

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
Département du Génie des Procédés et de l'Environnement



Mémoire de projet fin d'études
Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'état en
Génie des procédés et environnement



Intitulé du thème :

**Etude de récupération et valorisation du CO₂ au niveau des
trains de liquéfaction du complexe GL2Z**

Présenté par:

Benseddik loubna

Houas Malak Narimane

soutenu publiquement le(04/07/2026)

Composition de Jury:

Président : M.Chergui Abdelmalek,

Professeur à l'ENP

Encadrant: M. Kerchich Yacine,

Professeur à l'ENP

Examineur : M. Ammar Selatnia,

Professeur à l'ENP

ENP 2026

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
Département du Génie des Procédés et de l'Environnement



Mémoire de projet fin d'études
Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'état en
Génie des procédés et environnement



Intitulé du thème :

**Etude de récupération et valorisation du CO₂ au niveau des
trains de liquéfaction du complexe GL2Z**

Présenté par:

Benseddik loubna

Houas Malak Narimane

soutenu publiquement le(04/07/2026)

Composition de Jury:

Président : M.Chergui Abdelmalek,

Professeur à l'ENP

Encadrant: M. Kerchich Yacine,

Professeur à l'ENP

Examineur : M. Ammar Selatnia,

Professeur à l'ENP

ENP 2026

ملخص

تركز هذه الدراسة على عملية احتجاز واستخدام ثاني أكسيد الكربون (CO_2) المنبعث من وحدة نزع الكربون في مجمع الغاز "GL2Z" التابع لشركة "سوناتراك". وقد تم تحديد أبعاد وحدة احتجاز تعتمد على تقنية الامتصاص الكيميائي باستخدام طريقة "كيرن" (Kern)، تلا ذلك إجراء محاكاة للعملية باستخدام برنامج "ASPEN HYSYS". كما جرى تقييم أداء مذيبيين - وهما أحادي إيثانول أمين (MEA) وميثيل ثنائي إيثانول أمين (MDEA) - في عملية استخلاص ثاني أكسيد الكربون. وتُظهر النتائج الجدوى الفنية للعملية، وتُبرز فرصاً لتحسين الكفاءة الطاقية والجدوى الاقتصادية؛ إذ يمكن استخدام ثاني أكسيد الكربون المستخلص في تطبيقات صناعية متنوعة، مما يساهم في خفض انبعاثات الغازات الدفيئة وتعزيز الاقتصاد الدائري. وتؤكد الدراسة على الفوائد البيئية والاقتصادية المترتبة على استخدام ثاني أكسيد الكربون داخل مجمع "GL2Z".

الكلمات المفتاحية

CO_2 - استرجاع - HYSYS - محاكاة - GNL - تثمين

Abstract

This study focuses on the capture and utilization of carbon dioxide (CO_2) emitted by the decarbonation unit of Sonatrach's GL2Z gas complex. A capture unit based on chemical absorption was sized using Kern's method and subsequently simulated using ASPEN HYSYS. The performance of two solvents monoethanolamine (MEA) and methyldiethanolamine (MDEA) was evaluated for CO_2 recovery. The results demonstrate the technical feasibility of the process and highlight opportunities for energy and economic optimization. The recovered CO_2 can be utilized in various industrial applications, thereby contributing to the reduction of greenhouse gas emissions and the promotion of a circular economy. The study underscores the environmental and economic benefits of CO_2 utilization within the GL2Z complex.

Keywords

CO_2 - recovery - HYSYS - simulation - GNL - valorization

Résumé

Cette étude porte sur le captage et la valorisation du dioxyde de carbone (CO_2) émis par l'unité de décarbonatation du complexe gazier GL2Z de Sonatrach. Une unité de captage basée sur l'absorption chimique a été dimensionnée à l'aide de la méthode de Kern, puis simulée sous ASPEN HYSYS. Les performances de deux solvants, la monoéthanolamine (MEA) et la méthyldiéthanolamine (MDEA), ont été évaluées pour la récupération du CO_2 . Les résultats montrent la faisabilité technique du procédé et mettent en évidence des possibilités d'optimisation énergétique et économique. Le CO_2 récupéré peut être valorisé dans diverses applications industrielles, contribuant ainsi à la réduction des émissions de gaz à effet de serre et à la promotion d'une économie circulaire. L'étude souligne l'intérêt environnemental et économique de la valorisation du CO_2 au sein du complexe GL2Z.

Mots clés

CO_2 - récupération - HYSYS - simulation - GNL - valorisation

Remerciement

Nos remerciements s'adressent tout d'abord à " Allah ", le tout puissant qui nous a tracé le chemin de notre vie et nous a accordé la volonté, la santé, le courage, la force et la patience nécessaire à la réalisation de ce mémoire.

*Nous tenons à remercier sincèrement notre encadreur Pr : **Kerchich Yacine** pour son soutien et ses précieux conseils tout au long de la réalisation de ce mémoire, Son expertise et sa disponibilité ont été essentiels pour la réussite de ce travail, Merci pour votre encadrement et votre encouragement.*

*Nous exprimons également notre profonde gratitude à tous les ingénieurs et techniciens du complexe GL2/Z, spécialement Monsieur **Futti Yassine**, **Tellab Amel**, **Benchikh** pour nous avoir aidé durant notre stage.*

*Je tiens à exprimer notre profonde gratitude aux membres du jury qui m'ont fait l'honneur d'évaluer ce travail. Mes remerciements s'adressent tout particulièrement à **M. Chergui Abdelmalek** et à **M. Ammar Selatnia**, pour le temps précieux qu'ils ont consacré à la lecture de ce mémoire et pour la richesse de leurs remarques.*

*Je souhaite adresser mes plus vifs remerciements à Madame **Djellouli Naima**, Chef du département, pour la confiance qu'elle nous accordée et pour les conditions optimales qu'elle a su mettre en place pour la réalisation de ce travail. Sa disponibilité et son souci constant du bon déroulement de nos recherches ont été des atouts précieux. Mes remerciements s'adressent également à Madame **Hamida**, dont la bienveillance et les orientations éclairées nous ont été d'une aide indispensable tout au long de ce parcours.*

Nous adressons aussi nos sincères remerciements à tous nos enseignants qui ont contribué à notre formation.

Nos derniers remerciements vont à nos familles et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce travail.

Merci à tous.

Dédicace

*C'est avec une profonde gratitude que je dédie cette œuvre à **Allah**, tout-puissant et infiniment miséricordieux. Il a guidé mes pas, m'a donné la foi pour avancer et m'a accordé la force de surmonter les obstacles. Grâce à Sa volonté et à Ses bienfaits, j'ai pu mener à bien ce projet. Que Son nom soit glorifié et que Sa miséricorde me soit toujours accordée.*

Je dédie ce travail marquant de ma vie :

*A l'homme de ma vie mon chère père **Mahfoud** , je tiens à exprimer ma gratitude pour l'altruisme et les sacrifices sans limites dont tu as toujours fait preuve, malgré les péripéties de la vie, je ne pourrais pas rendre ne serait-ce qu'une partie infime de ce que je lui dois. Je t'aime et je te souhaite longue vie dans la bonne santé et le bonheur*

*A ma très chère mère **F**, Ta patience, ta bienveillance, ton dévouement et ton courage sont admirables. Tu étais toujours présente pour nous écouter, nous reconforter et nous montrer le droit chemin. Tu as déployé énormément d'efforts pour que nous ne manquions de rien. Tu es une mère formidable, tous les mots du monde ne peuvent exprimer mon amour et ma reconnaissance envers toi. Je t'aime et je te souhaite longue vie dans la bonne santé et le bonheur*

