation de la quantité de  $CO_2$  rejeté à l'atmosphère a été faite au début de travail. Un schéma de récupération de ce gaz a été proposé par la suite, ainsi qu'une comparaison de celle-ci avec d'autres procédés existant au niveau mondial

**Mots clés :** Le captage, ( $CO_2$ ) , gaz à effet de serre, décarbonation, absorption, récupération.

### الملخص

من المحتمل أن يكون سبب الانحباس الحراري العالمي الملاحظ حاليًا هو تكثيف الغازات الدفيئة ، مما يجعل انتشارها في جميع أنحاء العالم أمرًا ملحقًا. يعد احتجاز ثاني أكسيد الكربون ( $CO_2$ ) بالفعل تقنية صناعية تستخدم اليوم في قطاع الطاقة (صناعة النفط والغاز).

تم إجراء دراستنا على مستوى GL1/Z، وخاصة على مستوى قسم إزالة الكربون من الغاز من خلال عملية امتصاص باستخدام مذيب كيميائي أمين الإيثانول الأحادي (MEA). تركزت جهودنا على مشكلة استعادة غاز ثاني أكسيد الكربون المنبعث في الغلاف الجوي، لذلك تم تقدير كمية ثاني أكسيد الكربون المنبعثة في الغلاف الجوي في بداية العمل. وقد تم بعد ذلك اقتراح خطة لاسترداد هذا الغاز، بالإضافة إلى مقارنته بالعمليات الأخرى الموجودة في جميع أنحاء العالم.

**الكلمات المفتاحية :** احتجاز, ثاني أكسيد الكربون , الغازات الدفيئة, قسم إزالة الكربون, امتصاص, استرداد

### Abstract

The current global warming trend is likely due to the intensification of greenhouse gases, making their widespread presence a pressing issue. Carbon dioxide ( $CO_2$ ) capture is already an industrial technology used today in the energy sector (oil and gas industry).

Our study was conducted at the GL1/Z level, specifically focusing on the gas decarbonization section through the absorption process using monoethanolamine (MEA) as a chemical solvent. Our efforts concentrated on the issue of recovering  $CO_2$  gas emitted into the atmosphere, so the amount of  $CO_2$  emitted into the atmosphere was estimated at the beginning of the work. A plan for

## *Résumé*

---

recovering this gas was then proposed, along with a comparison to other existing processes around the world.

**Keywords:** capture, carbon dioxide, greenhouse gases, decarbonization section, absorption, recovery

## Liste des abréviations et grandeurs

Ppm : partie par million

CSC :Le captage et le stockage du dioxyde de carbone (CSC)

NGCC :centrale à cycle combiné au gaz naturel NGCC

CO :monoxyde de carbone

GN: gaz naturel

GNL: gaz naturel liquifié

APCI :Air product and Chemical Incorporated

MCR : multi composants réfrigérants

MEA :mono éthanolamine

PV :vanne de régulation de pression

G: Débit molaire du GN

Nm<sup>3</sup>/h :mètre cube normal par heure

X : fraction liquide

Y : fraction vapeur

$\rho$ : Densité massique de fluide

Pr : pression réduite

Pc :pression critique

Tr : température réduite

Tc : température critique

CGS :système centimètre-gramme-seconde

D : Le diamètre de la conduite

ft : pied

$\Delta$ PT : la perte de charge totale

Psi :force par pouce carré

Q : puissance thermique de l'appareil

btu/hr :british thermal unit par heure

M : débit massique circulant à l'intérieur des tubes

lb / hr :livres par heure

Cp : chaleur spécifique de fluide froid

btu /lb °F :livres par heure par degré fahrenheit

U : coefficient de transfert global

Z : facteur de compression

at :section de passage

$ft^2$  :pied carré

Gt: Vitesse massique de fluide

lb / hr  $ft^2$ : livres par heure par pied carré

hi :le coefficient de film interne

ho :Coefficient du film externe

In :l'inch

Ut :la vitesse critique de la vapeur

DVd :le diamètre du demister

VH :volume de rétention

Vs :volume d'alarme

$\eta_p$  :Rendement polytropique

$\eta_{ad}$  :Rendement adiabatique

r :rapport de compression

Z : coefficient de compressibilité

Qv : débit volumique du gaz

ft<sup>3</sup>/sec : pied cube par seconde

Q L : débit volumique du liquide

Us :coefficient de transfert sale

Rw : résistance du métal

Rt : résistance d'encrassement du fluide coté tube

Rio : résistance d'encrassement du fluide coté calandre

$\rho_L$  : masse volumique du liquide

lb/ft<sup>3</sup> : livres par pied cube

$\rho_v$  : masse volumique de la phase vapeur

K :l'exposant adiabatique

$\gamma$  :l'exposant polytropique



## Liste des figures

Figure I.1 : Structure du dioxyde de carbone.....	1
Figure I.2 : Les stratégies principales de la capture de CO <sub>2</sub> .....	7
Figure I.3 : Schéma d'un procédé de captage en post-combustion.....	7
Figure I.4 : Schéma d'un procédé de captage par pré-combustion.....	8
Figure I.5: Schéma d'un procédé de captage par oxy-combustion.....	9
Figure I.6 : Stockage géologique du CO <sub>2</sub> .....	10
Figure I.7: Stockage océanique de CO <sub>2</sub> .....	11
Figure I.8: procédé de captage et stockage de CO <sub>2</sub> .....	12
Figure I.9 : Schéma général du procédé de liquéfaction.....	15
Figure I.10 : Schéma de Section de décarbonatation.....	17
Figure I.11 : Schéma de procédé d'absorption du CO <sub>2</sub> .....	18
Figure II.1 : Le bilan matière sur l'absorbeur.....	21
Figure II.2 : Schéma d'un échangeur de chaleur.....	28
Figure II.3 : Schéma d'un séparateur.....	39
FigureII .4. Schéma d'un compresseur.....	45
Figure II .5 : Procédé de récupération proposé avec HYSYS 14.....	52

## Liste des tableaux

Tableau I.1 : Caractéristiques physico-chimiques de CO <sub>2</sub> .....	3
Tableau I.2 : Sources d'émission de gaz à effet de serre.....	4
Tableau I.3 : composition chimique de gaz naturel.....	13
Tableau II.1 : Composition des rejets du gaz carbonique vers l'atmosphère.....	19
Tableau II. 2: pourcentage molaire de CO <sub>2</sub> du GN à l'entrée.....	22
Tableau. II.3 : les quantités de CO <sub>2</sub> rejeté par train pour 100 %.....	23
Tableau. II.4: les quantités de CO <sub>2</sub> rejeté par train pour 100 %, 110 % et 115 % de production...	24
Tableau. II .5 : les données de l'échangeur de chaleur.....	29
Tableau. II .6 : Les caractéristiques mécaniques .....	29
Tableau II .7 :le choix de temps de rétention et le temps d'alarme .....	40
Tableau. II .8 : les valeurs de HLLL en fonction du diamètre et la pression.....	41
Tableau II .9 : les données de service de séparateurs liquide vapeurs.....	41
Tableau II .10 : Paramètres de service de compresseur.....	46
Tableau II .11 : tableau comparatif.....	52

## Sommaire

Résumé	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Liste des abréviations	
Introduction.....	1
<b>Chapitre I : Considérations théoriques</b>	
I.1 Introduction.....	2
I.2. Définition.....	2
I.3. Caractéristiques physico-chimiques.....	2
I.4. Un gaz à effet de serre.....	3
I.5. Sources d'émission.....	4
I.6. Utilisations.....	4
I.6.1. Forme gazeuse.....	4
I.6.2. Forme liquide.....	5
I.6.3. Forme solide.....	5
I.7. Le réchauffement climatique.....	5
I.8. Réduire les émissions de CO <sub>2</sub> .....	5
I.9. Récupération du CO <sub>2</sub> à l'échelle mondiale.....	6
I.9.1. Captage de CO <sub>2</sub> .....	6
I.9.1.1. Captage post-combustion.....	7
I.9.1.2. Captage précombustion.....	8
I.9.1.3. Captage par oxycombustion.....	8
I.9.2. Transport du CO <sub>2</sub> .....	9
I.9.3. Stockage du CO <sub>2</sub> .....	9
I.9.3.1. Stockage géologique.....	9
I.9.3.2. Stockage océanique.....	10
I.10. Procédé de CSC à l'échelle national.....	11
I.11. Captage de CO <sub>2</sub> dans le GL1/Z.....	12
I.12. Généralité sur le procédé dans le complexe GL1.....	13
II.12.1. Section de Décarbonatation.....	16
II.12.1.1. Procédé d'absorption du CO <sub>2</sub> .....	17

## Chapitre II : partie pratique

II.1. Introduction.....	19
II.2. Procédé de récupération proposé.....	19
II.2.1. Choix des équipements.....	20
II.2.1.1. Les conduites.....	20
II.2.1.2. Echangeur.....	20
II.2.1.3. Ballon.....	20
II.2.1.4. Compresseur.....	20
II.3. Bilan quantitatif.....	21
II.4. Dimensionnement des conduites.....	24
II.4.1. Le calcul des pertes de charges linéaires.....	25
II.4.2 Le calcul des pertes de charges singulières.....	26
II.4.3. Calcul de la perte de charge totale.....	27
II.5. Dimensionnement de l'échangeur.....	28
II.5.1. Les Caractéristiques de l'échangeur de chaleur.....	28
II.5.2. Calcul thermique.....	29
II.5.3. Calcul des pertes de charge.....	37
II.6. Dimensionnement d'un séparateur .....	38
II.6.1. Calcul de la vitesse critique de la vapeur .....	41
II.6.2. Calcul du diamètre du séparateur .....	42
II.6.3. Calcul de la hauteur de séparateur.....	42
II.7. Dimensionnement du compresseur.....	45
II.7.1. Calculs des performances des compresseurs centrifuges.....	46
II.8. Simulation via Hysys version 14.....	51
II.9. Conclusion.....	52
Conclusion générale .....	53
Références bibliographiques	
Annexes	

# *Introduction générale*

---

## **Introduction générale**

L'énergie, essentielle à la vie moderne, joue un rôle central dans le développement et le bien-être des sociétés humaines. Depuis les premières découvertes de ressources énergétiques telles que le charbon, le pétrole et le gaz naturel, l'humanité a cherché à optimiser et diversifier ses sources pour répondre aux besoins croissants en énergie. Tandis que le pétrole et le gaz naturel ont longtemps dominé le paysage énergétique mondial en raison de leur capacité à satisfaire des besoins croissants, le gaz naturel se distingue par ses avantages uniques, ce qui en fait une option particulièrement attrayante dans le contexte énergétique actuel.

Cependant, malgré ses avantages, le développement du gaz naturel n'est pas exempt de défis environnementaux. En particulier, la question de l'empreinte carbone et des émissions de gaz à effet de serre demeure une préoccupation majeure.

Le complexe GL1/z travaille sur le développement de l'utilisation du gaz naturel, passant de l'état gazeux à l'état liquide. Ce processus se déroule dans plusieurs sections contribuant à réduire le volume du gaz d'environ 600 fois pour le transport et le stockage. La première section est section de décarbonatation Cette section a pour objectif d'éliminer le dioxyde de carbone qui provoque le bouchage des conduites

Notre étude vise à trouver une méthode pour récupérer le dioxyde de carbone émis dans l'air et dans ce contexte, nous avons abordé :

Chapitre I : Dans ce chapitre, nous avons effectué une étude générale sur le dioxyde de carbone, en le définissant comme l'un des gaz à effet de serre responsables du réchauffement climatique et les méthodes mondiales de récupération, et la méthode de captage dans le GL1/Z par le procédé d'absorption.

Chapitre II : Etude et calcul de nouvelle installation qui comprenant un échangeur de chaleur et un ballon conçu pour la séparation de l'effluent gazeux qui est le CO<sub>2</sub>, en parallèle une fraction assez importante en H<sub>2</sub>O est éliminée pour assurer l'alimentation de notre compresseur avec du CO<sub>2</sub> exempt d'eau afin d'éviter les phénomènes de pompage du compresseur. En récupérant cette quantité de CO<sub>2</sub>

## I.1 Introduction

Le dioxyde de carbone, un gaz à effet de serre largement répandu, est au centre des préoccupations environnementales contemporaines. Bien que ce gaz joue un rôle crucial dans les processus vitaux sur Terre, ses caractéristiques physiques et chimiques contribuent également au réchauffement climatique. Dans un contexte globalisé où la réduction des émissions de gaz à effet de serre est devenue une priorité, ce chapitre explorera les caractéristiques du CO<sub>2</sub> et proposera des solutions pour limiter ses émissions et faciliter sa récupération pour des applications industrielles.

## I.2. Définition

Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) est un composé chimique [1] constitué d'un atome de carbone lié à deux atomes d'oxygène. Ce gaz, également connu sous les noms d'anhydride carbonique ou gaz carbonique, est incolore, inodore et légèrement acide. Dans les conditions normales de température et de pression, il est présent dans l'atmosphère terrestre à une concentration d'environ 375 parties par million (ppm) en volume. Au cours du XXI<sup>e</sup> siècle, cette concentration a connu une augmentation progressive, atteignant 386 ppm en 2009. [2]

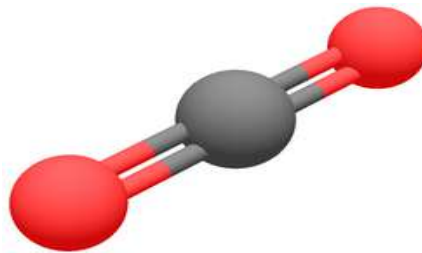


Figure I.1 : Structure du dioxyde de carbone.

## I.3. Caractéristiques physico-chimiques

Le dioxyde de carbone (CO) est un gaz à effet de serre majeur. En se dissolvant dans l'eau, il forme de l'acide carbonique (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). Des concentrations élevées de CO<sub>2</sub> dans l'air peuvent être nocives, voire mortelles. [3] Le tableau ci-joint présente un résumé de ses principales propriétés physico-chimiques.

Tableau I.1 : Caractéristiques physico-chimiques de CO<sub>2</sub>

	PROPRIETES	VALEURS
<b>Générales</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Formule brute</li> <li>▪ Nom IUPAC</li> <li>▪ Numéro CAS</li> <li>▪ Apparence</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ CO<sub>2</sub></li> <li>▪ Dioxyde de carbone</li> <li>▪ 124-38-9</li> <li>▪ Gaz incolore</li> </ul>
<b>Physiques</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Masse moléculaire</li> <li>▪ Température de fusion</li> <li>▪ Température de vaporisation</li> <li>▪ Solubilité</li> <li>▪ Densité</li> <li>▪ Viscosité dynamique</li> <li>▪ Température critique</li> <li>▪ Pression critique</li> <li>▪ Point triple</li> <li>▪ Chaleur latente de vaporisation (0°C)</li> <li>▪ Chaleur latente de vaporisation (-16.7°C)</li> <li>▪ Chaleur latente de vaporisation (-28.9°C)</li> <li>Chaleur latente de fusion (à -56,6°C)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ 44,01 g/mol</li> <li>▪ -78,5 °C (195 °K)</li> <li>▪ -57 °C (216 °K)</li> <li>▪ 1,45 kg/m<sup>3</sup></li> <li>▪ 1,87 kg/m<sup>3</sup> (298°K 1,013 bar) plus dense que l'air</li> <li>▪ 0.07 Cp à -78 °C</li> <li>▪ 31,1°C</li> <li>▪ 7,4 MPa</li> <li>▪ -56,6°C à 519 kPa</li> <li>▪ 234,5 kJ/kg □</li> <li>276,8 kJ/kg</li> <li>▪ 301.7 kJ/kg</li> <li>▪ 199 kJ/kg</li> </ul>
<b>Thermochimique</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ ΔfH<sub>0</sub> gaz</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>□ -393,5 kJ/mol</li> </ul>

#### I.4. Un gaz à effet de serre

Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) est le principal gaz à effet de serre sur Terre [4]. Ce gaz possède la capacité d'absorber le rayonnement thermique émis par la surface terrestre, puis de le réémettre dans toutes les directions, y compris vers le sol. Contrairement à l'oxygène et à l'azote, les constituants majoritaires de notre atmosphère, le CO<sub>2</sub> retient une partie de la chaleur, contribuant ainsi à l'effet de serre naturel. Sans ce phénomène, la température moyenne de la planète serait bien inférieure à ce qu'elle est aujourd'hui. Or, les activités humaines, principalement liées à la combustion d'énergies fossiles, augmentent considérablement les concentrations de CO<sub>2</sub> dans l'atmosphère. Cette

hausse accentue l'effet de serre, entraînant un réchauffement climatique global. Le dioxyde de carbone est à lui seul responsable d'environ deux tiers du réchauffement causé par les gaz à effet de serre d'origine anthropique.

### I.5. Sources d'émission

Les activités humaines ont entraîné une augmentation significative de la concentration atmosphérique de certains gaz à effet de serre, principalement le dioxyde de carbone, le méthane et le protoxyde d'azote. La combustion des carburants fossiles, notamment dans la production d'électricité et les transports, représente la principale source anthropique de dioxyde de carbone [5]. Le tableau II.2 représente les gaz à effet de serre et la source d'émission pour chaque gaz

**Tableau II.2 :** Sources d'émission de gaz à effet de serre

Gaz à effet de serre	Sources d'émission
Vapeur d'eau (H <sub>2</sub> O)	Évaporation des océans, transpiration des plantes, activité volcanique
Dioxyde de carbone (CO <sub>2</sub> )	Combustion d'énergies fossiles. nombreux procédés industriels
Méthane (CH <sub>4</sub> )	Élevage intensif, décomposition de matières végétales en milieux humides.
Protoxyde d'azote (N <sub>2</sub> O)	Processus naturels dans les sols, océans et atmosphère
Ozone (O <sub>3</sub> )	Formation naturelle dans la stratosphère par l'interaction du rayonnement solaire avec l'oxygène

### I.6. Utilisations

#### I.6.1. Forme gazeuse

Sous forme gazeuse, il est utilisé pour :

- Carbonater des boissons (soda ou eau).