*Mon frère **AbdelMoujibe**, mon bout de chou, ma fierté. Ta simple présence illumine notre maison et réchauffe mon cœur. Tes sourires et ta bonne humeur sont mon carburant quotidien. Merci d'être toi.*

*Mes sœurs, mes complices, mes confidentes. **Maya**, ta douceur et ta patience m'ont toujours apaisée. **Nour**, ton audace et ton énergie m'ont poussée à me dépasser. Vous avez été mes premières supportrices, mes alliées . Ce travail est aussi le vôtre. Je vous aime plus que tout.*

*A mon binôme **Loubna** qui a partagée avec moi les bons et les difficiles moments de ce travail*

*A Toute ma famille **Houas et Boumaout***

A toute personne qu'aime et à toute personne que j'aime a tous ceux qui contribues de près ou de loin à la réalisation de ce travail et au final à tous ceux qui cherchent le savoir

Malak Narimane

Dédicace

*J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à **Allah**, qui m'a tracé le chemin de ma vie et de m'avoir donné la capacité, la force d'y croire et la patience d'aller jusqu'au bout du rêve.*

Aussi je dédie ce modeste travail :

*A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, mon cher père **Mohamed**.*

*A la lumière de mes jours, la source de mes efforts, ma vie et mon bonheur celui qui a souffert sans me laisser souffrir, qui n'a jamais dit non à mes exigences et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre heureuse, mon adorable mère **F**.*

*A qui me motive toujours et ne se consacre jamais à m'aider, la lumière de notre foyer et une partie de mon âme, mon petit frère **Titou**.*

*A celle qui m'a tenu compagnie, à celles qui m'ont aidée et m'ont donné plus que ce que j'espérais, à ces deux morceaux de mon cœur, **Nada** et **Anfal**.*

*A celui qui a partagé avec moi ce travail et m'a donné l'aide nécessaire, mon binôme **Malak**.*

*A toute ma famille **Benseddik** et **Bentorki**.*

A mes enseignants et à ceux qui m'ont donné de l'aide un jour.

Loubna

Sommaire

Liste des tableaux.....	10
Liste des figures	11
Liste des abréviations	14
Introduction générale.....	16

Partie bibliographique

CHAPITRE I : PRÉSENTATION DU COMPLEXE GL2/Z

I.1 Introduction.....	21
I.2 Localisation.....	21
I.3 Historique.....	22
I.4 Plan d'implantation du complexe.....	22
I.5 Les utilités.....	23
I.5.1 Source d'énergie.....	23
I.5.2 Source de refroidissement.....	23
I.5.4 Unité de dessalement.....	24
I.5.5 Production d'air comprimé.....	24
I.5.6 Azote.....	24
I.6 L'organigramme Département Technique.....	24
I.6.1 Service Etude.....	25
I.6.2 Service Inspection.....	25
I.6.3 Service Laboratoire.....	26
I.6.4 Service S.N.C.C.....	26
I.6.5 Service Simulation.....	26
I.6.6 Section Documentation.....	26
I.7 Schéma du procédé.....	27
I.8 Description de procédé.....	27
I.8.1 Section traitement de gaz.....	28
I.8.2 Section séparation.....	30
I.8.3 Section liquéfaction.....	30
I.8.4 Section compression.....	31
I.8.5 Section fractionnement.....	31
I.9 Zone de stockage.....	32
Conclusion.....	32

CHAPITRE II : DIOXYDE DE CARBONE

II.1 Introduction.....	34
II.2 Définition.....	34
II.3 Historique.....	34

II.4 Origine.....	35
II.5 Propriétés physico-chimiques.....	35
II.5.2 Propriétés physiques.....	35
II.6 Impacts des émissions de CO ₂	36
II.6.1 Impact sur l'environnement.....	36
II.6.2 Impact sur l'être humain.....	36
II.6.3 Impact sur le végétal.....	37
II.6.4 Impact sur le milieu marin.....	37
II.7 Sources d'émissions du CO ₂ dans le complexe GL2Z.....	37
II.7.1 Le dioxyde de carbone issu de la colonne de régénération du solvant riche.....	38
II.7.2 Le dioxyde de carbone issu de la section décarbonatation.....	38
II.7.3 Le dioxyde de carbone issu des torches.....	39
II.7.4 Le dioxyde de carbone contenu dans les fumées des chaudières.....	41
II.8 Points forts.....	41
II.9 Problème posé par le CO ₂ atmosphérique.....	42
II.10 L'effet de serre.....	42
II.10.1 Le phénomène de l'effet de serre.....	42
II.11 Réglementation internationale et national régissant le CO ₂	42
II.11.1 Cadre international.....	43
II.11.2 Cadre national.....	44
Conclusion.....	45

CHAPITRE III : PROCEDE DE RECUPERATION ET

VALORISATION DE CO₂

III.1 Introduction.....	47
III. Technologies de capture du CO ₂	47
III.2 Adsorption.....	47
III.2.1 Le Procédé d'Adsorption en Lit Fixe pour le complexe GP2Z.....	47
III.2.2 Mécanisme et Matériaux.....	48
III.2.3 Cycle de Fonctionnement (Technique TSA).....	48
III.3 Séparation par membrane.....	48
III.4 Absorption.....	49
III.4.1 Définition de l'absorption.....	50
III.4.2 Types d'absorption.....	50
III.4.3 Les avantages et les Inconvénients.....	51
III.4.4 Choix de l'absorbant.....	52
III.4.5 Mécanisme d'absorption chimique de L'AMDEA.....	52
III.4.6 Mécanisme d'absorption par MEA.....	53
III.5 La capture cryogénique du CO ₂	53
III.5.1 Principes et variantes de la capture cryogénique.....	54
III.5.2 Avantages principaux.....	54

Performances : pureté et récupération > 99 %, sans solvants.....	54
III.5.3 Limites et défis.....	54
III.6 Régénération de la solution MEA.....	55
III.7 Transport du Dioxyde de Carbone (CO ₂).....	55
III.8 Méthodes de valorisation.....	55
III.8.1 Valorisation sans transformation.....	55
III.8.2 Valorisation avec transformation chimique.....	57
Conclusion.....	62

Partie expérimentale

CHAPITRE IV : DIMENSIONNEMENT DES ÉQUIPEMENTS UTILISÉS

IV.1 Introduction.....	65
IV.2 Procédé de récupération proposé.....	65
IV.3 Présentation des équipements.....	67
IV.3.1 Echangeur.....	67
IV.3.2 Les compresseurs.....	67
IV.3.3 Le ballon de séparation.....	68
IV.4 Échangeurs.....	68
IV.5 Compresseurs.....	69
IV.6 Ballons.....	71
IV.7 Dimensionnement par calcul.....	72
IV.7.1 Dimensionnement de l'échangeur.....	72
IV.7.2 Dimensionnement de des compresseur.....	88
IV.7.3 Ballon séparateur.....	96
IV.8 Différence entre aMDEA et MEA.....	104
IV.8.1 Absorption par MEA.....	104
IV.8.2 Absorption par aMDEA.....	106
IV.8.3 Comparaison entre MEA et aMDEA.....	108
Conclusion.....	110

CHAPITRE V : SIMULATION PAR HYSYS

V.1 Introduction.....	112
V.2 Définitions de Aspen HYSYS.....	112
V.3 L'importance de la simulation.....	112
V.4 Étapes de simulation de notre procédé.....	112
V.4.1 Introduction des compositions.....	112
V.4.2 Choix du modèle d'équation d'état.....	114
V.5 Simulation du procédé.....	114
V.6 Résultats de simulation.....	115
V.6.1 Etape 1 (l'échangeur 1).....	115

V.6.2 Etape 2 (Ballon séparateur 1).....	117
V.6.3 Étape 3 (Compresseur 1).....	119
V.6.4 Etape 4 (l'échangeur 2).....	121
V.6.5 Etape 5 (Separateur 2).....	123
V.6.6 Etape 6 (Compresseur 2).....	125
V.6.7 Etape 7 (l'échangeur 3).....	128
V.6.8 Etape 8 (Ballon de séparateur 3).....	129
V.6.9 Etape 9 (Compresseur 3):.....	131
V.6.10 Etape 10 (l'échangeur 4).....	133
V.7 Discussion des résultats.....	134
Conclusion.....	135
Recommandations.....	136
CONCLUSION GÉNÉRALE.....	141
Références bibliographiques.....	144
Annexe	

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Compositions du GN provenant de Hassi R'mel.....	28
Tableau II.1 : propriétés physique de CO ₂	35
Tableau IV.1 : données de l'échangeur 1.....	75
Tableau IV.2 : données de l'échangeur 2.....	76
Tableau IV.3 : données de l'échangeur 3.....	76
Tableau IV.4 : données de l'échangeur 4.....	77
Tableau IV.5 : caractéristique géométriques de l'échangeur 1.....	77
Tableau IV.6 : caractéristique géométriques de l'échangeur 2.....	78
Tableau IV.7 : caractéristique géométriques de l'échangeur 3.....	78
Tableau IV.8 : caractéristique géométriques de l'échangeur 4.....	79
Tableau IV.9 : résultats de l'échangeur 1	86
Tableau IV.10 : résultats de l'échangeur 2	87
Tableau IV.11 : résultats de l'échangeur 3.....	90
Tableau IV.12 : résultats de l'échangeur 4	91
Tableau IV.13: Données d'étude du compresseur 1.....	92
Tableau IV.14: Données d'étude du compresseur 2.....	93
Tableau IV.15: Données d'étude du compresseur 3	93
Tableau IV.16: Tableau Résultats de calcul du compresseur 1.....	96
Tableau IV.17: Tableau Résultats de calcul du compresseur 02.....	96
Tableau IV.18 : Tableau Résultats de calcul du compresseur 3.....	98
Tableau IV.19: Données d'étude du séparateur 01.....	100
Tableau IV.20: Données d'étude du séparateur 02.....	100
Tableau IV.21: Données d'étude du séparateur 03.....	100
Tableau IV.22: Résultats de calcul du séparateur 01	104
Tableau IV.23: Résultats de calcul du séparateur 02.....	105
Tableau IV.24: Résultats de calcul du séparateur 03.....	106
Tableau IV.25 : Compositions d'entrée de gaz.....	107
Tableau IV.26 : Compositions d'entrée de MEA.....	108
Tableau IV.27 : Comparaison entre MEA et aMDEA.....	112

Liste des figures

Figure I.1 : Situation géographique du GN en Algérie.....	21
Figure I.2 : plan d'implantation du complexe GL2/Z.....	23
Figure I.3 : L'organigramme Département Technique.....	24
Figure I.4 : Schéma de procédé GL2/Z.....	27
Figure I.5 : Schéma synoptique d'un train de procédé	28
Figure II.1 : sources d'émissions de CO ₂ dans le complexe GL2/Z	38
Figure II.2 : Fumée issue des torches dans le complexe GL2/Z.....	41
Figure II.3 : schéma d'une chaudière à tubes d'eau	42
Figure III.1 : Le Procédé d'Adsorption en Lit Fixe pour le complexe.....	48
Figure III.2 : Séparation par membrane.....	50
Figure III.3 : Schéma de procédé de captage de CO ₂ par absorption chimique.....	51
Figure III.4 : L'absorption chimique.....	52
Figure III.5 : Mécanisme d'absorption chimique de L'AMDEA.....	54
Figure III.6 : Mécanisme d'absorption chimique de L'MEA.....	55
Figure III.7 : principe de la récupération géothermique de chaleur avec du CO ₂	58
Figure III.8 : principe d'injection de CO ₂ en EOR.....	59
Figure III.9 : principales différences entre les minéralisations in-situ et ex-situ.....	60
Figure III.10 : hydrogénation du CO ₂	61
Figure III.11 : principe du procédé « power to gas » avec méthanation.....	62
Figure III.12: présentation de différentes installations solaires à concentration.....	63
Figure III.13 : Schéma de principe de l'électrolyse du CO ₂	64
Figure IV.1 : Schéma de procédé proposé 1.....	69
Figure IV.2 : Schéma synoptique du procédé de récupération du CO ₂	69
Figure IV.3 : Schéma et photographie d'un échangeur à faisceau de tube et calandre.....	72
Figure IV.4 : Compresseur centrifuge.....	73
Figure IV.5 : Schéma d'un ballon de séparation vertical.....	74
Figure IV.6: condition d'entrée de gaz et de MEA.....	108
Figure IV.7: composition d'entrée de gaz et de MEA.....	109
Figure IV.8: Résultats de sortie de CO ₂	109
Figure IV.9: Conditions d'entrée de gaz et de aMDEA.....	110
Figure IV.10: Compositions d'entrée de gaz et de aMDEA.....	111

Figure IV.11: Résultat de sortie de CO ₂	111
Figure V.1 : liste des composants pour la MEA.....	113
Figure V.2 : liste des composants pour l'aMDEA.....	113
Figure V.3 : Choix du modèle.....	114
Figure V.4 : Procédé de récupération simulé par hysys.....	115
Figure V.5 : échangeur 1 simulé par HYSYS.....	116
Figure V.6 Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 1.....	116
Figure V.7 : Compositions des éléments dans l'échangeur.....	117
Figure V.8 : Séparateur simulé par HYSYS.....	117
Figure V.9 : Paramètres d'entrée-sortie de séparateur 1.....	118
Figure V.10 Compositions des éléments dans le séparateur.....	118
Figure V.11 Résultats du séparateur 1.....	119
Figure V.12 : Compresseur 1 simulé par HYSYS.....	119
Figure V.13 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur 1.....	120
Figure V.14 : Compositions des éléments dans le compresseur 1.....	120
Figure V.15 : Résultats du compresseur 1.....	121
Figure V.16 : Echangeur 2 simulé par HYSYS.....	122
Figure V.17 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 2.....	122
Figure V.18 : Compositions des éléments dans l'échangeur 2.....	123
Figure V.19 : Séparateur simulé par HYSYS.....	123
Figure V.20 : Paramètres d'entrée-sortie de séparateur 2.....	124
Figure V.21 : Compositions des éléments dans le séparateur.....	124
Figure V.22 : Résultats du séparateur 2.....	125
Figure V.23 : Compresseur 2 simulé par HYSYS.....	126
Figure V.24 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur 2.....	126
Figure V.25 : Compositions des éléments dans le compresseur 2.....	127
Figure V.26 : Résultats du compresseur 2.....	127
Figure V.27 : Echangeur 3 simulé par HYSYS.....	128
Figure V.28 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 3.....	128
Figure V.29 : Compositions des éléments dans l'échangeur 3.....	129
Figure V.30 : Ballon 3 simulé par HYSYS.....	129
Figure V.31 : Paramètres d'entrée-sortie de ballon 3.....	130
Figure V.32 : Compositions des éléments dans ballon 3.....	130

Figure V.33 : Résultats du ballon 3.....	131
Figure V.34 : Compresseur 3 simulé par HYSYS.....	131
Figure V.35 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur 3.....	132
Figure V.36 : Compositions des éléments dans le compresseur 3.....	132
Figure V.37 : Résultats du compresseur 3.....	133
Figure V.38 : Echangeur 4 simulé par HYSYS.....	133
Figure V.39 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 4.....	134
Figure V.40 : Compositions des éléments dans l'échangeur 4.....	134

Liste des abréviations

A.P.C.I : Ionisation Chimique à Pression Atmosphérique

aMDEA: Méthyldiéthanolamine activée

CCNUCC: Convention-cadre des Nations Unies sur les changements climatiques

CO: Monoxyde de Carbone

CO₂ : Dioxyde de Carbone

DCS: Digital Control System

EGS : Système Géothermique Amélioré

ENGI : L'entreprise nationale des gaz industriels

GES : Gaz à effet de serre.