- Créer une couche isolante (flux) dans l'industrie alimentaire ou pour la soudure.
- Stimuler la croissance des plantes.

## I.6.2. Forme liquide

Sous forme liquide, il est utilisé comme :

- Réfrigérant pour congeler certains aliments,
- Réfrigérant dans l'industrie électronique,
- L'agent d'extinction utilisé dans les extincteurs au dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) est communément appelé "neige carbonique". En effet, lorsque le CO<sub>2</sub> liquide est libéré de l'extincteur, il se solidifie instantanément au contact de l'air, formant une poudre blanche,
- Agent propulseur (et parfois également carbonatant) pour les boissons servies à la pression.

## I.6.3. Forme solide

La glace carbonique, également appelée carboglace ou glace sèche, est obtenue par solidification du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>). Ce processus implique la compression de la neige carbonique, une forme intermédiaire du CO<sub>2</sub> à l'état solide. La glace carbonique se sublime, c'est-à-dire qu'elle passe directement de l'état solide à l'état gazeux, sans phase liquide. Cette sublimation est extrêmement rapide et produit un froid intense (150 fr/h/kg à -78,5 °C), ce qui explique la multiplicité des applications de la glace carbonique dans de nombreux domaines [6]

## I.7. Le réchauffement climatique

Le réchauffement climatique [7], conséquence directe de l'augmentation des gaz à effet de serre dans l'atmosphère, entraîne de multiples impacts à l'échelle mondiale. La hausse des températures moyennes provoque la fonte des glaciers, l'élévation du niveau des mers, des événements météorologiques extrêmes plus fréquents et plus intenses (vagues de chaleur, sécheresses, inondations), ainsi qu'une perturbation des écosystèmes. Ces changements ont des répercussions considérables sur la biodiversité, l'agriculture, les ressources en eau et les sociétés humaines. Face à l'urgence climatique, il est indispensable de réduire drastiquement nos émissions de gaz à effet de serre et de mettre en œuvre des stratégies d'adaptation pour limiter les impacts de ce phénomène.

## I.8. Réduire les émissions de CO<sub>2</sub>

À l'échelle mondiale en raison du réchauffement climatique [8]. Il propose trois axes d'action principaux

## 1. Réduire la consommation d'énergie

- Améliorer l'efficacité énergétique des moteurs à combustion interne, notamment dans le secteur des transports qui connaît une croissance rapide.
- Ces améliorations doivent se faire tout en respectant les normes de pollution locales.

## 2. Réduire le contenu en carbone de l'énergie

- Favoriser l'utilisation de gaz naturel et de biocarburants (notamment de deuxième génération à partir de biomasse).
- Développer l'hydrogène comme vecteur énergétique.
- Les biocarburants de deuxième génération sont particulièrement prometteurs pour réduire significativement les émissions du secteur des transports.

## 3. Capturer et stocker le CO<sub>2</sub>

- Capturer le CO<sub>2</sub> lors de processus industriels (production d'électricité, d'acier, etc.).
- Stocker le CO<sub>2</sub> capturé dans le sous-sol pour l'isoler de l'atmosphère.
- Cette approche concerne principalement les sources fixes d'émissions de CO<sub>2</sub>

### I.9. Récupération du CO<sub>2</sub> à l'échelle mondiale

La récupération du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), souvent associée au terme Le captage et le stockage du dioxyde de carbone (CSC), est devenue un enjeu crucial dans la lutte contre le changement climatique. Cette technologie vise à prélever le CO<sub>2</sub> directement de l'atmosphère ou de sources industrielles pour le stocker de manière permanente ou le réutiliser.

#### I.9.1. Captage de CO<sub>2</sub>

Les technologies de captage du CO<sub>2</sub> sont énergivores [9] et engendrent des coûts d'exploitation élevés. Ces coûts varient en fonction de la technologie utilisée, de la composition des fumées et du volume de gaz à traiter. Trois principales stratégies de captage sont généralement distinguées : la post-combustion, l'oxy-combustion et la précombustion.

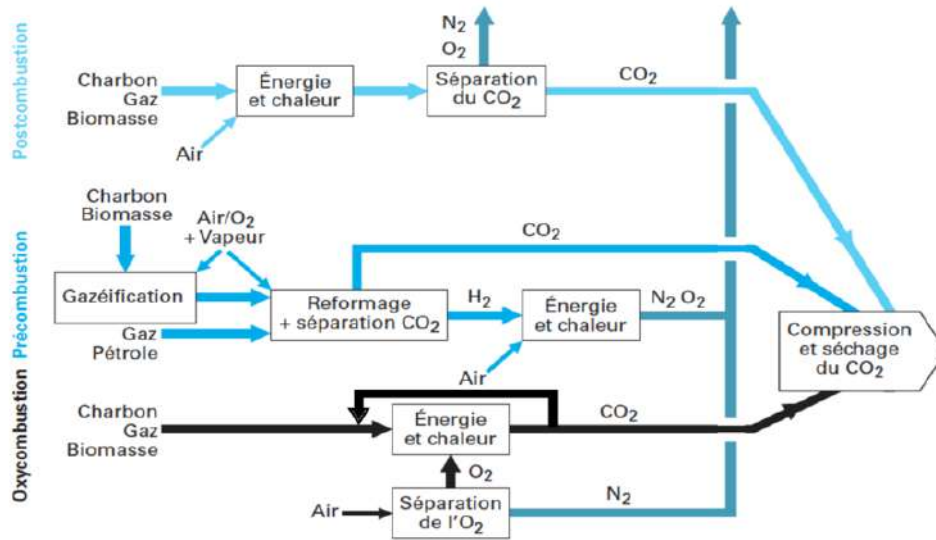


Figure I.2 : Les stratégies principales de la capture de CO<sub>2</sub>[10]

### I.9.1 .1. Captage post-combustion

Le captage du CO<sub>2</sub> en post-combustion consiste à extraire le dioxyde de carbone directement des fumées générées par la combustion de combustibles fossiles dans l'air. La concentration de CO<sub>2</sub> dans ces fumées varie typiquement entre 4% et 14% en volume, selon qu'elles proviennent d'une centrale à cycle combiné au gaz naturel (Naturel gaz Combined Cycle (NGCC) ou à charbon. L'un des principaux atouts de cette technologie réside dans sa capacité à être intégrée à des installations existantes. Cependant, elle présente des inconvénients majeurs, notamment des coûts élevés et une consommation énergétique significative. En effet, la dilution du CO<sub>2</sub> dans un volume important de gaz de combustion nécessite une grande quantité d'énergie pour atteindre les puretés requises pour le transport et le stockage (supérieures à 90% en volume). À l'heure actuelle, le procédé d'absorption par des amines est le plus couramment utilisé pour capter le CO<sub>2</sub> en post-combustion [11]

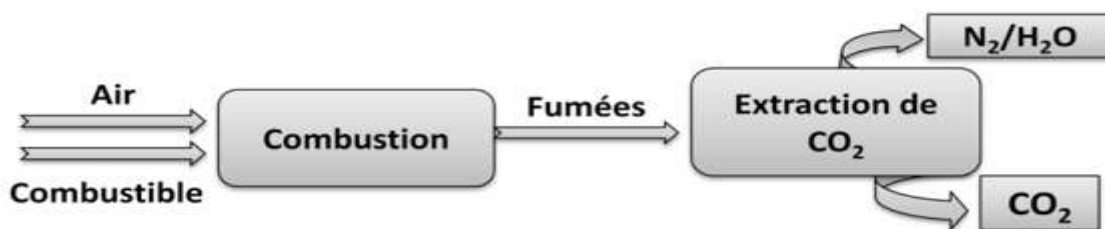
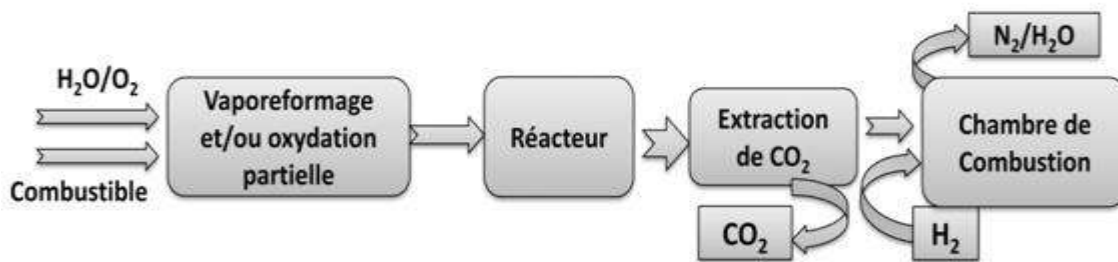


Figure I.3 : Schéma d'un procédé de captage en post-combustion [5]

### I.9.1.2. Captage précombustion

Ce procédé vise à capturer le carbone avant la combustion du combustible. Pour ce faire, le combustible est converti dès l'entrée de l'installation en gaz de synthèse, un mélange de monoxyde de carbone (CO) et d'hydrogène. Cette conversion est réalisée par vaporeformage du gaz naturel en présence d'eau ou par oxydation partielle en présence d'oxygène. Le CO présent dans le mélange réagit ensuite avec l'eau lors de la réaction de shift, produisant du CO<sub>2</sub> et de l'hydrogène supplémentaire. Le CO<sub>2</sub> est alors séparé de l'hydrogène, qui peut être utilisé pour produire de l'énergie (électricité ou chaleur) sans émissions de CO<sub>2</sub> [12]

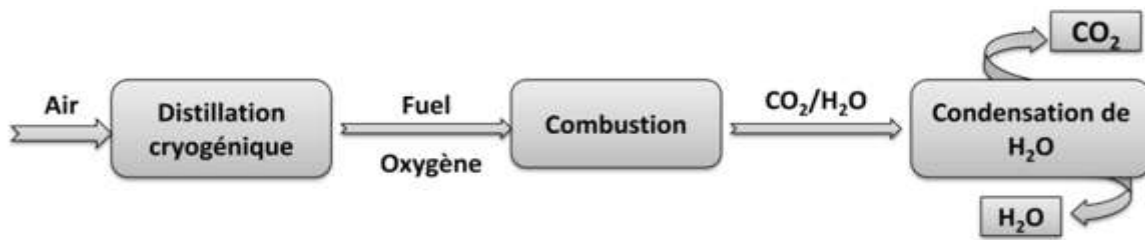


**Figure I.4 :** Schéma d'un procédé de captage par pré-combustion [5]

### I.9.1.3. Captage par oxycombustion

Cette technologie ne capte pas directement le CO<sub>2</sub>[13] . Elle intervient en amont du processus de combustion, en produisant une fumée concentrée à 90% de CO<sub>2</sub> grâce à une combustion à l'oxygène pur. En recyclant une partie du CO<sub>2</sub> pour remplacer l'azote de l'air, cette oxy-combustion est particulièrement adaptée à la modernisation d'installations existantes.

Cependant, la production d'oxygène pur, principalement par des procédés cryogéniques, est énergivore et coûteuse. À titre d'exemple, pour une centrale à charbon de 500 MW fonctionnant 8000 heures par an, l'apport en oxygène pur représenterait environ 15% de sa production électrique annuelle. Afin de réduire ces coûts, une alternative prometteuse est la combustion en boucle chimique. Ce procédé consiste à transporter l'oxygène de l'air à l'aide d'un support métallique circulant, qui le transfère au combustible



**Figure I.5:** Schéma d'un procédé de captage par oxy-combustion. [5]

### I.9.2. Transport du CO<sub>2</sub>

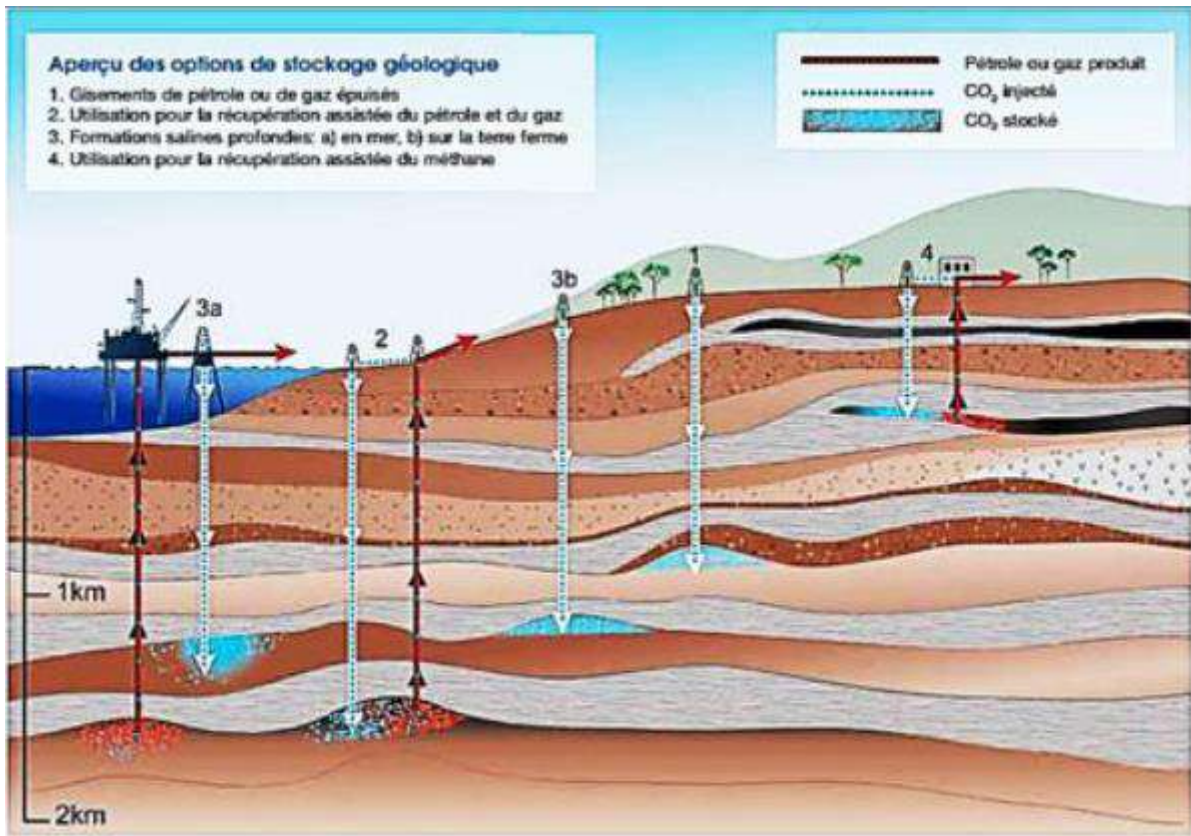
Le transport du CO<sub>2</sub> depuis les sites de capture jusqu'aux lieux de stockage constitue une étape cruciale. Étant donné les quantités considérables à déplacer, seules les infrastructures de grande capacité, telles que les gazoducs et les navires, semblent adaptées. Pour le transport maritime, on utilise des navires spécialisés, similaires à ceux employés pour le transport de gaz naturel liquéfié. Le CO<sub>2</sub> est alors maintenu à l'état liquide grâce à des conditions de pression modérée et de basse température. Quant au transport par gazoducs, le CO<sub>2</sub> est transporté sous forme supercritique, ce qui nécessite le maintien d'une pression élevée. [14]

### I.9.3. Stockage du CO<sub>2</sub>

Pour stocker le CO<sub>2</sub>, on peut faire appel au stockage géologique, au stockage océanique (rejet direct dans la colonne d'eau de l'océan ou les fonds marins profonds) ou à la fixation industrielle du CO<sub>2</sub> dans des carbonates inorganiques.

#### I.9.3.1. Stockage géologique

Le stockage géologique du CO<sub>2</sub> consiste à injecter ce gaz à effet de serre dans des formations souterraines afin de l'isoler de l'atmosphère. Trois types de réservoirs sont principalement envisagés : ces les gisements d'hydrocarbures épuisés qui offrent un confinement naturel du CO<sub>2</sub> et permettant une récupération additionnelle de pétrole ou les veines de charbon inexploitées, qui adsorbent efficacement le CO<sub>2</sub> tout en libérant du méthane, mais dont la faible perméabilité nécessite un réseau dense d'injection, et les aquifères salins profonds qui présentant le plus grand potentiel de stockage mais requérant des infrastructures dédiées et ne générant pas de revenus directs liés à la production d'énergie fossile. [15]



**Figure I.6 :** Stockage géologique du CO<sub>2</sub>.

### I.9.3.2. Stockage océanique

Le stockage dans les océans pourrait se faire de deux façons: en injectant et en dissolvant le CO<sub>2</sub> dans la colonne d'eau (en général à une profondeur supérieure à 1 000 m) grâce à un gazoduc fixe ou à un navire en mouvement, ou en le déposant au fond de l'océan grâce à un gazoduc fixe ou à une plate-forme en mer, à une profondeur supérieure à 3 000 m, où le CO<sub>2</sub>, plus dense que l'eau, devrait former un « lac » qui retarderait sa dissolution dans le milieu ambiant.

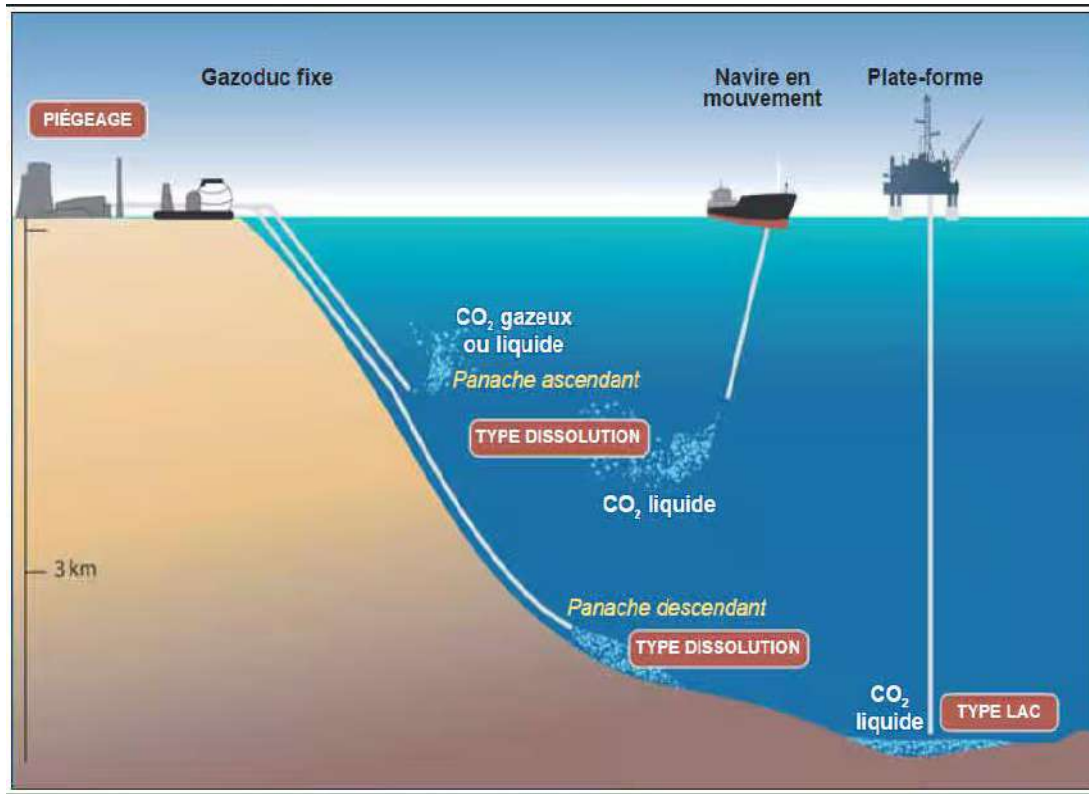


Figure I.7: Stockage océanique de CO<sub>2</sub>.

### I.10. Procédé de CSC à l'échelle national

Le site gazier d'In Salah, situé en Algérie [16], est en effet un exemple notable de stockage de CO<sub>2</sub> dans un aquifère salin. Le projet vise à réduire les émissions de dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) associées à l'extraction du gaz naturel en réinjectant le CO<sub>2</sub> capturé dans des formations géologiques profondes et salines, au lieu de le libérer dans l'atmosphère.

Chaque année, environ 1,2 million de tonnes de CO<sub>2</sub> sont ainsi stockées dans l'aquifère salin situé sous terre. Ce processus contribue à atténuer les impacts environnementaux du gaz naturel en capturant et en stockant le CO<sub>2</sub>, un gaz à effet de serre majeur, ce qui permet de réduire l'empreinte carbone associée à la production d'énergie à partir de combustibles fossiles.

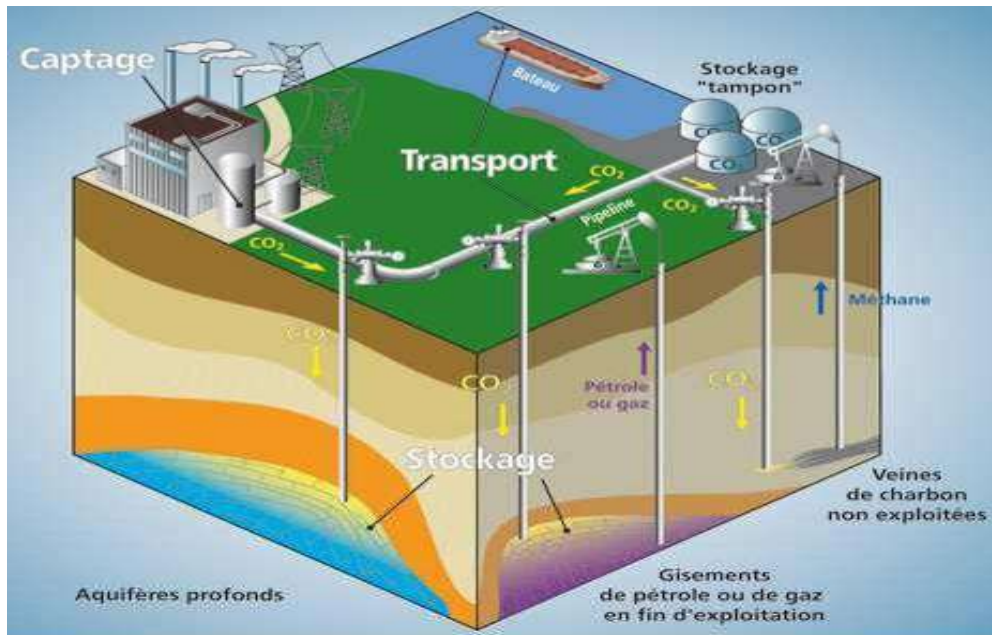


Figure I.8: procédé de captage et stockage de CO<sub>2</sub> [17]

### I.11. Captage de CO<sub>2</sub> dans le GL1/Z

Le gaz naturel, un mélange d'hydrocarbures principalement constitué de méthane, est naturellement présent à l'état gazeux. Il s'agit de la deuxième source d'énergie la plus exploitée au monde, après le pétrole. En raison des difficultés et des coûts élevés liés au transport du gaz naturel à l'état gazeux, la liquéfaction est devenue une solution privilégiée. Ce processus permet de réduire le volume du gaz d'environ 600 fois, facilitant ainsi son transport et son stockage. Le gaz naturel liquéfié (GNL) est produit dans des complexes GL1/Z. Cependant, le GN se compose principalement de méthane et d'autres impuretés, notamment le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), peut poser des problèmes au cours du processus de liquéfaction. Pour cette raison, une étape de décarbonatation est nécessaire afin d'éliminer le CO<sub>2</sub> avant la liquéfaction [18]



**Tableau I.3** : composition chimique de gaz naturel

COMPOSANTS	% MOLLAIRE
He	0,18
N <sub>2</sub>	5,61
METHANE	83,22
CO <sub>2</sub>	0,22
ETHANE	7,69
PROPANE	2 ,03
ISO-BUTANE	0,36
NOR-BUTANE	0,46
ISO-PENTANE	0,09
NOR-PENTANE	0,10
HEXANE	0,04
EAU (ppm)	50
MERCURE (micro gramme)	10

### I.12. Généralité sur le procédé dans le complexe GL1/Z

Le complexe GL1/Z est composé de [19]:

- Six (06) unités de liquéfaction de gaz naturel.
- Trois bacs de stockage.
- Zone des utilités

La liquéfaction est réalisée selon le procédé APCI (Air product and Chemical Incorporated)

Chaque train est composé de plusieurs sections :

#### a-Section de traitement de gaz :

1-Décarbonatation: élimination du CO<sub>2</sub>

2-Déshydratation : élimination le H<sub>2</sub>O

3-Démercurisation: élimination de Hg.

## **b- Section de séparation**

1-prérefroidissement

2-la tour de lavage

## **c- Section de fractionnement**

Elle traite le gaz qui provient du bas du ballon de séparation, c'est le système de fractionnement des hydrocarbures lourds, il comprend quatre (04) étapes:

1-Déméthanisation: récupération de méthane.

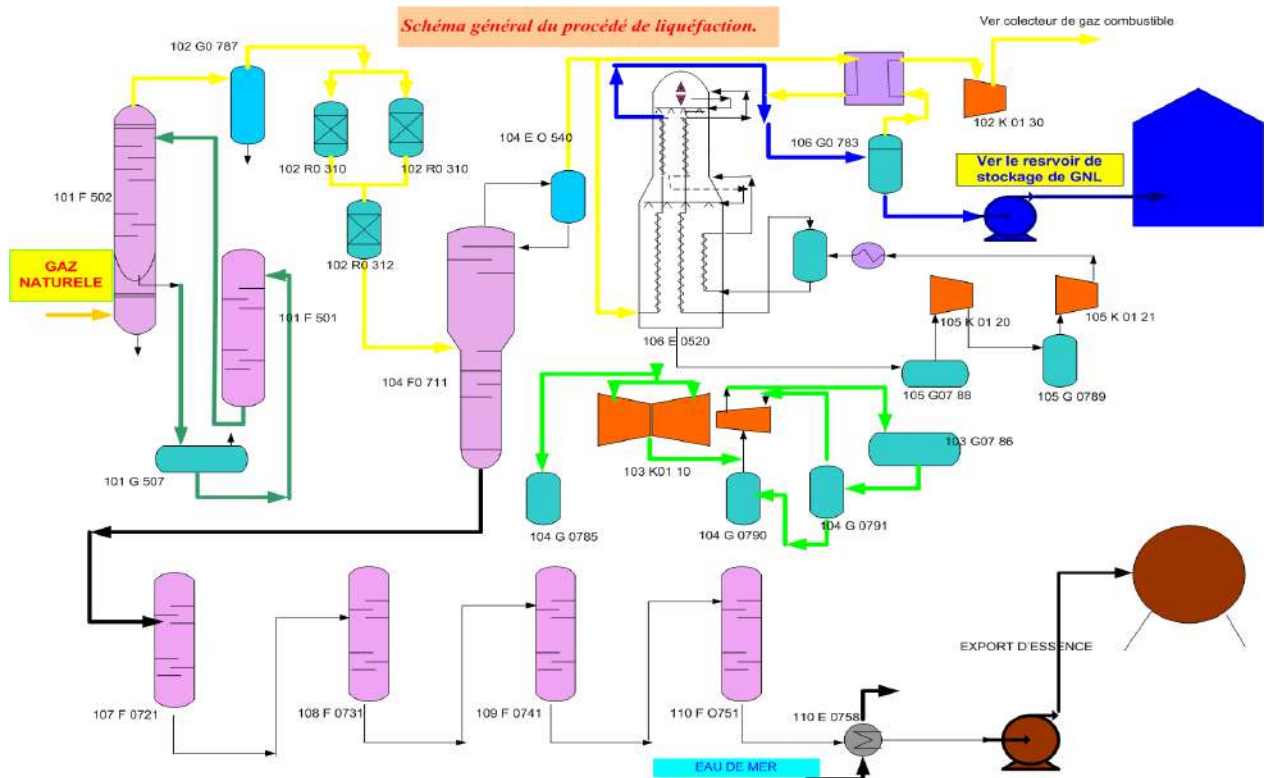
2-Deéthanisation: récupération de l'éthane.

3-Dépropanisation: récupération du propane.

4-Débutanisation: récupération du butane.

## **d- Section de liquéfaction**

La liquéfaction du GN est réalisée dans l'échangeur principal au moyen d'un réfrigérant mixte MCR.



**Figure I.9 :** Schéma général du procédé de liquéfaction.

Le gaz naturel, arrivant au complexe sous une pression d'environ 42 bars et à une température ambiante, est d'abord traité dans des sections spécifiques pour éliminer successivement le dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ), l'eau, le mercure et les hydrocarbures lourds tels que les pentanes. Ces traitements sont nécessaires pour éviter tout bouchage des équipements en aval, en particulier dans les sections froides où ces substances risquent de se condenser.

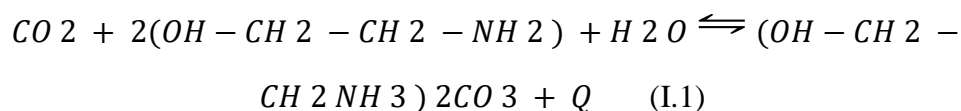
Une fois épuré, le gaz est acheminé vers une section froide où il est liquéfié par échange thermique avec un réfrigérant multicomposants (MCR). Ce processus transforme le gaz à l'état gazeux en un liquide à très basse température.

Avant d'être stocké dans des bacs, le gaz naturel liquéfié passe par un ballon de détente. Cette étape permet de réduire significativement sa teneur en azote, améliorant ainsi la qualité du produit final.

### II.12.1. Section de Décarbonatation

Cette section a pour objectif d'éliminer le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) contenu dans le gaz naturel. En effet, le (CO<sub>2</sub>) se solidifie à une température de -57°C, formant des bouchons de glace qui risquent d'obstruer les canalisations lorsque la température atteint environ -70°C. De plus, le (CO<sub>2</sub>) a un effet corrosif notable, dont l'intensité est directement liée à sa pression partielle [19].

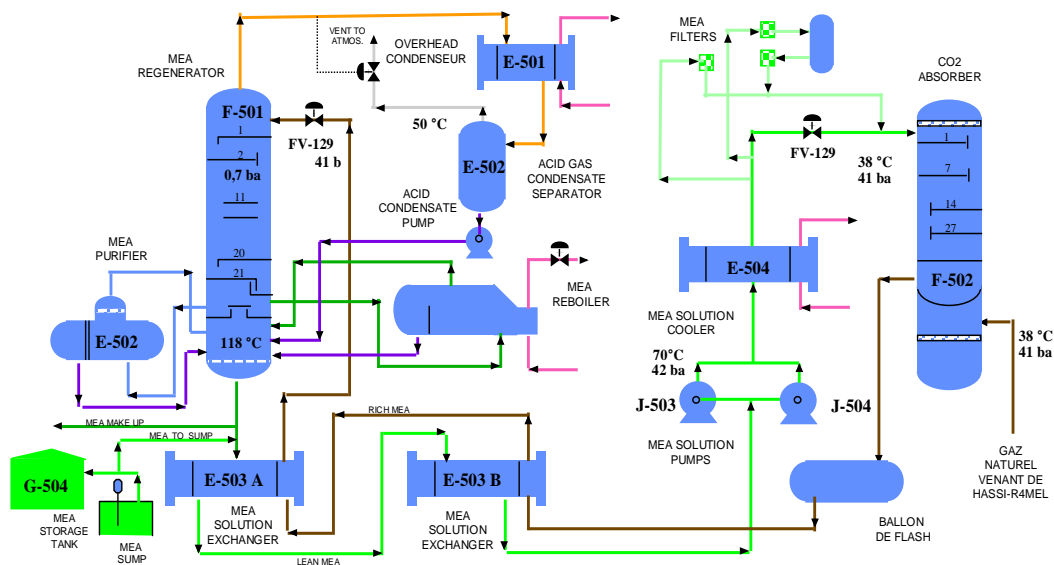
Pour ce traitement de décarbonatation, on utilise une amine appelée mono éthanolamine (MEA). Le processus d'élimination du CO<sub>2</sub> repose sur une absorption à haute pression de (42 bars) et basse température (38°C). Le gaz naturel est mis en contact à contre-courant avec une solution aqueuse de MEA à 15%. Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



Cette réaction est toujours exothermique, accompagnée d'un dégagement de chaleur.

Le gaz naturel, ainsi débarrassé du CO<sub>2</sub>, sort par la partie supérieure de l'absorbeur et est ensuite dirigé vers la section de déshydratation.

Pour ce faire, la concentration de CO<sub>2</sub> doit être inférieure à 90 ppm. La solution enrichie en CO<sub>2</sub>, située au fond de l'absorbeur, est régénérée dans une colonne opérant à basse pression et haute température.



Etabli par AO/PP/CLIZ le 1/10/99 après rénovation

Figure I.10 : Schéma de Section de décarbonation.

### II.12.1.2. Procédé d'absorption du CO<sub>2</sub>

Le gaz naturel, introduit dans l'unité sous une pression de 41,4 bars, est d'abord acheminé vers la partie inférieure de la colonne d'absorption (F-502). Cette étape vise à éliminer les hydrocarbures lourds, qui sont ensuite dirigés vers le système de décantation.

Le gaz, débarrassé des hydrocarbures lourds, est réchauffé à 38°C avant d'être chargé en CO<sub>2</sub>. Il pénètre alors dans la colonne d'absorption par la partie latérale inférieure et s'élève à travers 25 plateaux. Sur ces plateaux, il entre en contact avec une solution de monoéthanolamine (MEA) circulant en sens inverse. Cette solution, dépourvue de CO<sub>2</sub>, absorbe le dioxyde de carbone présent dans le gaz.

Une fois le processus d'absorption terminé, le gaz naturel, désormais épuré, quitte la partie supérieure de la colonne pour rejoindre l'unité de déshydratation. Quant à la solution d'amine chargée en CO<sub>2</sub>, elle est envoyée vers la colonne de régénération (F-501) afin de libérer le dioxyde de carbone capturé et d'être ainsi régénérée pour un nouveau cycle.



Figure I.11 : Schéma de procédé d'absorption du CO<sub>2</sub>.

## II.1. Introduction

L'objectif de notre travail est de récupérer le CO<sub>2</sub>, toutes les quantités émises dans l'air par 6 trains. Pour ce faire, dans ce chapitre, nous allons examiner la proposition à travers

- Calculer les quantités récupérées afin de répondre aux besoins des clients et de contribuer à la réduction des émissions de gaz à effet de serre.
- Réaliser des évaluations qualitatives et quantitatives pour étudier les différents équipements proposés pour l'unité de récupération et déterminer sa taille appropriée.
- Définir le modèle de simulation et comparer ses résultats avec les résultats calculés.

## II.2. Procédé de récupération proposé

Notre étude vise à capturer l'intégralité du dioxyde de carbone rejeté par les six unités de production du complexe, au niveau des vannes (PV) des séparateurs (G-502). Le tableau ci-dessous représente Composition des rejets du gaz carbonique vers l'atmosphère.