GNL : Gaz naturel

GP/Z: Zone de stockage

MEA : Monoéthanolamine

MCR: Multi-Composants Réfrigérant

RAH : Récupération assistée des hydrocarbures

S.N.C.C : Service Numérique de Contrôle Commandé

Introduction générale

Introduction générale

Le gaz naturel est très important dans le monde de l'énergie. Puisque les réserves de pétrole et de charbon diminuent, il est de plus en plus utilisé pour produire de l'électricité, chauffer les maisons et pour les usines chimiques. L'Algérie a beaucoup de gaz naturel, notamment à Hassi R'Mel, et elle l'exporte sous forme de gaz naturel liquéfié. C'est pour cela qu'il y a le complexe GL2Z à Arzew, qui est l'un des principaux sites de liquéfaction de gaz en Algérie et qui est géré par Sonatrach.

Notre projet de fin d'études a eu lieu dans cette installation, plus précisément au sein du Département Technique. Nous avons pu suivre tout le processus de traitement et de liquéfaction du gaz naturel, depuis son arrivée en provenance du champ gazier jusqu'à son stockage et sa distribution par méthanier. Cette formation nous a permis de bien comprendre les différentes étapes du processus, notamment la décarbonatation, la déshydratation, la liquéfaction et le fractionnement. Nous avons également réalisé à quel point les services auxiliaires tels que la vapeur, l'eau de mer, l'électricité, l'air comprimé et l'azote sont essentiels pour assurer l'efficacité opérationnelle des trains de liquéfaction du gaz naturel.

Une des principales préoccupations du complexe, ainsi que de l'industrie pétrolière et gazière en général, concerne la gestion des émissions de carbone, également appelé dioxyde de carbone. Le gaz brut provenant des réserves contient naturellement du dioxyde de carbone. Il est nécessaire de le supprimer avant la liquéfaction, car sa solidification à basse température endommagerait les matériels cryogéniques. Actuellement, le dioxyde de carbone est libéré dans l'atmosphère après avoir été régénéré à l'aide de la colonne régénératrice du solvant Monoéthanolamine. Le dioxyde de carbone est un gaz à effet de serre qui contribue considérablement au réchauffement global. Par conséquent, la collecte et la valorisation du dioxyde de carbone représentent un défi environnemental et économique très important.

Cette étude a été menée pour deux raisons principales :

- La valorisation du CO₂ : Le dioxyde de carbone que nous capturons peut être utilisé pour fabriquer des produits chimiques, comme l'urée, le méthanol et les carbonates. Il peut aussi servir dans des applications industrielles, telles que l'extraction assistée des hydrocarbures. Nous avons également trouvé un moyen de valoriser directement le CO₂ capturé. Nous le transportons via des conduites vers les entreprises Linde Gaz et Rayan Oxy, situées à

proximité. Ces sociétés le transforment en liquide et l'utilisent dans leurs processus. Cela nous aide à réduire nos émissions, à générer des revenus et à éviter les coûts et les risques liés au stockage.

- La minimisation de l'empreinte écologique : En capturant le CO₂ libéré, nous contribuons à réduire les gaz à effet de serre. Nous adoptons une approche de développement durable, ce qui est conforme aux engagements de l'Algérie, notamment ceux de l'Accord de Paris sur le climat.

Dans ce projet, nous proposons une méthode pour récupérer le dioxyde de carbone émis par l'unité de décarbonation du complexe GL2Z. Le gaz est actuellement rejeté dans l'atmosphère, mais nous voulons le récupérer, le refroidir dans un échangeur de chaleur, puis le diriger vers un dispositif de séparation pour éliminer l'eau et les impuretés. Ensuite, le gaz est comprimé à l'aide d'un compresseur et refroidi une deuxième fois avant d'être dirigé vers le client ou vers une unité de stockage.

Notre étude comprend plusieurs éléments :

- L'évaluation des équipements principaux tels que les échangeurs, les compresseurs et les ballons séparateurs, que nous réalisons à l'aide de calculs manuels basés sur la méthode de Kern.
- L'utilisation du logiciel HYSYS pour simuler le processus, ce qui nous permet de valider les résultats et de mettre en évidence les paramètres d'exploitation.
- Un comparatif entre les deux méthodes, les calculs et la simulation, afin de juger de la concordance des résultats et de nous assurer que notre méthode de récupération du CO₂ du complexe GL2Z est efficace.

Le premier chapitre porte sur le complexe GL2Z. Il présente son histoire, ses différents éléments et les diverses utilisations auxquelles il sert.

Le deuxième chapitre est centré sur le CO₂. Il détaille ses propriétés, les différentes sources d'émission au sein du complexe, ainsi que son influence sur le climat.

Le troisième chapitre traite des technologies permettant de capter et de valoriser le CO₂.

Une attention particulière est portée à l'absorption chimique utilisant la monoéthanolamine et la méthyl-diéthanolamine.

Les chapitres quatre et cinq sont consacrés aux calculs de dimensionnement, aux résultats qui ont été obtenus et à leur analyse.

Notre démarche cherche à encourager une innovation axée sur la durabilité et à minimiser l'impact environnemental de l'industrie gazière, tout en traçant une voie vers de nouvelles opportunités économiques pour Sonatrach.

Il est important de souligner que ce projet de fin d'études ne se limite pas à un exercice académique. Il s'agit d'une proposition originale, fondée sur des calculs et une simulation rigoureuse, pour une installation de récupération du CO₂ qui n'est pas encore implantée dans le complexe GL2Z. À ce jour, une telle unité n'existe pas au sein de Sonatrach. Nous espérons que notre travail pourra constituer une base de réflexion pour une éventuelle intégration industrielle future, et nous formulons le vœu que cette étude soit prise en considération par les responsables du complexe dans le cadre de leur stratégie de réduction des émissions et de valorisation des gaz acides

Partie bibliographique

Chapitre I :

Présentation du complexe $GL_2/\mathbb{Z}$

I.1 Introduction

L'Algérie a construit des usines de gaz naturel liquéfié à Arzew et Skikda pour exporter son gaz naturel vers l'Europe, en tirant parti des importantes réserves du gisement de gaz de Hassi R'Mel.

Le complexe GL2/Z, qui est géré par Sonatrach, est l'un des plus grands sites de liquéfaction de gaz naturel du pays.

Le processus de liquéfaction réduit le volume du gaz naturel de 600 fois, ce qui facilite son transport par méthanier.

La première pierre de l'usine a été posée en 1973, et les travaux ont commencé en 1978 sous la direction de l'entreprise américaine Bechtel.

L'objectif national était d'exporter 60 milliards de mètres cubes de gaz naturel par an dans les années 1990 (Figure I.1).



Figure I.1 : Situation géographique du GN en Algérie

I.2 Localisation

Le Complexe de liquéfaction de gaz naturel GL2Z se trouve à Bethioua, dans la zone industrielle d'Arzew. Il est localisé à peu près 6 km au Sud-Est de la ville d'Arzew et à 35 km au Nord-Est d'Oran, qui est le chef-lieu de la wilaya du même nom et est placé sur le golfe d'Oran, dans la partie nord-ouest de l'Algérie.

Les frontières du complexe GL2Z sont les suivantes :

Le site est délimité :

- à l'ouest par le Complexe GL1Z,
- à l'est par KAKRAM et le projet GL3Z,
- la mer Méditerranée le borde au nord et à l'est.
- La route principale d'accès à la Zor se situe au sud du port gazier El Djedid.