**Tableau II.1** : Composition des rejets du gaz carbonique vers l'atmosphère

Composants	% molaire
CO <sub>2</sub>	91,7
CH <sub>4</sub>	0,90
N <sub>2</sub>	0,15
H <sub>2</sub> O	7
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,25

Le tableau montre que la quantité de dioxyde de carbone sortant du séparateur contient l'humidité donc après collecter tout Les lignes des trains avec un collecteur principal. le flux du gaz carbonique passera d'abord par l'échangeur pour éliminer l'humidité et protéger les compresseurs des goulettes 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 et refoulé à une pression de 7 bars. Pour assurer en permanence l'alimentation en gaz carbonique de nos 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, on recommande l'installation d'un évent (ligne vers atmosphère) au niveau du ballon d'aspiration avec une vanne de régulation de pression (PV) et un clapet anti – retour.

## II.2.1. Choix des équipements

Dans ce paragraphe nous allons donner un aperçu sur le principe du choix des équipements principaux composant le procédé proposé ci-dessus.

### II.2.1.1. Les conduites

Des conduites en acier inoxydable à faible teneur en carbone sont utilisées pour toutes parties en contact avec le CO<sub>2</sub> humide

### II.2.1.2. Echangeur

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 utilisée est : cupro –Nickel 0.5% Iron.

### II.2.1.3. Ballon

Il existe deux types de ballon de séparation :

- Le ballon vertical
- Le ballon horizontal

Les séparateurs peuvent être équipés de demister 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

### II.2.1.4. Compresseur

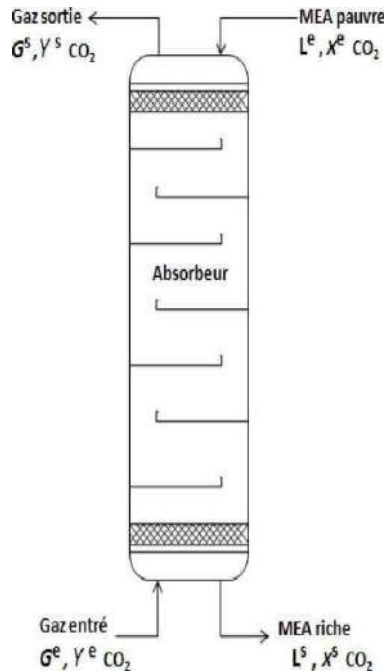
On peut faire le choix de notre compresseur comme suit:

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



### II.3. Bilan quantitatif

Calcul de la quantité de CO<sub>2</sub> récupéré pour 100% de production :



**Figure II.1** : Le bilan matière sur l'absorbeur.

- Le bilan de matière global de l'absorbeur :

$$E=S$$

$$G^e + L^e = G^s + L^s \quad (\text{II.1})$$

- Le bilan de matière partiel :

$$G^e Y_{\text{CO}_2}^e + L^e X_{\text{CO}_2}^e = G^s Y_{\text{CO}_2}^s + L^s X_{\text{CO}_2}^s \quad (\text{II.2})$$

$G^e$  : Débit molaire du GN à l'entrée de l'absorbeur

$Y_{\text{CO}_2}^e$  : Concentration molaire du CO<sub>2</sub> dans le GN à l'entrée de l'absorbeur

$X_{\text{CO}_2}^e$  : Concentration molaire du CO<sub>2</sub> dans le MEA à l'entrée de l'absorbeur

$L^e$  : Débit molaire du MEA à l'entrée de l'absorbeur

$G^s$  : Débit molaire du GN à la sortie de l'absorbeur

$Y_{\text{CO}_2}^s$  : Concentration molaire du CO<sub>2</sub> dans GN à la sortie de l'absorbeur

$L^s$  : Débit molaire du MEA à la sortie de l'absorbeur

$X_{\text{CO}_2}^s$  : concentration molaire du CO<sub>2</sub> dans le MEA à l'entrée de l'absorbeur

**Tableau II. 2:** pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> du GN à l'entrée.

Débit de gaz naturel à l'entrée	Fraction molaire de CO <sub>2</sub> à L'entrée	Fraction Molaire de CO <sub>2</sub> à La sortie
214498 Nm <sup>3</sup> /h	0,22 %	0,09%

D'après le tableau **II.2** les fractions de soluté est très faible donc :

$$L = L^e = L^s$$

$$G = G^e = G^s$$

L'équation de bilan de matière partiel sera :

$$G Y_{CO_2}^e + L X_{CO_2}^e = G Y_{CO_2}^s + L X_{CO_2}^s \quad (II.3)$$

$$G (Y_{CO_2}^e - Y_{CO_2}^s) = L (X_{CO_2}^s - X_{CO_2}^e) \quad (II.4)$$

On considère que la MEA à l'entrée de l'absorbeur est pure, donc la fraction molaire de CO<sub>2</sub> sera nulle ( $X_{CO_2}^e = 0$ ), d'ou le débit molaire du CO<sub>2</sub> absorbé sera

$$G_{CO_2} = L X_{CO_2}^s = G (Y_{CO_2}^e - Y_{CO_2}^s) \quad (II.5)$$

Débit molaire du GN à l'entrée de l'absorbeur :

On a comme donnée :

- Débit volumique du GN à l'entrée de l'absorbeur par heure : 214498 Nm<sup>3</sup>/h
- Le volume molaire de gaz naturel est : 22,36 Nm<sup>3</sup>/Kmole

$$G^e = \frac{\text{Débit de gaz naturel à l'entrée}}{\text{volume molaire}} \quad (II.6)$$

AN :

$$G^e = 214498 \frac{Nm^3}{h} \div 22,36 \frac{Nm^3}{Kmole} \quad (II.7)$$

$$G^e = 9592,93 \text{ Kmole/h} \quad (\text{II.8})$$

Débit molaire du CO<sub>2</sub> absorbé :

$$G_{CO_2} = 9592,93 (0,0022 - 0,00009) \quad (\text{II.9})$$

$$G_{CO_2} = 20,24 \text{ Kmole/h} \quad (\text{II.10})$$

**Tableau. II.3** : les quantités de CO<sub>2</sub> rejeté par train pour 100 %

Débit volumique du GN	214498 Nm <sup>3</sup> /h
Débit molaire du GN	9592,93 Kmole/h
Le volume molaire	22,36 Nm <sup>3</sup> /Kmole
Masse molaire (g /mol)	44,01 g /mol
Débit de CO <sub>2</sub> Nm <sup>3</sup> /h	452,56 Nm <sup>3</sup> /h
Débit de CO <sub>2</sub> Kg/h / 1train	890,76 Kg/h
Débit de CO <sub>2</sub> Kg/h /6 train	5344,56 Kg/h

De la même manière, et sachant que les débits du gaz naturel d'alimentation à 110 % et 115 % sont respectivement :

- le débit du gaz naturel d'alimentation à 110 % charge est de 235947,8

-le débit du gaz naturel d'alimentation à 115 % charge est de 246672,7

Les quantités de CO<sub>2</sub> récupérées sont résumées dans le tableau ci dessous

**Tableau. II .4:** les quantités de CO<sub>2</sub> rejeté par train pour 100 %, 110 % et 115 % de production

Production Du train	100 %	110 %	115 %
Débit GN (Nm <sup>3</sup> /h)	214498	235947,8	246672,7
Débit GN (kmole/h)	9592,93	10552,2	11031,8
Quantité CO <sub>2</sub> (kg/h)	890,76	979,88	1024,42
Débit CO <sub>2</sub> (NM3/h)	452 ,56	497,84	520,47
Quantité CO <sub>2</sub> (tonne/jour)	21 ,37	23 ,51	24 ,57
Quantité CO <sub>2</sub> (tonne/an)	7800,05	8581,15	8968,05
Quantité CO <sub>2</sub> Total (6 trains) (tonne/an)	46800,03	51486,9	53808,3

On déduit qu'il y a une quantité très importante de gaz carbonique qui est rejeté vers atmosphère au niveau des sections de décarbonatation du complexe et qui peut être facilement récupérée et commercialisée.

D'après le tableau II .4, le CO<sub>2</sub> et l'eau représentent 99 % du mélange, on peut dire que le mélange est binaire.

#### II.4. Dimensionnement des conduites

Pour le dimensionnement des conduites de gaz il est nécessaire de faire les calculs des pertes de charges linéaire et singulière.

On peut calculer la chute de pression dans un écoulement compressible (Vapeur) à partir les formules de DARCY, tout en faisant l'hypothèse que les pertes par accélération et par frottement sont négligeables, et en faisant intervenir un débit massique (Plutôt que volumique comme pour les liquides)

### II.4.1. Le calcul des pertes de charges linéaires

a) l'expression de perte de charge:

$$P_{100} = 62530 \frac{f W^2}{d^5 \rho} \quad (\text{bar}/100\text{mètre}) \quad (\text{II.11})$$

b) la formule de densité massique:( système CGS)

$$\rho = \frac{(MW)P}{8314(T)Z} \quad (\text{II.12})$$

$f$  : Facteur de frottement de DARCY

$W$  : Débit à la température d'écoulement ( $kg/h$ )

$\rho$ : Densité massique de fluide ( $kg/m^3$ )

$d$ : Diamètre intérieur de tube

$MW$  : La masse molaire

$p$  : Pression( $kpa$ )

$T$  : température( $^{\circ}K$ )

$Z$  : facteur de compression

**c) Calcul de Z:**

$$Pr = \frac{P}{P_c} = \frac{1.24}{1074} = \frac{1.24}{73.06} = 0.017 \quad (\text{II.13})$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{51.7}{87.91} = \frac{125.06}{87.91} = 1.42 \quad (\text{II.14})$$

D'après (Annexe 1)     **le Z=0.998**

**d) La formule de Reynolds:**

$$Re = 354 \frac{W}{du} = \frac{dV\rho}{u} \quad (\text{II.15})$$

$u$  : 0.015 centpoise

$$Re = 354 \frac{890,76*6}{0.015*152.4} = 8.27 \cdot 10^5 \quad (\text{II.16})$$

$Re = 8.27 \cdot 10^5$

D'après le nombre de Reynolds on conclue que le régime est turbulent car  $Re > 2000$ .

**d) Détermination de  $\frac{\varepsilon}{D}$**

$Re_t = 8.27 \cdot 10^5$  et l'acier commercial on obtient : (Annexe 2)

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0003 \text{ d'après (Annexe3) } f = 0.011$$

D'après la méthode de DARCY on peut calculer les formules précédentes on tient compte de la pression et de la température.

$$p_{co_2} = 1.24(\text{bars})$$

$$T_{co_2} = 51.7(c^\circ)$$

Donc :

$$\rho_{\text{mélange}} = \frac{PM_w}{RTZ} \quad (\text{II.17})$$

$$M_w = M_wco_2 * p_{co_2} + M_wh_2o * p_{h_2o} = 44.01 * 0.87 + 18 * 0.13 \quad (\text{II.18})$$

$$M_w = 40,62 \quad (\text{II.19})$$

$$\rho = \frac{1.24 * 40.62 \cdot 10^2}{0.998 * 324.7 * 8.314} = 1.87 \text{ g /mole} \quad (\text{II.20})$$

Les résultats obtenus de calcul de perte de charge par la méthode de DARCY sont:

$$P_{100} = \frac{62530 * 0.011 (890.76 * 6)^2}{(152)^5 * 1.87} = 0.13 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{II.21})$$

$$P_{100} = 1.84 \text{ psi / 100 m}$$

$$P_{300} = 5.52 \text{ psi / 300 m}$$

$$P_{3500} = 64.4 \text{ psi / 3500 m}$$

#### II.4.2 Le calcul des pertes de charges singulières

La formule utilisée pour le calcul de perte de charge singulière est :

$$\Delta H_{\text{coude } 90^\circ} = K \left( \frac{V^2}{2g} \right) \quad (\text{II.22})$$

▪ **Calcul de K:**

Pour un coude de  $90^\circ$  on à la formule suivante:

$$K = 30f_r \text{ (Annexe11 tableau 1)}$$

Avec:  $f_r$ : le facteur de frottement

D'après : l'Annexe 4 tableaux 2

$$f_r = 0.0145 \text{ donc:}$$

$$K = 30 * 0.0145 = 0.435 \quad (\text{II.23})$$

$$K = \mathbf{0.435} \quad (\text{II.24})$$

Le débit volumique est donné par la formule suivante:

$$Q = V * S \Rightarrow V = \frac{Q}{S} \quad (\text{II.25})$$

$$\text{Avec: } S = \pi \frac{D^2}{4} = \frac{\pi(0.152)^2}{4} = 0.018 \text{ ft}^2 \quad (\text{II.26})$$

$$S = \mathbf{0.018} \text{ ft}^2 \quad (\text{II.27})$$

Le diamètre de la conduite égale a

$$D \text{ (ft)} = \mathbf{0.154} \text{ ft}$$

$$\text{Donc } V = \frac{5344.56/1.87*3600}{0.018} \quad (\text{II.28})$$

$$V = 44.1 \text{ m/s} \quad (\text{II.29})$$

En remplaçant dans la formule:

$$\Delta H = k \frac{V^2}{2g} \quad (\text{II.29})$$

A.N:

$$\Delta H = 0.435 * \frac{(44.1)^2}{2*9.81} \quad (\text{II.30})$$

$$\Delta H = 34.12 \text{ m}$$

$$\Delta P = \rho * g * \Delta H = 1.87 * 9.8 * 34.12 = 625.28 \text{ Kg / ms}^2 \quad (\text{II.31})$$

$$\Delta P = 0.87 \text{ psi} \quad 0.06 \text{ bars}$$

### II.4.3. Calcul de la perte de charge totale :

$$\Delta P_T = \text{pertes de charge singulières} + \text{pertes de charge linéaires} \quad (\text{II.32})$$

$$\Delta P_T = 1.84 + 0.87 = 2.71 \text{ psi} \quad (\text{II.33})$$

$$\Delta PT = 2.71 \text{ psi} \quad (\text{II.34})$$

Au fur et à mesure que la pression diminue à cause de la résistance aux conduites et aux raccords et soupapes, et du frottement qu'il engendre, le gaz se dilate et sa vitesse s'accroît.

## II.5. Dimensionnement de l'échangeur

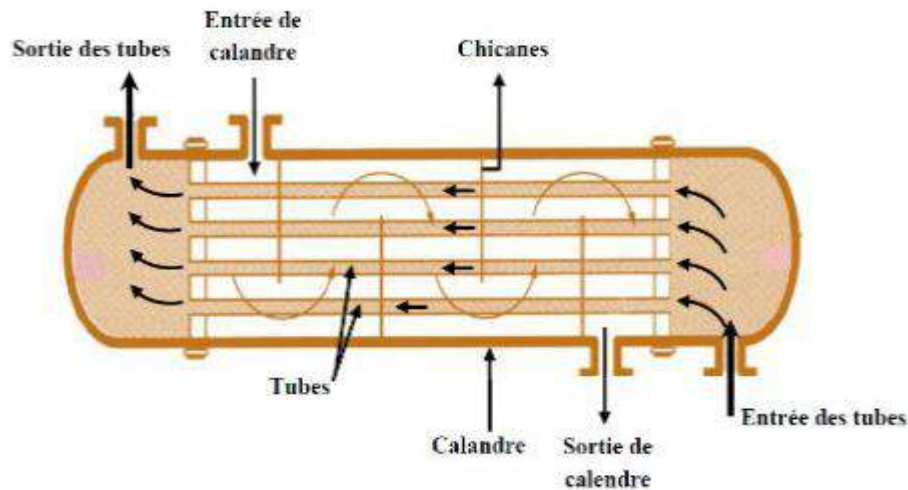


Figure II.2 : Schéma d'un échangeur de chaleur

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

### II.5.1. Les Caractéristiques de l'échangeur de chaleur

Dans les tableaux II .5 et II .6 nous avons présenté les données de base recueillies sur site et la documentation disponible



**Tableau. II .5 :** les données de l'échangeur de chaleur

fluide	Calandre (CO <sub>2</sub> )	Tube (H <sub>2</sub> O)
Débit (LB/hr)	11782.72	1054.55
Température (°F)	T1=125.06 T2=86	T1=72.2 T2=98.6
Masse volumique (lb/ft <sup>3</sup> )	0.128	62.41
CP(BTU/lb deg)	0.383	1
Viscosité (lb/ft h)	0.038	2.42
Cond(BTU/ ft h)	0.011	0.346

**Tableau. II .6 :** d'après (ANNEXE4)

Caractéristiques mécaniques	Les paramètres
Longueur du faisceau	L= 10 ft
Nombre de passe Calandre	nc=2
Faisceau	nt=4
Diamètre extérieur	do=0.062 ft
Diamètre intérieur	di=0.051 ft
Disposition des tubes	Carré
Pas de tube	0.083 ft
Diamètre équivalent	0.062 ft

### II.5.2. Calcul thermique

Quel que 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:

$$Q = M C_p (T_2 - T_1) \quad (\text{II.35})$$

$$Q = 11782.72 * 0.383 * (125.06 - 86) \quad (\text{II.36})$$

$$Q = 176.26 \cdot 10^3 \text{ btu/hr} \quad (\text{II.37})$$

Q : puissance thermique de l'appareil (btu/hr)

M : débit massique circulant à l'intérieur des tubes (lb / hr)

Cp : chaleur spécifique de fluide froid (btu /lb °F)

T1 : température d'entrée cotée tube (°F)

T2 : température de sortie cotée tube (°F)

### 1. Calcul de l'écart logarithmique moyen 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 :

$$\Delta T_{LTM} = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}} \quad (\text{II.38})$$

Fluide chaud (gaz)	Fluide froid (eau de mer)
$T_1 = 125.06 \text{ F}^0$	$t_1 = 75.2 \text{ F}^0$
$T_2 = 86 \text{ F}^0$	$t_2 = 98.6 \text{ F}^0$