Le complexe GL2Z couvre une superficie de 72 hectares [1].

I.3 Historique

Le complexe GL2/Z réalise la liquéfaction de 41,25 millions de mètres cubes par jour de gaz naturel issu des champs gaziers de Hassi-R'mel, en plus de l'extraction du propane et de l'essence.

- Accord signé le 9 février 1976.
- Entrée en vigueur le 1er avril 1976 • Début de l'ingénierie le 15 avril 1976 • Début des travaux le 15 mars 1977.
- La première pierre a été posée le 21 février 1978.
- Le montage mécanique a commencé le 1er juillet 1981.
- La première livraison de GNL a eu lieu le 20 juillet 1981[2].

I.4 Plan d'implantation du complexe

La décision de situer le complexe GL2/Z en bord de mer répond à des impératifs et des restrictions économiques et sécuritaires.

Cette option soigneusement examinée offre la possibilité d'exploiter l'eau de mer comme ressource pour le refroidissement, la production d'eau sans sel et la prévention des incendies. De plus, il facilite l'exportation des hydrocarbures, en particulier du GNL et de ses dérivés, par voie maritime (méthaniers) (Figure I.2).



Figure I.2 : Plan d’implantation du complexe GL2/Z de Arzew

En général, l'installation du complexe s'effectue en trois sections clairement définies :

- Les utilités
- Les trains de processus.
- La zone finale « Stockage et Chargement »[3].

I.5 Les utilités

Les utilités représentent une zone importante au cœur du complexe GL2/Z. Ces dernières garantissent la fourniture de divers fluides et sources d'énergie, comme la vapeur d'eau, l'eau de refroidissement, l'air comprimé, entre autres, nécessaires pour le démarrage et le fonctionnement normal des trains de liquéfaction.

I.5.1 Source d'énergie

Trois chaudières à haute pression (62 bars) et une chaudière à moyenne pression (17 bars) produisent de la vapeur d'eau. Cette vapeur est utilisée pour faire fonctionner les dispositifs, comme les turbogénérateurs et la turbopompe d'alimentation en eau de chaudière.

I.5.2 Source de refroidissement

Le complexe est équipé de six pompes d'eau de mer, garantissant l'approvisionnement en eau de mer pour les trains de liquéfaction et les systèmes utilitaires destinés à la réfrigération au sein des échangeurs.

I.5.3 Production d'électricité

Trois turbogénérateurs, d'une capacité de 20 MW chacun, ainsi qu'une source SONELGAZ fournissant une tension de 60 KV, sont utilisés pour produire de l'électricité. Cependant, pour un fonctionnement standard, deux turbogénérateurs suffisent généralement à générer toute l'énergie requise, soit environ 36 MW

I.5.4 Unité de dessalement

Cinq unités de dessalement, d'une capacité de 45 m³/heure chacune, sont installées dans le complexe afin de fournir en continu une quantité suffisante d'eau d'osmose pour alimenter les chaudières.

I.5.5 Production d'air comprimé

Pour des raisons de sécurité, le processus s'appuie majoritairement sur un système de protection régulation pneumatique géré par un groupe de quatre compresseurs.

En outre, nous avons un compresseur de rechange disponible si nécessaire.

I.5.6 Azote

L'entreprise nationale des gaz industriels (ENGI) fournit l'azote, qui est utilisé pour l'inertage des installations en préparation des travaux de maintenance et de démarrage [4].

I.6 L'organigramme Département Technique

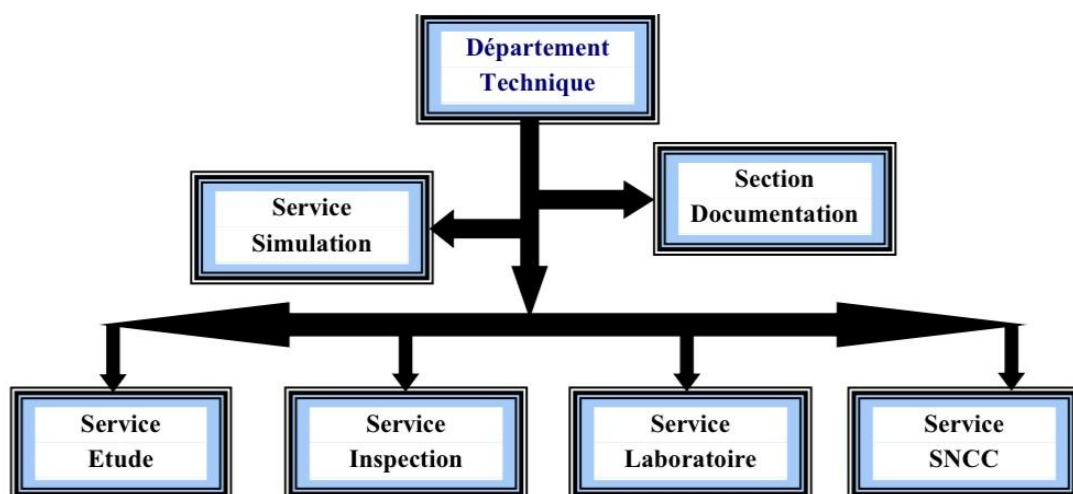


Figure I.3 : L'organigramme Département Technique

I.6.1 Service Etude

Cette entité est responsable des analyses techniques, de l'exploitation, du développement, ainsi que de la rédaction des comptes rendus d'incidents et de déficits. Il appuie les opérations d'exploitation en fournissant des conseils sur les procédures, en aidant les départements des Achats et de la Maintenance, et est constitué de deux segments. [5]:

- **Section études**

Cette partie englobe toutes les actions de l'entreprise et comprend des ingénieurs en mécanique, instrumentation, processus et chimie industrielle parmi ses effectifs. Cette équipe opérationnelle mène des études et des analyses détaillées pour répondre aux corrections des anomalies[5].

- **Section dessin**

L'objectif de cette section est de réviser le design et l'architecture du processus en tenant compte des changements, en intégrant un instrument qui aide à perfectionner les conduites et As Built. Elle fournit une assistance à la section d'études pour l'élaboration des schémas techniques[5].

I.6.2 Service Inspection

Étant donné son nom, il examine et supervise l'unité de production ainsi que les installations qui se composent de[5] :

- **Section machines tournantes** : inspecte les turbines, moteurs, compresseurs, pompes, ventilateurs et ce en utilisant des vibromètre (on-line ou off-line) pour le bruit aussi les pressions[5].
- **Section équipement statique**: inspecte les chaudières, échangeurs, tuyauteries[6].
- **Section électricité** : inspecte les installations électriques[6].
- **Section métallurgie** : inspecte et vérifie l'état des installations afin d'éviter les corrosions[5].

I.6.3 Service Laboratoire

Il est responsable de délivrer le certificat de conformité pour le produit lors de sa mise sur le marché par l'examen des échantillons. Il réalise parfois des analyses à la requête du service production et supervise personnellement son inventaire de produits chimiques[6].

I.6.4 Service S.N.C.C

S.N.C.C : Service Numérique de Contrôle Commandé est né du DCS (Digital Control System). Ce service, qui utilise des capteurs installés sur les équipements pour signaler le bon état de fonctionnement des installations aux récepteurs, a été conçu pour prévenir toute catastrophe[5].

I.6.5 Service Simulation

Cette fonction, qui fait partie du département « T », est employée pour simuler des processus ainsi que des mesures de sécurité, en plus de la gestion de projets. Ce dispositif autorise l'expérimentation de divers scénarios dans l'optique de minimiser les dangers d'insuccès ou de panne, sans faire appel directement à l'ingénierie. [5].