T<sub>1</sub>: température d'entrée de fluide chaud

T<sub>2</sub>: température de sortie de fluide chaud

t<sub>1</sub>: température d'entrée de fluide froid

t<sub>2</sub>: température de sortie de fluide froid

$$\Delta T_{\max} = T_2 - t_1 = 86 - 75.2 = 10.8 \text{ F}^0 \quad (\text{II.39})$$

$$\Delta T_{\min} = T_1 - t_2 = 125.06 - 98.6 = 26.46 \text{ F}^0 \quad (\text{II.40})$$

Nous remplaçons ces deux termes dans L'équation (II.38) nous obtenons :

$$\Delta T_{LTM} = 17.47 \text{ F}^0 \quad (\text{II.41})$$

**2. Calcul de Facteur de correction :**

$$\bullet \quad P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{98.6 - 75.2}{125.06 - 75} \quad (\text{II.42})$$

$$P = 0.46$$

$$\bullet \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{125.06 - 86}{98.60 - 75.2} \quad (\text{II.43})$$

$$R = 1.66$$

D'après (Annexe6)  $F = 0.85$

**3. Détermination des températures calorifiques :**

Pour la détermination des caractéristiques des deux fluides, il faut connaître les températures calorifiques et qui sont données par les formules suivantes :

$$F_c = \frac{\Delta TLM - \Delta T_{\min}}{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}} = \frac{17.47 - 26.46}{10.8 - 26.46} \quad (\text{II.44})$$

$$F_c = 0.57$$

**• Coté tube :**

$$t_c = t_2 + F_c(t_1 - t_2) = 24.33 \text{ c}^\circ \quad (\text{II.45})$$

**• Coté calandre :**

$$T_c = T_1 + F_c(T_2 - T_1) = 39.03 \text{ c}^\circ \quad (\text{II.46})$$

**4. Calcul de coefficient de transfert propre :**

Pour calculer le coefficient de transfert propre ( $U_p$ ) il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

**a. Calcul de la surface disponible:**

D'après la formule :

$$Q = U * Ad * \Delta TLM \quad (\text{II.47})$$

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

U : coefficient de transfert global (btu /hr  $F^0 \text{ ft}^2$ ) = 30 KCAL /hr  $f^0 \text{ ft}^2$  (le tableau 1 Annexe7)

On tire  $Ad = \frac{Q}{U * \Delta TLM}$  (II.48)

**A.N** :

$$Ad = \frac{176.26 \cdot 10^3}{30 \cdot 17.47} = 336.3 \text{ ft}^2 \quad (\text{II.49})$$

$$Ad = 336.3 \text{ ft}^2 = 31.24 \text{ m}^2 \quad (\text{II.50})$$

**b. Calcul de nombre des tubes :**

$$Ad = Nt * \pi * di * L \quad (\text{II.51})$$

$di$  : Diamètre intérieur de tube (ft)

$L$  : Longueur de tube (ft)

$N$  : Nombre de tubes

à partir de l'équation de la surface on déduit  $Nt$

$$Nt = \frac{Ad}{\pi * di * L} \quad (\text{II.52})$$

**A.N**

$$Nt = \frac{336.3}{\pi * 0.051 * 10} = 210 \text{ tubes} \quad (\text{II.53})$$

$$Nt = 210 \text{ tubes}$$

**c. Calcul de section de passage  $a_t$  (cote tube)**

$$a_t = \frac{\pi(di)^2 * Nt}{nt * 4} \quad (\text{II.54})$$

**A.N**:

$$a_t = \frac{\pi(0.051)^2 * 210}{4 * 4} = 0.11 \text{ ft}^2 \quad (\text{II.55})$$

$$a_t = 0.11 \text{ ft}^2$$

**d. Calcul de la vitesse massique de fluide froid ( $G_t$ ) :**

$$G_t = \frac{M}{a_t} \quad (\text{II.56})$$

$G_t$  : Vitesse massique de fluide froid (lb / hr ft<sup>2</sup>)

$M$  : débit massique de fluide froid (lb /hr)

$a_t$  : section de passage coté tube (ft<sup>2</sup>)

**A.N :**

$$G_t = \frac{1054.55}{0.11} = 9.58 \cdot 10^3 \text{ lb/ft}^2 \text{ h} \quad (\text{II.57})$$

$$G_t = 9.58 \cdot 10^3 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr} \quad (\text{II.58})$$

**e. Calcul de nombre de Reynolds  $Re_t$  :**

$$Re_t = \frac{G_t * d_i}{\mu} \quad (\text{II.59})$$

$Re_t$  : Nombre de Reynolds coté tube

$\mu$  : viscosité dynamique de fluide froid (lb/ft hr)

**A.N :**

$$Re_t = \frac{0.051 * 9.58 \cdot 10^3}{2.42} = 201.892 \quad (\text{II.60})$$

$$Re_t = 201.892 \quad (\text{II.61})$$

régime laminaire  $Re_t < 2100$

**f. Calcul de coefficient de film interne  $h_i$  (cote tube) :**

Pour calculer  $J_h$  on utilise (Annexe8 . Fug1)

On trouve  **$J_h = 4$**

On déduit le coefficient de film interne  $h_i$

$$h_i = J_h * \frac{A * c_p * \mu^{0.33}}{d_i * A_d} \quad (\text{II.62})$$

**A.N :**

$$h_i = \frac{4 * 0.346}{0.051} * \left( \frac{1.03 * 2.42}{0.346} \right)^{0.33} = 52.04 (\text{btu/F}^0 \text{ ft}^2 \text{ hr}) \quad (\text{II.63})$$

$$h_i = 52.04 (\text{btu/F}^0 \text{ ft}^2 \text{ hr}) \quad (\text{II.64})$$

Ce coefficient est amené à être corrigé en multipliant par le rapport des diamètres interne et externe

$$h_{io} = h_i * \frac{d_i}{d_o} = \frac{52.04 * 0.051}{0.062} = 42.80 \text{ BTU/Fft}^2\text{h} \quad (\text{II.64})$$

$$h_{io} = 42.80 \text{ btu/F}^0 \text{ ft}^2 \text{ hr} \quad (\text{II.65})$$

**g. Calcul de section de passage ac (cote calandre):**

$$ac = \frac{d_c * (p - d_o)}{p} * B \quad (\text{II.66})$$

$d_i$  : Diamètre de la calandre (ft)

$p$  : Le pas (ft)

$d_o$  : Diamètre extérieure de tube (ft )

$B$  : Espacement entre chicanes (ft)

$ac$  : Section de passage (coté calandre) ( ft<sup>2</sup> )

$d_c$  : Diamètre de la calandre

- **Calcul d'espacement entre chicanes (B) :**

- **Calcul de nombre de chicanes (Nc)**

$$L = (N_c + 1) 0.25 D_c \quad (\text{II.67})$$

$N_c$  : Nombre de chicane

$$\text{D'où : } N_c + 1 = \frac{L}{0.25 D_c} \quad (\text{II.68})$$

**A.N:**

$$N_c = \frac{10}{0.25 * 1.69} + 1 = 24 \quad (\text{II.69})$$

**Nc =24 chicanes**

$$B = \frac{L}{N_c} = \frac{10}{24} = 0.416 \text{ ft} \quad (\text{II.70})$$

B= 0.416 ft

**A.N:**

$$ac = \frac{1.69 * (0.083 - 0.062)}{0.083} * 0.416 = 0.178 \text{ ft}^2 \quad (\text{II.71})$$

$$ac = 0.178 \text{ ft}^2$$

**h. Calcul de la vitesse massique  $G_c$  (coté calandre) :**

$$G_c = \frac{M}{ac} \quad (\text{II.72})$$

$G_c$  : vitesse massique de fluide chaud (lb /hr ft<sup>2</sup>)

$M$  : débit massique de fluide chaud (lb/hr)

**A.N :**

$$G_c = \frac{11782.72}{0.178} = 6.6 \cdot 10^4 \text{ lb/ft}^2\text{hr} \quad (\text{II.73})$$

$$G_c = 6.6 \cdot 10^4 / \text{ft}^2\text{hr} \quad (\text{II.74})$$

**i. Calcul de Reynolds  $Re_c$  (cote calandre) :**

$$Re_c = \frac{G_c \cdot d_e}{\mu} \quad (\text{II.75})$$

$\mu$  : viscosité dynamique de fluide chaud (lb/ft hr)

$d_e$  : diamètre équivalent (ft)

**A.N :**

$$Re_c = \frac{6.6 \cdot 10^4 \cdot 0.062}{0.038} = 1.08 \cdot 10^5 \quad (\text{II.76})$$

$$Re_c = 1.08 \cdot 10^5$$

Selon( Annexe 8 .Fug 2 )  $J_h = 297$

On déduit  $h_o$ :

$$h_o = \frac{\lambda}{De} * \left( \frac{cp * \mu}{\lambda} \right)^{0.33} * JH = 297 \frac{0.011}{0.062} * \left( \frac{0.383 * 0.038}{0.011} \right)^{0.33} = 57.75 \text{ BTU/Fhft}^2 \quad (\text{II.77})$$

$$h_o = 57.75 \text{ btu/F}^0 \text{ ft} \quad (\text{II.78})$$

Donc

$$Up = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{57.75 * 42.80}{57.75 + 42.80} = 24.58 \text{ BTU/hft}^2\text{F} \quad (\text{II.79})$$

$$Up = 24.58 \text{ btu/ft}^2\text{F}^0\text{hr} \quad (\text{II.80})$$

**5. calcul de coefficient de transfert sale  $U_s$  :**

$$U_s = U_p * (1 + R_s * U_p) \quad (\text{II.81})$$

$$R_s = R_w + R_t + R_{io} \quad (\text{II.82})$$

$R_w$  : résistance du métal (ft<sup>2</sup> hr F<sup>0</sup> /btu)

$R_t$  : résistance d'encrassement du fluide coté tube (ft<sup>2</sup> hr F<sup>0</sup>/btu)

$R_{io}$  : résistance d'encrassement du fluide coté calandre (ft<sup>2</sup> hr F<sup>0</sup>/btu)

$R_w = 0.000257$  d'après Annexe (7 . Tableau2)

$$R_t = \frac{1}{h_{io}} = \frac{1}{42.80} = 0.023 \quad (\text{II.83})$$

$$R_{io} = \frac{1}{h_o} = \frac{1}{57.75} = 0.017 \quad (\text{II.84})$$

**AN**

$$R_s = 0.000257 + 0.023 + 0.017 \quad (\text{II.85})$$

$$R_s = \mathbf{0.040 \text{ ft}^2\text{hrF}^0/\text{btu}}$$

**A.N:**

$$U_s = U_p * (1 + R_s * U_p) = \mathbf{24.58} (1 + 0.048 * 24.58) \quad (\text{II.86})$$

$$U_s = \mathbf{53.58 \text{ btu/ft}^2\text{F}^0\text{hr}}$$

D'après la formule suivante :

$$Q = U_s * F * A_s * \Delta TLM \quad (\text{II.87})$$

On déduit la surface requise

$$\Rightarrow A_s = \frac{Q}{U_s * F * \Delta TLM} = \frac{176.26 \cdot 10^3}{0.57 * 17.47 * 53.58} = 303.35 \text{ ft}^2 \quad (\text{II.88})$$

$$A_s = \mathbf{303.35 \text{ ft}^2}$$

**Vérification :**

$$\frac{A_d - A_s}{A_s} * 100 = (10\% - 20\%)$$

**A.N:**



$$\frac{Ad-As}{As} = \frac{336.3-303.35}{303.35} * 100 = 11\% \quad (\text{II.89})$$

### II.5.3. 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 cotée 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 s'écrira donc :

$$\Delta p_t = \frac{f_t * G_t^2 * L * n}{5.22 * 10 * d_t * s * q_t} \quad (\text{II.90})$$

$$f_t : \text{Facteur de friction} = 0.005(\text{Ret})^{-0.33} = 4.2910^{-4}$$

$G_t$  : Vitesse massique de fluide froid

$L$  : Longueur de tube

$d_t$  : Diamètre de tube

$s$  : densité de fluide froid

$$q_t = \frac{\mu^{0.14}}{\mu} = 1$$

**A.N :**

$$\Delta P_t = \frac{4.2910^{-4} * (9.58 \cdot 10^3)^2 * 10 * 4}{5.22 \cdot 10^{10} * 0.051 * 62.41} = 0.016 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 0.016 \text{ kg/cm}^2 = 0.0157 \text{ bar}$$

#### 2. Pertes de charge cotée calandre :

$$\Delta p_c = \frac{f_c * G_c^2 D_s * (N_c + 1)}{5.2210^{10} * d_e * s} \quad (VI)$$

$G_c$  : Vitesse massique de fluide chaud ( lb/ft<sup>2</sup> hr )

$N_c$  : Nombre de chicanes

$S$  : densité de fluide chaud

$d_e$  : Diamètre équivalent (ft)

▪ **Calcul de  $F_c$  :**

$$F_c = 0.013 * (Re_c)^{-0.22} \quad (II.91)$$

$$F_c = 9.4 \cdot 10^{-4}$$

**AN :**

$$\Delta P_c = \frac{9.410^{-4} * (9.4210^4)^2 * (24 + 1)}{5.2210^{10} * 0.062 * 0.128} = 0.5 \text{ psi} \quad (II.92)$$

$$\Delta p_c = 0.5 \text{ Psi}$$

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

Perte de charge cote calandre est très faible en raison de sa vitesse qui est réduite du faite que la circulation est naturelle.

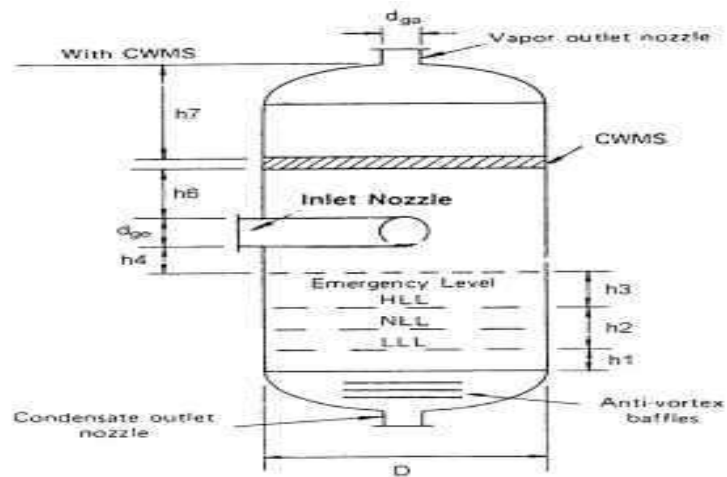
## II.6. Dimensionnement d'un séparateur

Suite au passage du mélange gazeux du gaz carbonique dans l'échangeur la température passe de 51 ° C à 30 ° C , cette baisse de température favorise la condensation de l'eau d'où la nécessité de la séparer du flux gazeux , donc il devient normal le choix d'un ballon de séparation. 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 entraîne par la vapeur entraîne le placage des larges gouttelettes sur le déflecteur et tombent par la gravite.

- la deuxième étape est la séparation secondaire où 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 de désengagement puisse être déterminé.



**Figure II.3** : Schéma d'un séparateur

**Tableau II .7** : le choix de temps de rétention et le temps d'alarme en fonction du service du ballon

Type de ballon	Temps de rétention(min)	Temps d'alarme (min)
Ballon d'alimentation d'une unité	10	5
Ballon séparateur alimentant 1 - une colonne 2 - un réservoir a) avec une pompe à travers un échangeur b) sans pompe 3 - alimentation d'un four	5 5 2 10	5 2 1 3
Ballon accumulateur 1- reflux uniquement 2 - reflux plus produit	3 3	2 2
Fond de colonne 1 -alimentation d'une colonne 2 - alimentation d'une autre colonne	5	2
ballon d'aspiration d'un compresseur	3 entre alarme et fermeture 10entre ligne de soudure du fond et l'alarme	

**Tableau. II .8** : les valeurs de H<sub>LLL</sub> en fonction du diamètre et la pression Annexe(9)

Diamètre(ft)	ballon vertical		ballon horizontal
	< 300 psi	> 300psi	
< 4	15 in	6in	9in
6	15in	6in	10in
8	15in	6in	11in
10	6in	6in	12in
12	6in	6in	13in

**a- Dimensionnement des séparateurs liquide vapeurs verticaux :**

Le CO<sub>2</sub> représente 92 % du mélange

**Tableau II .9** : les données de service de séparateurs liquide vapeurs

Pression de service	1.24 bars	17.98 psi
Masse volumique du liquide	1000.16Kg/m <sup>3</sup>	62 .41 lb/ft <sup>3</sup>
Masse volumique du vapeur	2.05	0.128 lb/ft <sup>3</sup>
Débit massique du vapeur	4917 Kg/h	10842 lb/h
Débit massique du liquide	427.56 Kg/h	942.7 lb/h

**II.6.1. Calcul de la vitesse critique de la vapeur :**

$$U_t = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (II.93)$$

$\rho_v$  : masse volumique de la phase vapeur (lb /ft<sup>3</sup>)

$\rho_L$  : masse volumique de liquide (lb/ ft<sup>3</sup> ) .

On calcul K à partir de la formule de SOUDERS BROWN

$$K = 0.24 - 0.0001 ( p - 100 ) = 0.24 - 0.0001 ( 17.98 - 100 ) = 0.248 \text{ ft} \quad (II.94)$$

**K= 0.248 ft**

AN:

$$U_t = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.248 \sqrt{\frac{62.41 - 0.128}{0.128}} = 5.47 \text{ ft/sec}$$

$$U_t = 5.47 \text{ ft/sec}$$

Et on fixe  $U_V = 0.75 U_t = 0.75 * 5.47 = 4.10 \text{ ft/sec}$

$$U_V = 4.10 \text{ ft/sec}$$

### II.6.2. Calcul du diamètre du séparateur D

- Calcul du débit volumique de la vapeur

$$Q_V = \frac{W_V}{3600 * \rho_V} \quad (\text{II.95})$$

$$Q_V = \frac{10842}{3600 * 0.128}$$

$Q_V$ : le débit massique de la vapeur

$$Q_V = 23.53 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{vd} = \sqrt{\frac{4Q_V}{\pi U_V}} \quad (\text{II.96})$$

$$D_{vd} = \sqrt{\frac{4 * 23.53}{\pi * 4.10}} = 2.7 \text{ ft}$$

$$D_{vd} = 2.7 \text{ ft}$$

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

$$D = D_{vd} + 6 \text{ in} = 2.7 + 6/12 = 3.20 \text{ ft} \quad (\text{II.97})$$

$$D = 3.20 \text{ ft}$$

### II.6.3. Calcul de la hauteur de séparateur

#### 1. Calcul du volume de rétention :

$$V_H = T_H * Q_L \quad (\text{II.98})$$

$Q_L$  : débit volumique du liquide ( $\text{ft}^3/\text{min}$ )

$T_H$ : temps de rétention (min)

- Calcul du débit volumique du liquide

$$Q_L = \frac{W_L}{3600 * \rho_L} \quad (\text{II.99})$$

$$Q_L = \frac{942.7}{3600 * 62.41}$$

$$Q_L = 0.0042 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_L = 0.252 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Sélectionner le temps de rétention (Tableau II .7 )

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

**A.N :**

$$V_H = 3 * 0.252 = 0.756 \text{ ft}^3$$

$$V_H = 0.756 \text{ ft}^3$$

### 2.Calcul du volume d'alarme:

$$V_s = T_s * Q_L = T_H/2 * Q_L \quad (\text{II.100})$$

$Q_L$  : débit volumique du liquide (ft<sup>3</sup>/min)

$T_s$  : temps d'alarme (min)

**A.N :**

$$V_s = 3/2 * 0.252$$

$$V_s = 0.378 \text{ ft}^3$$

### 3.Calculer la hauteur minimale du liquide H<sub>lll</sub>

D'après le ( Tableau II .7)

$$D < 4$$

$$P < 300 \text{ PSI} \quad \text{on obtient} \quad H_{lll} = 15 \text{ in} = 1.25 \text{ ft}$$

### 4.Calcul de la hauteur de rétention H<sub>H</sub>:

$$H_H = \frac{4V_H}{\pi D^2} \quad (\text{II.101})$$

**A N :**

$$H_H = \frac{4 * 0.756}{\pi (3.20)^2} = 0.1 \text{ ft}$$

$$H_H = 0.1 \text{ ft}$$

**5. Calcul de la hauteur d'alarme H<sub>s</sub> :**

$$H_S = \frac{4V_S}{\pi D^2} = \frac{4 * 0.378}{\pi(3.2)^2} = 0.05 \text{ ft} \quad (\text{II.102})$$

$$H_s = 0.05 \text{ ft}$$

**6. Calcul de la hauteur H<sub>lin</sub> (centre de l'alimentation) :**

$$H_{lin} = 12 + d_n \text{ (in) avec déflecteur à l'entrée} \quad (\text{II.103})$$

D'où d<sub>n</sub> : diamètre de la tubulure d'entrée se calcul comme suit :

• **Calcul de d<sub>n</sub>**

$$d_n = \frac{4(Q_V + Q_L)}{\pi 60 \sqrt{\rho_m}} \quad (\text{II.104})$$

$$Q_m = Q_L + Q_V \text{ débit moyen (ft}^3 \text{/sec)}$$

$$Q_m = 0.0042 + 23.53 = 23.534 \text{ ft}^3 \text{/sec}$$

• **Calcul de ρ<sub>m</sub>**

$$\rho_m = \frac{Q_V \rho_V + Q_L \rho_L}{Q_L + Q_V} \quad (\text{II.105})$$

A.N

$$\rho_m = \frac{10842 * 0.128 + 62.41 * 942.7}{10842 + 942.7} = 5.11 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_m = 5.11 \text{ lb/ft}^3$$

En remplaçant Q<sub>m</sub>, ρ<sub>m</sub>, on obtient :

$$d_n = \frac{4Q_m}{\pi 60 \sqrt{\rho_m}} = \frac{4 * (23.53)}{\pi 60 \sqrt{5.11}} = 0.99 \text{ ft} \quad (\text{II.106})$$

$$d_n = 0.99 \text{ ft}$$

donc:

$$H_{lin} = 12 + 0.99 * 12 = 23.88 \text{ in} \quad (\text{II.107})$$

$$H_{lin} = 1.98 \text{ ft}$$

**7. Calcul de la hauteur de désengagement de la vapeur H<sub>d</sub> :**

$$H_d = 0.5 D = 0.5 * 3.20 = 1.6 \text{ ft} \quad (\text{II.108})$$



$H_d = 1.6\text{ft}$

**Remarque :** il faut rajouter une hauteur HME égale 1.5 ft, 0.5 ft pour la largeur du demister et 1 ft du demister jusqu'à la ligne de soudure du haut du ballon.

Donc :  $HME = 1,5\text{ ft}$  si il y a un demister

### 8. Calcul de la hauteur totale HT :

$$HT = H_{lin} + H_d + H_s + H_{me} + H_H + H_{III} \quad (\text{II.109})$$

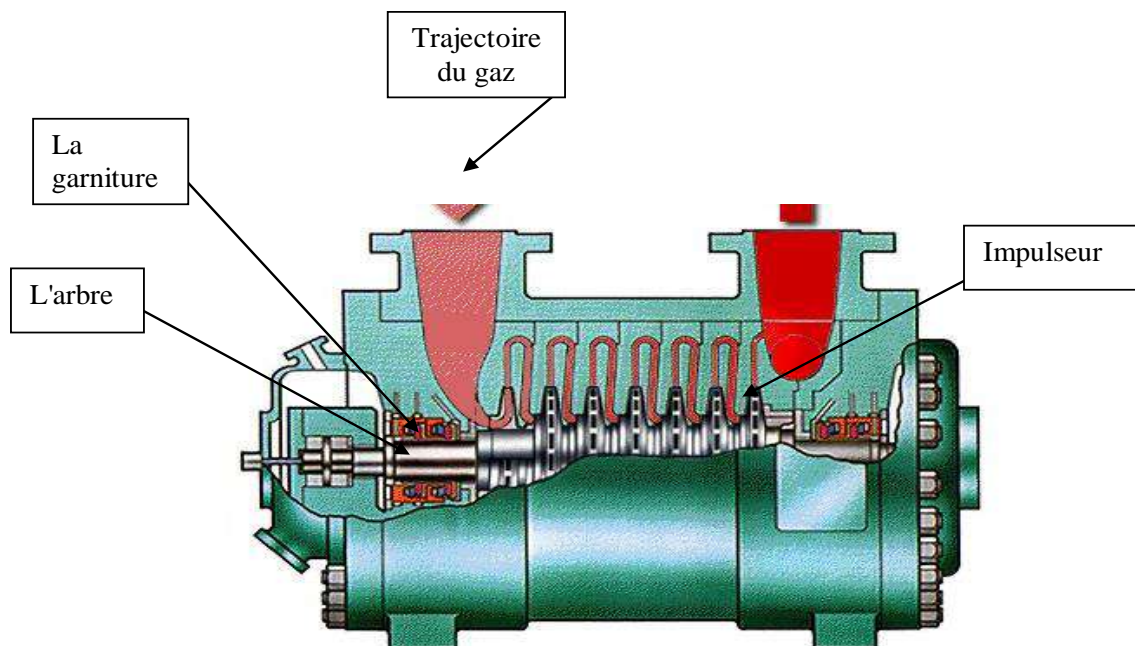
$$HT = 1.98 + 1.6 + 0.05 + 1.5 + 0.1 + 1.25$$

$$HT = 6.48\text{ ft}$$

### II.5.4. Vérification si $HT/D$ est supérieure à 1.5

$$\frac{HT}{D} = \frac{6.48}{3.2} = 2.02 > 1.5\text{ft} \quad (\text{II.110})$$

## II.7. Dimensionnement du compresseur



**Figure II .4.** Schéma d'un compresseur

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 à 7 bars. C'est 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 de même que la puissance adiabatique.

### II.7.1. 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. type 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

**Tableau II .10 : Paramètres de service de compresseur**

Pression d'aspiration ( $P_1$ )	1.24 bar	17.98psi
Pression de refoulement	7 bars	101.53 psi
Débit massique des vapeurs	4917 Kg/h	1.36 Kg/s
Température d'aspiration ( $T_1$ )	86 (°F)	30 (°C)

#### 1) 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 suivante :

$$S = 1.43 \log_{10} \left[ \frac{P_2}{P_1} \right] \quad \text{d'où } P_1 = 1.24 \text{ bar} \quad P_2 = 7 \text{ bars}$$

$$\text{Donc: } S = 1.43 \log_{10} \left[ \frac{7}{1.24} \right] = 1.07$$

**S= 1étage.**

- **Facteur de compressibilité Z :**

$$P_1 = 1.24 \text{ bar} \quad T_1 = 303 \text{ °K}$$

Et d'après l'encyclopédie des gaz on trouve les valeurs suivantes pour TC et PC D'après la (Annexe 2)

$$T_C = 304.22 \text{ °K} \quad P_C = 7 \text{ bar}$$

$$T_r = \frac{T_1}{T_C} = \frac{546}{547.6} = 0.997 \quad (\text{II.111})$$

$$P_r = \frac{P_1}{P_C} = \frac{13.05}{681.67} = 0.019 \quad (\text{II.112})$$

D'après la [Annexe1] on obtient : **Z=0.995**

## 2) Calcul de débit volumétrique à l'admission ( $V_1$ ) :

$$\rho_1 = \frac{MP_1}{8.3145T_1Z_1} \quad (\text{II.113})$$

AN:

$$\rho = 0.138 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_1 = \frac{\text{masse}}{\rho_1}$$

A.N

$$V_1 = \frac{10842}{0.138} = 7.8 \cdot 10^4 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Au moyen du volume d'aspiration et à partir de l'Annexe (10), on obtient :

- Rendement polytropique  $\eta_p = 0.74$
- Rendement adiabatique  $\eta_{ad} = 0.70$

## 3) Calcul de refoulement:

### 1. Calcul de l'exposant adiabatique (K) :

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \quad (\text{II.114})$$

A.N :

$$k = \frac{37.24}{37.24 - 8.314}$$

$$k = 1.28$$

**2. Calcul de l'exposant polytropique ( $\gamma_1$ )**

$$\gamma_1 = \frac{K_1 - 1}{K_1} \quad (\text{II.115})$$

$$\gamma_1 = \frac{1.28 - 1}{1.28}$$

$$\gamma_1 = 0.22$$

**3. Calcul de rapport de compression (r)**

$$r = P_2/P_1 \quad (\text{II.116})$$

AN :

$$r = \frac{7}{1.24}$$

$$r = 5.64$$

**4. Estimation de la température de refoulement initiale ( $T_2$ )**

$$T_2 = T_1 + \frac{T_1}{\eta_{\text{ad}}} [r^{\gamma_1} - 1] \quad (\text{II.117})$$

AN :

$$T_2 = 303 + \frac{303}{0.74} [5.64^{0.22} - 1]$$

$$T_2 = 494.3 F^{\circ}$$

$$T_2 = 221.3 F^{\circ}$$

Pour n= 1 étages on a :

$$r = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{3}} = 1.80 \quad (\text{II.118})$$

La nouvelle température est :

$$T_2 = T_1 + \frac{T_1}{\eta_p} ((r^{0.22}) - 1) \quad (\text{II.119})$$

AN :

$$T_2 = 303 + \frac{303}{0.74} ((1.80)^{0.22} - 1)$$

$$T_2 = 187.43 F^{\circ}$$

**5. Calcul de facteur de compressibilité à la sortie:**

- Calcul de la pression et température réduite :

$$P_{r_2} = P_2 / P_c \quad (\text{II.120})$$

A.N.:.

$$p_r = \frac{709.29}{7503.4}$$

$$pr = 0.094$$

$$T_{r_2} = \frac{T_2}{T_c}$$

AN :

$$T_r = \frac{359}{304.06} = 1.18$$

$$Z_2 = 0.98 \quad \text{D'après (L'annexe 1)}$$

$$Z_a = \frac{Z_1 + Z_2}{2} = \frac{0.98 + 0.995}{2} = 0.987$$

**6. Calcul le travail de compression :****a. Calcul de travail poly tropique:**

- Calcul de l'exposant adiabatique admissible ( $k_a$ )

$$K_a = \frac{K_1 + K_2}{2} \quad (\text{II.121})$$

- Calcul de  $k_2$

$$K_2 = \frac{C_p}{C_p - R} \quad (\text{II.122})$$

AN:

$$K_2 = \frac{39.5}{39.5 - 8.314}$$

$$K_2 = 1.26$$

On obtient :

$$K_a = \frac{1.28 + 1.26}{2} = 1.27$$

$$\frac{n-1}{n} = \frac{K_a - 1}{K_a} * \frac{1}{\eta_p} = \frac{1.27 - 1}{1.27} * \frac{1}{0.74}$$

$$n = 0.28$$

On déduit :

$$W_p = \frac{Z_a R T_1}{M \frac{n-1}{n}} \left[ (P_2/P_1)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (\text{II.123})$$

$$W_p = \frac{0.995 * 8.314 * 303}{0.28 * 42.965} [(5.64)^{0.28} - 1] = 55.96 \text{btu/lb}$$

### b. 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:

$$W_{ad} = \frac{\eta_{ad}}{\eta_p} W_p \quad (\text{II.124})$$

$$W_{ad} = 129.83 * \frac{0.70}{0.74} = 122.81 \text{KJ/kg}$$

## 7. calcul de la hauteur de charge :

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

### a. Calcul de la hauteur polytropique ( $H_p$ )

$$H_p = \frac{W_p}{g} \quad (\text{II.125})$$

AN :

$$H_p = \frac{129.83 * 10^3}{9.8} = 44159.8 \text{ft}$$

### b. Calcul de la hauteur adiabatique ( $H_{ad}$ )

$$H_{ad} = \frac{W_{ad}}{g} \quad (\text{II.126})$$

AN :

$$H_{ad} = \frac{122.81 * 10^3}{9.8} = 41772.1 \text{ft}$$

## 8. Calcul de la puissance de compression

$$P = \frac{m(\text{kg/s})W_{ad}(\text{Nm/kg})}{1000\eta_{ad}} \quad (\text{II.127})$$

AN :

$$P = \frac{1.36 * 122.82 * 10^3}{1000 * 0.70}$$

$$P = 238 \text{btu/s}$$

### II.8. Simulation via Hysys version 14

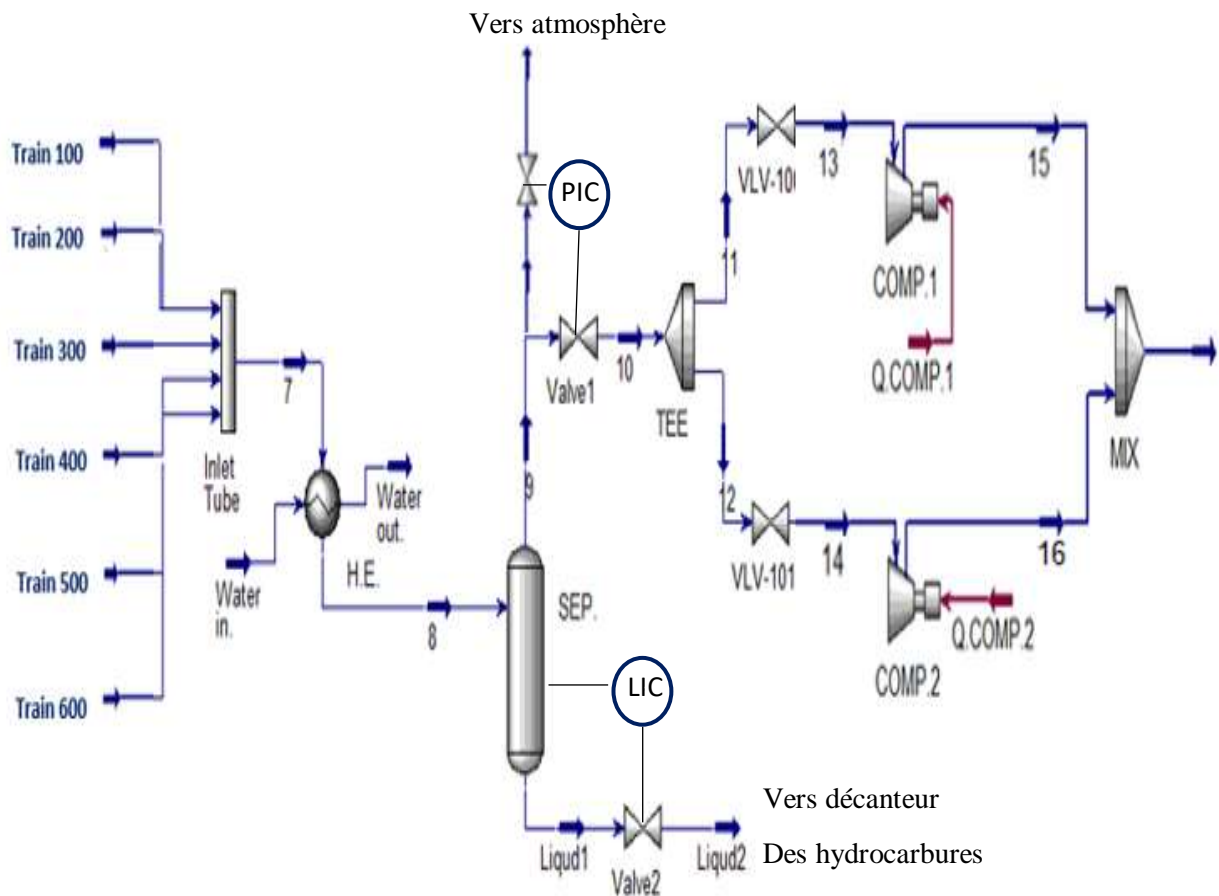


Figure II .5 : Procédé de récupération proposé avec HYSYS 14.