I.6.6 Section Documentation

Il s'agit de la bibliothèque du complexe qui renferme tous les comptes rendus d'études des différents départements[5].

I.7 Schéma du procédé

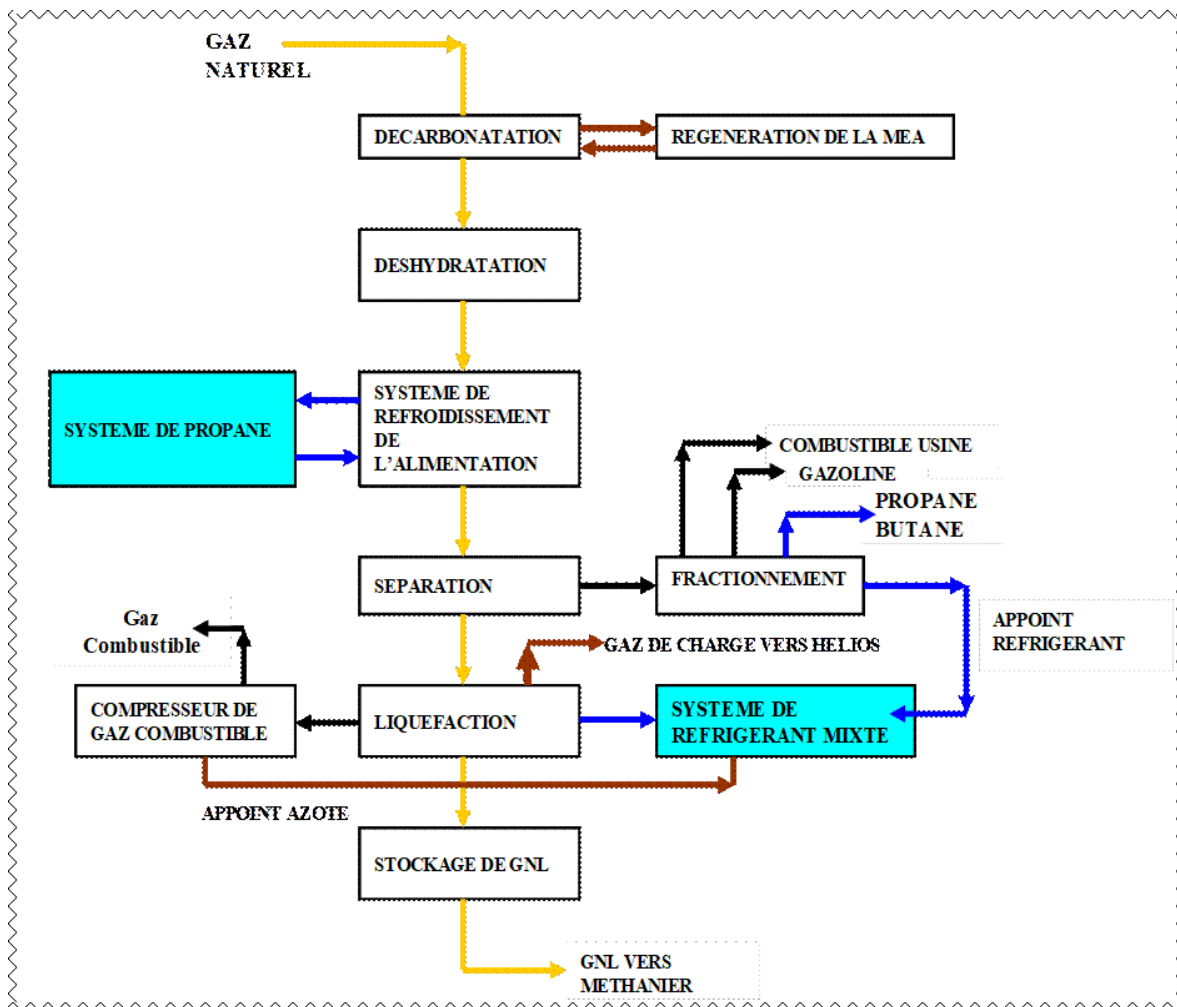


Figure I.4 : Schéma de procédé GL2/Z

I.8 Description de procédé

Le mécanisme A.P.C.I employé dans l'organisation GL2/Z opère avec deux réfrigérants : le Propane et le MCR. Six unités autonomes y assurent la production de GNL, chacune équipée de matériels permettant de transformer le gaz naturel de sa forme gazeuse à sa forme liquide. Chaque chaîne est segmentée en cinq sections [Figure I.5] . [6]:

- section traitement de gaz
- section séparation
- section liquéfaction
- section compression

- section fractionnement

La figure suivante montre un schéma synoptique d'un train de procédé.

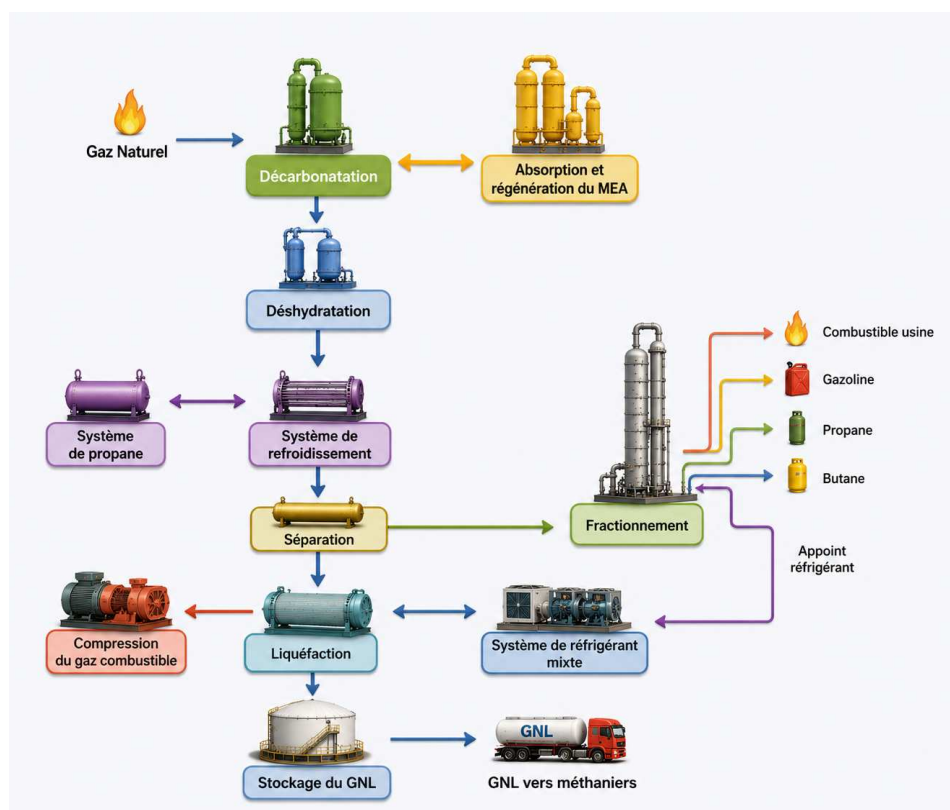


Figure I.5 : Schéma synoptique d'un train de procédé .

I.8.1 Section traitement de gaz

Le GN, une fois extrait du champ de HASSI R'MEL, est un assemblage d'hydrocarbures dont la proportion de méthane dépasse 80%. Il renferme aussi de l'éthane, du propane, du butane, du pentane et quelques traces d'hydrocarbures de grande densité[6].

Le tableau ci-après synthétise la composition du GN issu de Hassi R'mel.

Tableau 1: Compositions du GN provenant de Hassi R'mel.