Tableau II .11 : tableau comparatif

équipement	Paramètre	Résultat par HYSYS	Résultat par calcul	Unités
Des conduites	Diamètre	0.154	0.154	ft
Echangeur	-DTLM	23.65	17.47	F <sup>0</sup>
	-Facteur de correction	0.96	0.58	Sans unité
	-Coefficient du film interne (hi)	25.06	52.04	btu/F <sup>0</sup> ft <sup>2</sup> hr
	-Coefficient du film externe (ho)	11.1	57.75	BTU/Fhft <sup>2</sup>
Ballon de séparation	-Diamètre	1.47	3.2ft	Ft
	-Hauteur	5.8	6.4	Ft
	-L /D	3.5	2	Sans unité
	-Hs	0.11	0.02	ft
compresseur	-Rendement adiabatique	70%	70%	
	-Rendement polytropique	74%	74%	
	-Hauteur adiabatique	47572	41772.1	Ft
	-Hauteur polytropique	50853	44160	ft

## II.9. Conclusion

Les résultats obtenus par dimensionnement des équipements proposés dans notre installation, ont été vérifiés à l'aide d'un logiciel de simulation « HYSYS 14» qui a donnée des valeurs très proches de celles obtenues par le calcul.

L'étude est basée sur des données recueillies au niveau des différentes unités de traitement du gaz naturel du complexe GL1/Z.



## Conclusion générale

La prise de conscience de la communauté internationale et la convergence des données scientifiques autour du réchauffement climatique rendent urgent le déploiement dans le monde entier des technologies de réduction des émissions de gaz à effet de serre. Pour répondre à cet objectif, nous avons proposé un procédé de récupération de CO<sub>2</sub> rejeté vers l'atmosphère dans la section de décarbonatation avec un débit d'alimentation important de CO<sub>2</sub> (5346 Kg/hr).

Ce procédé est composé de :

- Conduites :

Diamètre intérieur : 0.1524 m ;

Pertes de charges linéaires : 0,12 bar /100 m

Pertes de charges singulières : 0,06 bar ;

- Echangeur (condenseur) :

Type TEMA (AFL) (1-4) ;

Nombre de tube : 210 tubes ;

Surface d'échange :  $336.3 \text{ ft}^2 = 31.24 \text{ m}^2$  ;

Pertes de charge coté tube :  $0.016 \text{ kg /cm}^2 = 0.0157 \text{ bar}$  ;

Pertes de charge coté calandre  $0.035 \text{ kg /cm}^2 = 0.03 \text{ bar}$  ;

- Ballon de séparation vertical :

Vitesse verticale des vapeurs : 4,1 ft/s = 1,25 m/s ;

Hauteur minimale du liquide : 1,245 ft = 0,38m ;

Diamètre du séparateur : 3.2ft = 0,97 m ;

Hauteur du séparateur : 6.48ft = 2 m ;

- Compresseur centrifuge :

Un seul étage ;

Volume d'aspiration :  $7.8 \cdot 10^4 \text{ ft}^3/\text{hr} = 2208.7 \text{ m}^3/\text{hr}$  ;

Efficacité adiabatique : 0,70 ;

Efficacité polytropique : 0,74 ;

## *Conclusion générale*

---

Travail adiabatique : 52,8 Btu/lb ;

Travail polytropique : 55.96*btu/lb*

Puissance de compression adiabatique : 250,93 KWatt ;

Les résultats du dimensionnement des équipements de notre installation ont été confirmés par des simulations effectuées avec HYSYS 14, lesquelles ont révélé des valeurs très similaires à celles issues de nos calculs.

- [1] Conférence de PAUL BROUTIN (Chef de Projet IFP, Coordinateur du Projet Capture du CO<sub>2</sub> au sein du Projet Européen « CASTOR ») le 11/10/2007 à l'IFP Solaize.
- [2] BJORN LOMBORG, Changement climatique et effet de serre additionnel d'origine anthropique , in Annales de Géographie n 617 . janvier février 2009
- [3] TESTUD F , dioxyde de carbone .EMC ( Elervier Masson SAS , Paris ),Pathologie professionnelle et de l'environnement 2010
- [4] Lan, X., BD Hall, G. Dutton, J. Mühle, JW Elkins et IJ Vimont. (2022). Gaz à effet de serre à longue durée de vie [dans *État du climat en 2021*, chapitre 2 : Climat mondial ]. *Bulletin de la Société météorologique américaine* , 103 (8), S81-S84. <https://doi.org/10.1175/BAMS-D-22-0092.1> .
- [5] F. le comte , P broutin . E le bas , la captage de CO<sub>2</sub> ; des technologie pour réduire les émissions de gaz à effet de serre page 5 ,Editions Tech NEP 25 rue Ginoux . 750 Paris France
- [6] M-H AUBERT , rapport fait de la Commission des Affaires Etrangères sur le projet de loi autorisant l'approbation du protocole de Kyoto à la convention cadre des Nations Unies sur les changement climatique
- [7] PNUE & UNFCCC, Changements climatiques, Fiches informatives, juillet 2001.
- [8] J-L BAL, F. MOISAN, A. MORCHEOINE, les technologies de réduction des émissions de gaz à effet de serre.
- [9] B. Metz, O. Davidson, H. Coninck, M. Loos et L. Meyer, « Résumé sur le Piégeage et le Stockage du Dioxyde de Carbone », GIEC, Cambridge University Press, Cambridge United Kingdom and New York, USA, pp 442, (2005).
- [10] Paul Jourdain. Analyse des mécanismes de stabilisation d'oxy-flammes prémélangées swirlées. Autre. Université Paris-Saclay, 2017. Français.
- [11] J.M. Amman, « Etude de procédés de captage de CO<sub>2</sub> dans les centrales thermiques », Thèse de Doctorat, Ecole des Mines de Paris, pp 188, (2007)
- [12] J.C.M. Pires, F.G. Martins, M.C. Alvim-Ferraz et M. Simoes, « Recent developments on carbon capture and storage: an overview, Chemical engineering research and design », 89, pp 1446-1460, (2011).
- [13] J.C.M. Pires, F.G. Martins, M.C. Alvim-Ferraz et M. Simoes, « Recent developments on carbon capture and storage: an overview, Chemical engineering research and design », 89, pp 1446-1460, (2011).

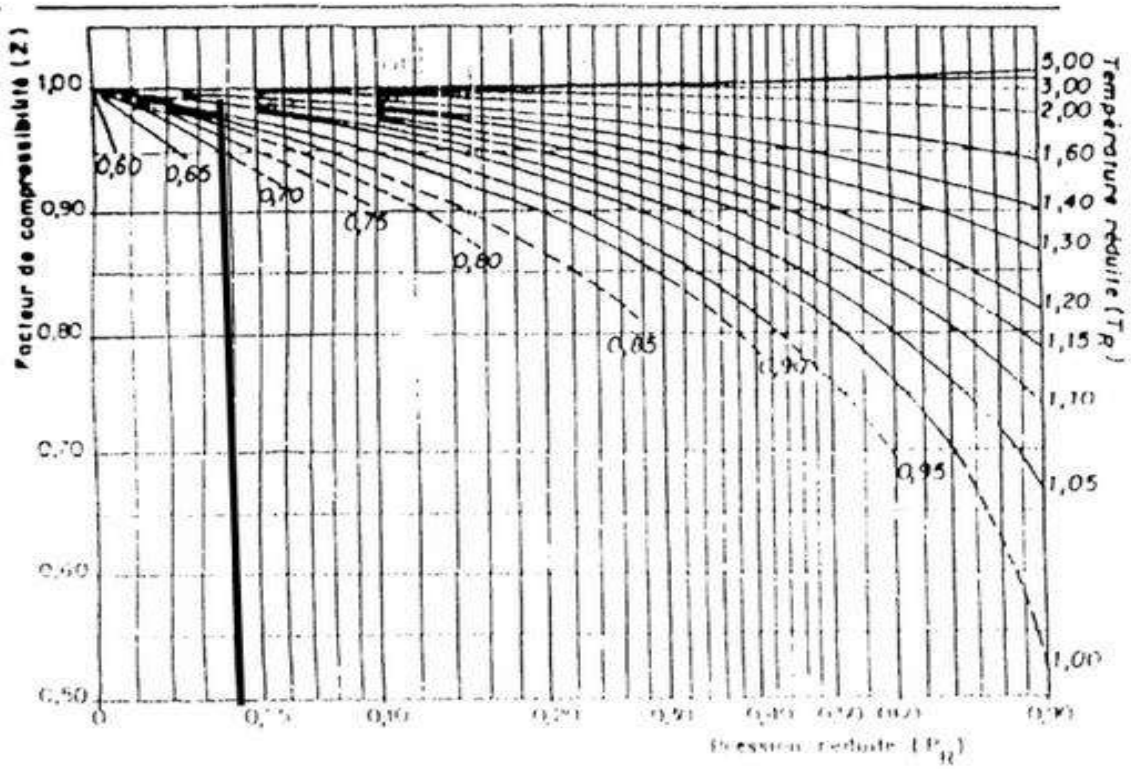
[14] M. Simond, « Etude des interactions moléculaires dans les solvants d'intérêt pour le captage des gaz acides », Université Blaise Pascal U.F.R. Sciences Et Technologies Ecole Doctorale Des Sciences Fondamentales, pp 6-11, (2013)

[15] B. Metz, O. Davidson, H. Coninck, M. Loos et L. Meyer, « Résumé sur le Piégeage et le Stockage du Dioxyde de Carbone », GIEC, Cambridge University Press, Cambridge United Kingdom and New York, USA, pp 442, (2005)

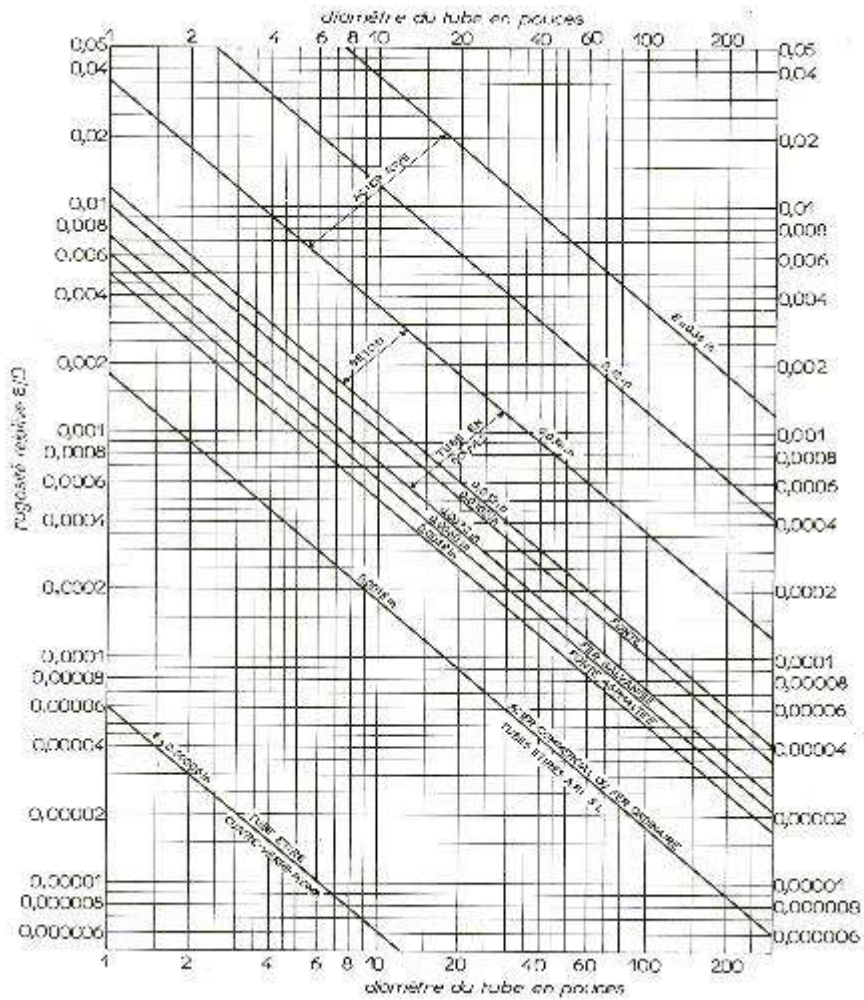
[16] [https://www.opec.org/opec\\_web/static\\_files\\_project/media/downloads/press\\_room/HaddadjiSonatrach\\_Algeria.pdf](https://www.opec.org/opec_web/static_files_project/media/downloads/press_room/HaddadjiSonatrach_Algeria.pdf)

[17] Manuel opératoire du procédé de liquéfaction du complexe GL1 /Z.

[19] Formation d'ingénieur, bloc 11, module 03: décarbonatation, GL1/Z 8/12/1992.



ANNEXE 1 : DETERMINATION DU FACTEUR DE COMPRESSIBILITE



ANNEXE 2 : REGOSITE RELATIVE DSE TUBES

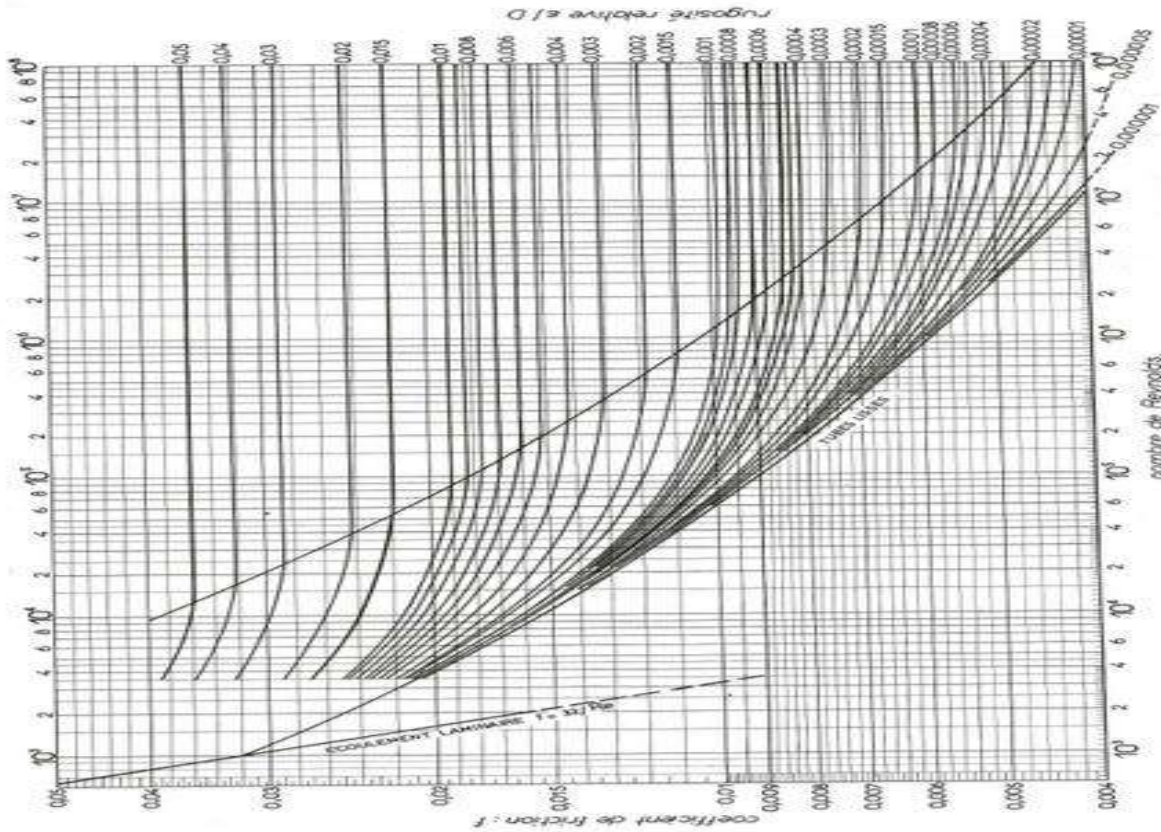


Fig. 0.26 - Diagramme de Moody  $f = \phi(Re, r/D)$  pour les tubes de...  
nombre de Reynolds

ANNEXE 3

DIAMÈTRE EXTERIEUR (in et mm)	SWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm <sup>2</sup> )	SURFACE (m <sup>2</sup> /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0389	0,0265	0,660
	16	1,95	0,940	0,654	0,0295	0,0200	0,490
	18	1,24	1,021	0,819	0,0211	0,0146	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,229	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,334	0,0424	0,0276	1,216
	14	2,10	1,483	1,577	0,0356	0,0230	0,963
1 in (25,4 mm)	10	1,65	1,575	1,948	0,0435	0,0274	0,774
	12	1,25	1,659	2,154	0,0329	0,0209	0,597
	14	0,85	1,855	2,714	0,0254	0,0154	0,524
1 1/4 in (31,75 mm)	10	2,77	1,938	3,055	0,0798	0,0524	1,634
	12	2,10	2,118	3,523	0,0566	0,0371	1,324
	14	1,65	2,310	4,036	0,0434	0,0284	1,057
1 1/2 in (38,1 mm)	10	1,24	2,291	4,172	0,0720	0,0470	0,811
	12	0,85	2,494	4,885	0,0597	0,0393	0,604
	14	0,45	2,616	5,399	0,0422	0,0276	0,490
1 1/2 in (38,1 mm)	10	1,65	2,845	6,357	0,0854	0,0544	1,340
	12	1,24	2,921	6,701	0,0618	0,0393	1,024
	14	0,85	3,124	7,895	0,0481	0,0311	0,774
1 1/2 in (38,1 mm)	10	0,45	3,378	8,962	0,0361	0,0230	0,597
	12	0,05	3,460	9,517	0,0265	0,0171	0,436
	14	0,05	3,555	9,931	0,0193	0,0127	0,324

TABLEAU V.1.3

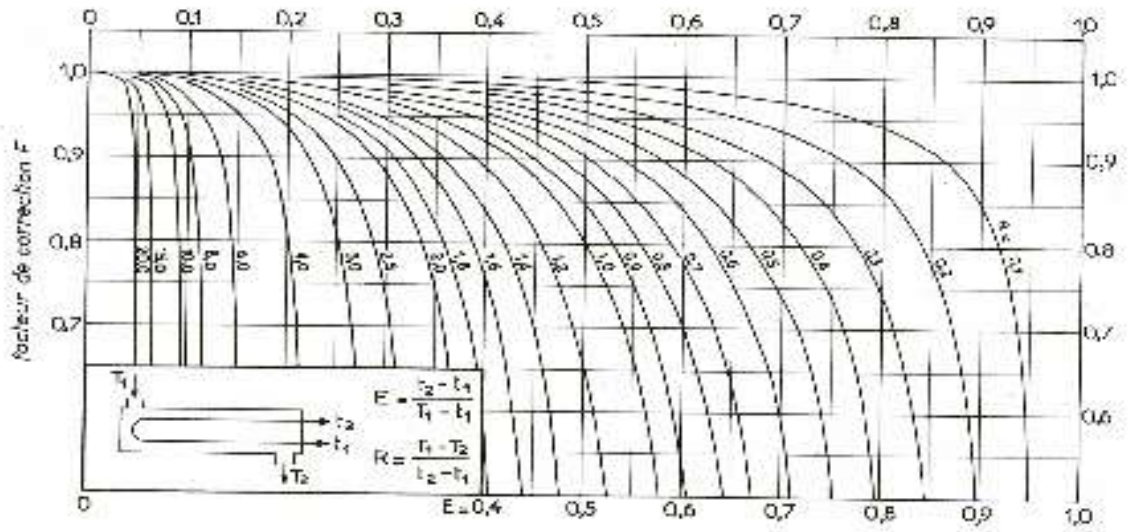
DIAM. EXI. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (")
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	caré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	caré P = 1" 1/4

TABLEAU V.1.4

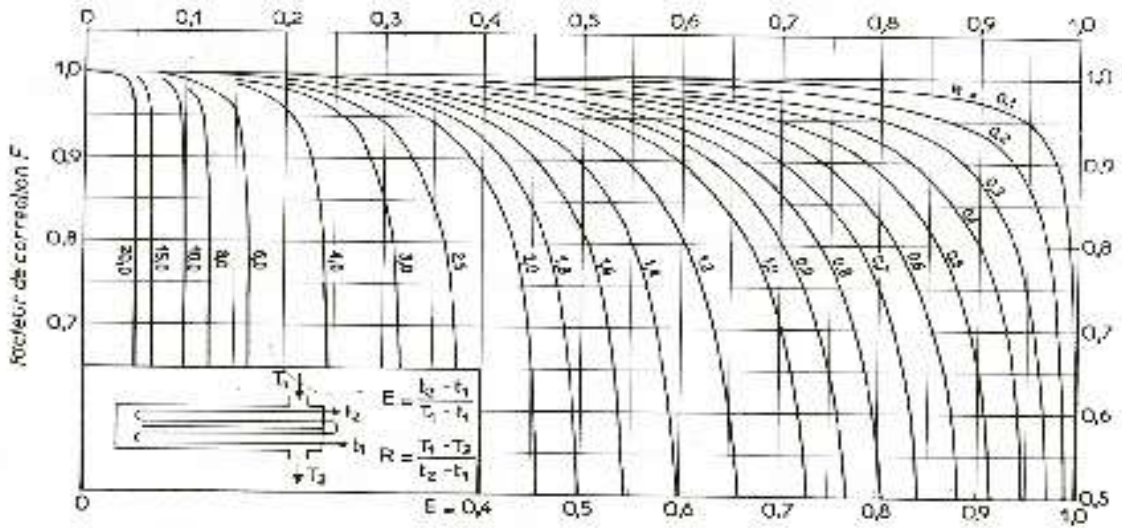
DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

Di. calandre (in)	Di. tube (cm)	Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/2" P = 1 5/8"			
		nombre de passes : n				nombre de passes : n				nombre de passes : n			
		2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	36	28	20	10	14	18	24	12	10	16	18	
10	26,4	52	40	36	32	28	36	48	24	22	32	36	
12	30,5	76	66	60	48	40	48	64	36	30	42	48	
13 1/4	33,7	80	82	76	50	62	48	64	44	30	30	36	
15 1/4	38,7	124	116	108	76	88	58	64	40	37	36	31	
17 1/4	43,9	166	158	150	142	128	90	82	63	51	48	44	
19 1/4	48,9	220	204	192	188	142	128	122	116	73	64	56	
21 1/4	54,0	270	246	240	224	165	152	148	80	86	82	78	
23 1/4	58,1	324	308	302	292	205	192	186	124	108	102	96	
25	63,5	394	370	366	346	252	228	226	222	138	127	123	
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	
29	73,7	528	480	468	456	320	300	294	288	188	178	174	
31	78,8	640	600	580	560	368	330	320	308	220	208	202	
33	83,8	718	698	678	648	480	422	420	414	262	244	238	
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	
37	94,0	914	886	866	828	674	622	614	602	327	311	304	
39	99,0	1024	982	958	948	644	624	612	600	362	348	342	

Annexe (4) : Caractéristiques des tubes, dispositions, et diamètre de la calandre.



a. une seule gaine cylindrique, deux passes (ou plus) côté tube.



b. deux passes côté cylindrique, quatre passes (ou plus) côté tube.

Annexe (6) : Facteur de correction.

# L'Annexe

## COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE $U_s^{(1)}$

ÉCHANGEURS		$U_s$	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	BTU/hr. ft <sup>2</sup> .°F
Eau .....	Eau .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses .....	Solutions aqueuses .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures légers .....	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures moyens .....	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers .....	Hydrocarbures légers .....	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40
<b>REFRIGÉRANTS</b>			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses .....	Eau .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers .....	Eau .....	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens .....	Eau .....	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds .....	Eau .....	25 - 730	5 - 75
Gaz .....	Eau .....	10 - 250	2 - 50
Eau .....	Saumure .....	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers .....	Saumure .....	200 - 500	40 - 100
<b>RÉCHAUFFEURS</b>			
Vapeur d'eau .....	Eau, méthanol, ammoniac .....	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau .....	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo ...	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ 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

Annexe (7) : Détermination du Coefficient de transfert global ( $U_s$ )



Tableau 4  
Résistance du métal des tubes et des tuyaux

Conductivité thermique, K		valeurs de $f_w$										
		25	63	89	21	17	14.6	238	34.4	85	10	57.7
Tube D. ext.		Acier carbone	Amirauté	Laiton rouge, 45% Ar. cuivre	4,8% Chrome 1/2 % Molybdène 80-20 CU-NI	70-30 CU-NI	Métal	Cuivre 99.9+% CU	Nickel	Aluminium	Inox AISI Type 301 & 304	Verkaube, Laiton alu.
1/2"	18	.00443	.000177	.000070	.000050	.000211	.000303	.000019	.000129	.000052	.000443	.000077
	16	.00605	.000242	.000096	.000058	.000288	.000356	.000414	.000025	.000176	.000071	.000105
	14	.00798	.000319	.000127	.000090	.000380	.000469	.000547	.000034	.000232	.000094	.000138
	12	.01063	.000415	.000169	.000119	.000506	.000625	.000728	.000045	.000309	.000125	.000184
3/4"	18	.00437	.000175	.000069	.000049	.000208	.000257	.000299	.000018	.000127	.000051	.000437
	16	.00593	.000237	.000094	.000067	.000281	.000349	.000408	.000025	.000172	.000070	.000103
	14	.00778	.000311	.000123	.000087	.000370	.000458	.000533	.000033	.000216	.000093	.000135
	12	.01019	.000408	.000162	.000114	.000485	.000599	.000698	.000043	.000295	.000120	.000177
1"	18	.00429	.000172	.000058	.000048	.000204	.000252	.000294	.000018	.000125	.000050	.000429
	16	.00579	.000232	.000092	.000065	.000276	.000341	.000397	.000024	.000168	.000058	.000579
	14	.00754	.000302	.000120	.000085	.000359	.000444	.000516	.000032	.000219	.000089	.000754
	12	.01019	.000408	.000162	.000114	.000485	.000599	.000698	.000043	.000295	.000120	.000177
1 1/4"	18	.00423	.000170	.000067	.000048	.000202	.000250	.000291	.000018	.000124	.000050	.000423
	16	.00571	.000228	.000091	.000064	.000272	.000336	.000391	.000024	.000166	.000067	.000571
	14	.00741	.000296	.000118	.000083	.000353	.000435	.000508	.000031	.000215	.000087	.000741
	12	.00995	.000398	.000158	.000112	.000474	.000585	.000682	.000042	.000289	.000117	.000295
1 1/2"	18	.00422	.000169	.000067	.000047	.000201	.000248	.000289	.000018	.000123	.000050	.000422
	16	.00566	.000226	.000090	.000064	.000270	.000333	.000388	.000024	.000165	.000067	.000566
	14	.00732	.000293	.000116	.000082	.000349	.000431	.000501	.000031	.000213	.000086	.000732
	12	.00995	.000398	.000158	.000112	.000474	.000585	.000682	.000042	.000289	.000117	.000295
2"	18	.00419	.000168	.000067	.000047	.000200	.000246	.000287	.000018	.000122	.000049	.000419
	16	.00560	.000224	.000089	.000063	.000267	.000329	.000384	.000024	.000163	.000066	.000560
	14	.00722	.000289	.000115	.000081	.000344	.000425	.000495	.000030	.000210	.000085	.000722
	12	.00981	.000332	.000132	.000093	.000396	.000489	.000569	.000035	.000242	.000095	.000811
Tuyau 1 1/2"	S'd	.01055	.000422	.000167	.000119	.000502	.000621	.000723	.000044	.000307	.000124	.001055
	X Hvy	.01504	.000602	.000239	.000169	.000716	.000885	.001030	.000063	.000437	.000177	.001504
	Sch. 160	.0229	.000916	.000363	.000257	.001090	.001347	.00157	.000096	.000656	.000269	.00229
	XX Hvy	.0363	.00145	.000576	.000408	.00173	.00214	.00249	.000153	.001055	.000427	.00363
Tuyau 2"	S'd	.01308	.000523	.000208	.000147	.000523	.000769	.000896	.000055	.000380	.000154	.001308
	X Hvy	.01883	.000745	.000295	.000209	.000887	.001096	.001276	.000078	.000542	.000219	.001883
	Sch. 160	.0275	.00110	.000437	.000309	.00131	.00162	.00188	.000116	.000799	.000324	.00275
	XX Hvy	.0422	.00169	.000670	.000474	.00201	.00248	.00289	.000177	.001237	.000496	.00422

$f_w$  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	23.2	Tin Lead	35	Everdur #50	19
Zinc	64	SAE 6120			20	Wrought Iron	40
						Aluminum	56.5

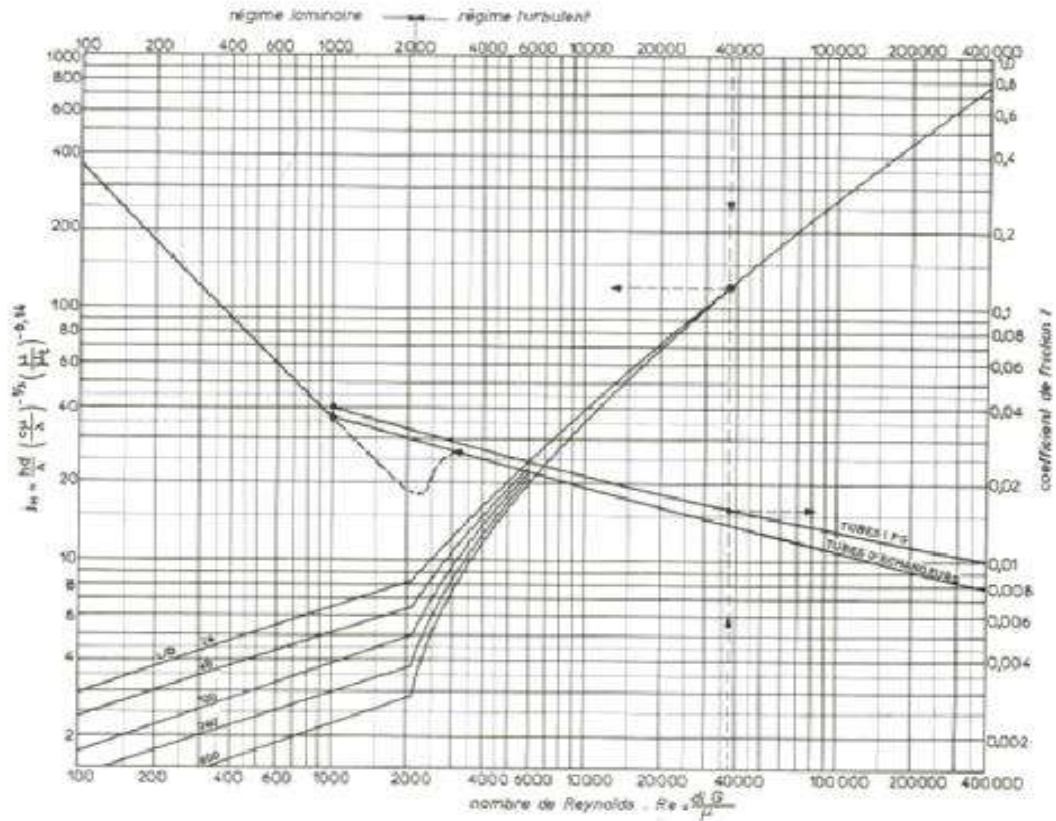
$$K \text{ in B.T.U./}(Hr.) (Sq. Ft.) (^{\circ}F./Ft.) \quad f_w \text{ in } \frac{1}{B.T.U./}(Hr.) (Sq. Ft.) (^{\circ}F.)$$

Avec la permission de Griscom-Russell Co.

$$= 1.73 \text{ W/MK}$$

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

# L'Annexe



Annexe (8) : Facteur de Colburn côté tube.

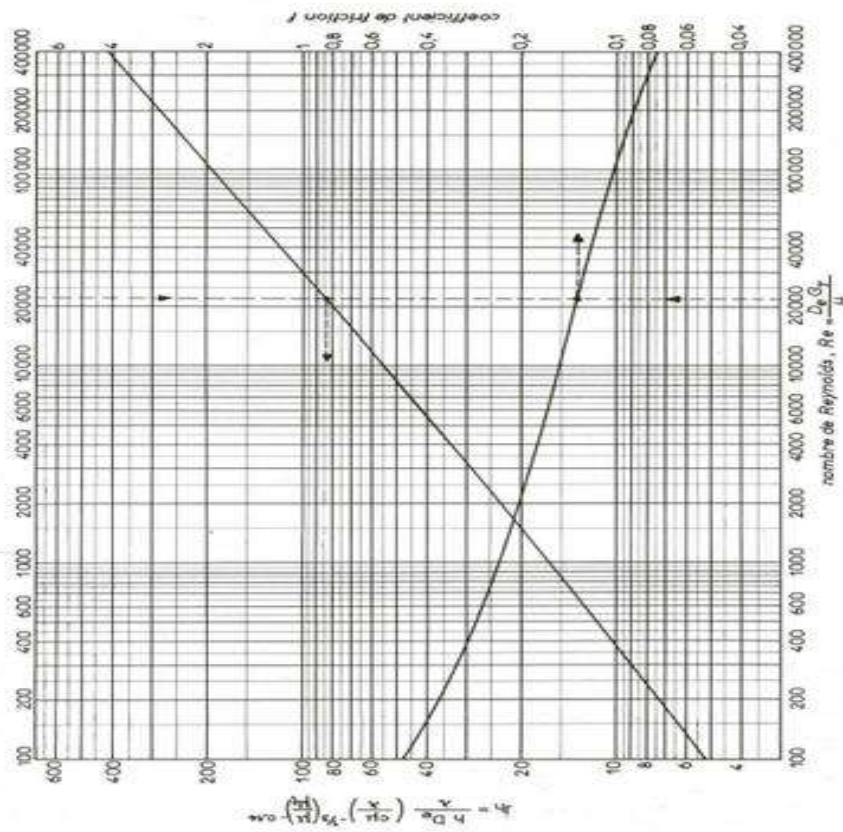


Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

Annexe (8) : Facteur de Colburn côté calandre.

Diamètre	<b>H<sub>LLL</sub></b>		
	<b>Vertical</b>		<b>Horizontal</b>
	<b>&lt; 300 psi</b>	<b>&gt; 300 psi</b>	
≤ 4 ft	<b>15 in</b>	6 in	9 in
6 ft	15 in	6 in	10 in
8 ft	15 in	6 in	11 in
10 ft	6 in	6 in	12 in
12 ft	6 in	6 in	13 in
16 ft	6 in	6 in	15 in

Annexe(9) : Les valeurs de H LLL en fonction du diamètre et la pression .

• **FORMATION INGENIEUR (MODULE COMPRESSEUR)**

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

Gamme nominale (admission m<sup>3</sup>/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 <sup>3</sup> /h	Avge polytropique efficiency	Avge 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

ANNEXE (10) : MOYEN DU VOLUME D'ASPIRATION