Compositions	%molaire
Méthane	83,12
Ethane	7,70

Propane	2,08
n-butane	0,49
Isobutane	0,31
n-pentane	0,12
Iso-pentane	0,11
Hexanes +	0,07
Azote	5,60
Eau	0
Hélium	0,19
Dioxyde de carbone	0,21

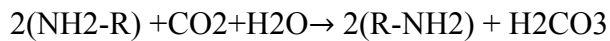
Avant d'être liquéfié par cryogénie, le gaz naturel, qui est livré à une pression de 42 bars et à température ambiante, nécessite un traitement spécifique. Cette formation implique la suppression des impuretés (telles que le mercure, le CO₂, la vapeur d'eau) susceptibles de provoquer des blocages, de la corrosion ou des dysfonctionnements opérationnels. Cela est effectué grâce à un système de démercurisation, une section de décarbonatation et une déshydratation.

I.8.1.1 Démercurisation

Suite à la séparation des hydrocarbures liquides dans un dispositif de séparation, le gaz source se réchauffe approximativement à 45 °C dans un échangeur thermique avant son introduction dans le système. Puis, il est transféré dans un dispositif de décontamination qui capture les résidus de mercure, diminuant leur concentration restante à approximativement 0,01 ng/Nm³. [6].

I.8.1.2 Décarbonatation et la déshydratation:

Dans cette partie, une solution de Monoethanolamine (MEA) à 15% de concentration absorbe le gaz carbonique (CO₂) conformément à la réaction décrite ci-dessous[7]:



Le processus de purification du gaz naturel commence par l'élimination de son CO₂ dans une colonne à plateaux à contre-courant, soutenue par une colonne de régénération de la solution MEA. Après purification à moins de 70 ppm de CO₂, il est refroidi à 21 °C à l'aide de propane pour minimiser la vapeur d'eau. La séparation de l'eau condensée est effectuée, après quoi le gaz traverse des sécheurs de la partie supérieure vers la partie inférieure. L'étape finale d'adsorption de l'eau se réalise à l'aide de tamis moléculaires 4A°, réduisant la concentration en eau à 0,5 ppm. Par la suite, les lits de sécheurs sont périodiquement régénérés par une montée de température[7].

I.8.2 Section séparation

L'échangeur d'alimentation refroidit le mélange de condensats lourds/gaz provenant des pré-refroidisseurs à propane à -47°C, grâce à un contact avec les vapeurs de la tête de la tour de lavage. Ce mélange est introduit au dixième niveau de la tour dans le but de séparer les produits lourds (qui sont ensuite envoyés au fractionnement). Les vapeurs de tête, chauffées par l'échangeur, traversent le condenseur de tête (faisceau chaud de l'échangeur principal) où elles sont en partie rafraîchies/condensées grâce au MCR. Le liquide chargé en méthane ramassé dans le réservoir de reflux est acheminé vers la colonne centrale de l'échangeur principal afin d'être transformé en liquide[6].

I.8.3 Section liquéfaction

On refroidit le gaz naturel transformé en dessous de son point de rosée pour le liquéfier. Il pénètre dans l'échangeur principal à -33 °C et 37 bars, y est refroidi à -110 °C, puis entièrement liquéfié grâce au MCR. Le GNL est émis à une température de -148 °C, est détendue à 4,8 bars pour libérer l'azote et l'hélium, puis est refroidi jusqu'à -156 °C avant d'être dirigé vers le déazoteur. À -162 °C, le GNL est conservé sous forme liquide, tandis que les vapeurs sont chauffées avant d'être dirigées vers le circuit du combustible gaz. [6].

I.8.4 Section compression

I.8.4.1 Système de propane réfrigérant

Le cycle de propane est un système à quatre niveaux permettant de refroidir le gaz naturel (GN) et le réfrigérant multi-composant (MCR) par étapes successives. Après avoir été comprimé et condensé, le propane passe par quatre phases de détente pour se refroidir[6].

I.8.4.2 Système de réfrigérant mixte (MCR)

Le MCR est utilisé pour liquéfier le GN dans l'échangeur principal. Il représente la deuxième boucle frigorigène de l'installation de liquéfaction. Ce mélange frigorigène est constitué de méthane, éthane, propane et d'azote, avec le méthane qui s'écoule dans un système en boucle fermée avec deux compresseurs, MRC (I) et MCR (II), tous deux actionnés par une turbine[6].

I.8.5 Section fractionnement

L'unité de fractionnement reçoit ses produits de fond de la tour de lavage qui se trouve en amont de l'échangeur principal. La section comprend trois colonnes[6]:

I.8.5.1 Déethaniseur

Ce processus permet d'isoler l'éthane au sommet de la colonne pour qu'il soit réinséré dans le GNL, tandis que l'excédent est employé comme combustible dans le système de gazole. Les produits issus du Déethaniseur sont dirigés vers la colonne de dépropanisation[6].

I.8.5.2 Dépropaniseur

C'est la deuxième étape de séparation. Il est chargé de produire le propane en haut de la colonne et de l'acheminer majoritairement vers GP1/Z pour sa commercialisation ou réinjection dans le GNL, tandis qu'une autre portion sert d'appoint dans cycle MCR et le réfrigérant au propane. Les produits de fond sont dirigés vers la colonne de décolmatage[6].

I.8.5.3 Débutaniseur

Il constitue la 3ème tour de fractionnement, Le produit de tête de colonne est du butane à (98.8 %) est envoyé vers GP/Z pour être commercialisé ou réinjecté. Dans le GNL.

Le produit de fond de la tour constitue la gazoline qui est envoyé vers stockage pour y être commercialisé[6].

I.9 Zone de stockage

Le GNL est transféré de la zone de traitement à la zone de stockage à une température de -160 °C. Située en bordure de mer, la zone de stockage GNL facilite le chargement sur des méthaniers. Elle est équipée de trois réservoirs pour le GNL d'une capacité totale de 100000 m³ et deux réservoirs pour l'essence avec une capacité combinée de 14500 m³[6].

Conclusion

L'installation GL2/Z occupe une place vitale dans le secteur du gaz naturel liquéfié, grâce à sa capacité de production importante et à la variété de produits dérivés qu'elle propose. Son évolution future, marquée par l'intégration de nombreux trains, souligne son importance stratégique pour satisfaire la demande en hausse sur les marchés internationaux.

Chapitre II:

Dioxyde de carbone

II.1 Introduction

Sur notre terre, après sa création il y a 4,5 milliards d'années, la quantité de gaz carbonique était des milliers de fois plus élevée qu'aujourd'hui. Ce gaz provient de phénomènes endogènes de notre planète, de la respiration des végétaux et des animaux, de réactions de combustion de composés carbonés qui sont des réactions exothermiques pourvoyeuses d'énergie (combustion du charbon, du gaz, du pétrole et de ses dérivés). Ce sont les centrales thermiques, les transports (camions) et les usines qui génèrent le plus de CO_2 . En un siècle, l'homme par ses activités, industrielles surtout, a été à l'origine de l'augmentation de la quantité de CO_2 atmosphérique qui est passée, en un siècle, de 2000 à 2800 milliards de tonnes. Par habitant et par an les USA, la Chine et l'Europe en produisent respectivement 16,5, 7,2 et 6,8 tonnes .

II.2 Définition

Dans des conditions normales, le CO_2 est un gaz sans couleur, sans odeur et non nuisible. C'est une forme oxydée du carbone (C^{+4}), et elle s'agit d'une molécule linéaire et non polaire. Sa liaison $\text{C}=\text{O}$ hautement stable (127 kcal/mol) confère globalement une faible réactivité, toutefois, la nature électrophile du carbone lui donne la capacité de réagir dans un environnement alcalin avec des alcools ou des amines, donnant naissance à des carbonates ou carbamates. Le défi consiste donc à remplacer ses liaisons $\text{C}=\text{O}$. Finalement, le CO_2 joue un rôle clé en tant que principal gaz à effet de serre, essentiel pour la régulation climatique ainsi que pour divers processus biologiques et industriels .

II.3 Historique

La découverte du dioxyde de carbone remonte à 1638 et est attribuée au médecin belge Jan Baptist Van Helmont. Aux environs de 1750, Joseph Black, un chimiste et physicien d'Écosse, le fait l'objet d'études. Joseph Priestley, un pasteur anglais, a réussi à isoler le dioxyde de carbone en 1766. Puis, c'est en 1776 que le chimiste français Antoine Laurent de Lavoisier a démontré la production de CO_2 lors de la oxydation du carbone en présence d'oxygène[8].

II.4 Origine

Le CO₂ (dioxyde de carbone) est une molécule chimiquement stable et plutôt inerte, elle symbolise le niveau ultime d'oxydation du carbone. L'oxydation de substances carbonées, qu'elles soient organiques ou inorganiques comme les charbons, peut être provoquée par un phénomène thermique. (combustion, incinération), biologique (principalement par biodégradation à l'aide de micro-organismes aérobies) ou chimique (par réaction avec un oxydant) [9].

II.5 Propriétés physico-chimiques

II.5.1 Propriétés chimiques

Il s'agit d'un gaz incolore, ne dégageant aucune odeur, chimiquement stable, non combustible et dont la densité est supérieure à celle de l'air. Il peut être mis sous forme liquide à une pression de 58 bars. Sa libération génère un puissant effet de refroidissement accompagné de « neige carbonique », qui, lorsqu'elle est compressée, se transforme en carboglace (sublimation à -78,5 °C). Il devient supercritique et a la capacité de dissoudre des molécules organiques lorsque la température dépasse 111 °C et la pression excède 73 bars. À une température supérieure à 900 °C, sa décomposition produit du CO. Se dissolvant dans l'eau, il génère de l'acide carbonique, un acide faible se décomposant en protons et bicarbonates [10].

II.5.2 Propriétés physiques

Tableau II.1 : propriétés physique de CO₂ [9].

Etat à pression et température ordinaire	Gaz incolore et inodore
Masse molaire	44.01g/mol
Masse volumique à 1 atm et 20°C	1.87kg/m ³
Viscosité à -78°C	7*10 ⁻² pa.s
Température de sublimation	-78.5°C

Température de fusion	-57°C
Température critique	31.06°C
Pression critique	7.4MPa
Solubilité dans l'éthanol à 20 °C	2.964g/l
Masse volumique à 0°C	1.977kg/m ³
Solubilité dans l'eau à 25 °C	1.45g/l
Constante d'Henry à 25°C	151 mol/l.atm

II.6 Impacts des émissions de CO₂

II.6.1 Impact sur l'environnement

Le recours aux énergies fossiles (charbon, pétrole, gaz naturel) émet du CO₂, ce qui déstabilise l'équilibre de l'atmosphère. De manière naturelle, les gaz à effet de serre (tels que la vapeur d'eau, le CO₂ et le méthane) captent une portion de la chaleur solaire et instaurent une température approximativement de 15 °C, propice à l'existence de la vie sur Terre. Ce surplus de CO₂ perturbe cet équilibre [11].

II.6.2 Impact sur l'être humain

Dès qu'il atteint 0,1 % (1 000 ppm), il y a un risque d'asthme et de syndrome des immeubles malsains.

- À 0,5 % (5 000 ppm) : niveau habituel en milieu professionnel (une tolérance parfois supérieure pour les avions).
- À 4 % (40 000 ppm) : survenue d'effets sans retour.
- Au-delà de 10 % : risque de décès imminent sans intervention de réanimation.

Processus : le CO₂ passe rapidement à travers les membranes respiratoires et influence le système nerveux central. Même une petite élévation provoque une accélération du rythme respiratoire et une augmentation du flux d'air [11].

II.6.3 Impact sur le végétal

- Impact sur les plantes : à faible concentration, le CO₂ favorise la croissance, mais cet effet s'estompe ou décroît lorsque l'on dépasse un certain seuil qui varie selon les espèces.
- Incertitudes à long terme : l'acidification de l'écosystème pourrait effacer les gains initiaux
- Rôle essentiel : le CO₂ est crucial pour la photosynthèse, donc pour l'existence de la vie sur Terre.
- Perspective actuelle : depuis les années 90, les spécialistes perçoivent l'excès de CO₂ comme une sorte de contamination [11].

II.6.4 Impact sur le milieu marin

Le CO₂ est essentiel pour les végétaux et inoffensif à faible concentration, mais nocif pour la santé au-delà de 0,1 % et létal à partir de 10 %. Il rend les océans plus acides (+26 %), mettant en péril les crustacés, coraux et ptéropodes, avec une possibilité d'interruption de la calcification dans l'océan Austral d'ici à 2100. L'augmentation de la température diminue l'absorption par les océans, ce qui peut faire basculer la tendance. L'incertitude entourant l'acidification rend flous les effets à long terme sur la végétation. Depuis les années 1990, la surabondance de CO₂ est reconnue en tant que pollution [11].

II.7 Sources d'émissions du CO₂ dans le complexe GL2Z

Le GNL est essentiellement composé de méthane. Pour éviter d'endommager les unités lors de la liquéfaction, il est nécessaire d'éliminer le CO₂, car il se solidifie. Lors de mon stage, j'ai pu constater que le CO₂ est l'un des principaux gaz polluants rejetés par le complexe.

Les principales origines des émissions de CO₂ au sein du complexe GL2Z comprennent :

- La colonne de régénération du solvant riche en CO₂
- Les chaudières
- Les torches

L'image ci-dessous illustre ces sources majeures (Figure II.1) :

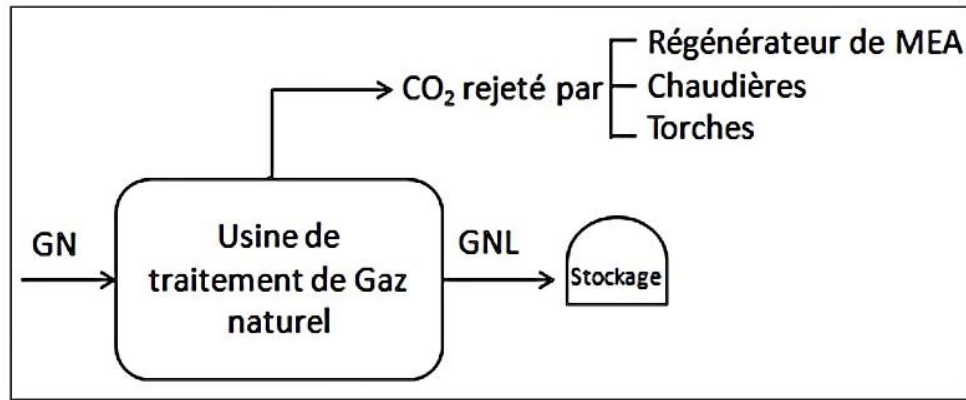
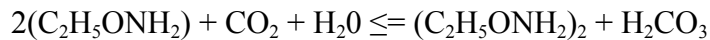


Figure II.1 : Sources d'émissions de CO₂ dans le complexe GL2Z [6].

II.7.1 Le dioxyde de carbone issu de la colonne de régénération du solvant riche

Selon la méthode traditionnelle, le CO₂ est retiré du gaz naturel par absorption/extraction à l'aide d'une solution d'amine. Cette suppression se réalise selon la réaction chimique inversible ci-après :



MEA Pauvre

(Entrée de la colonne)

MEA Riche

(Sortie de la colonne)

Le complexe GL2Z utilise une solution de MEA à quinze pour cent pour absorber chimiquement le dioxyde de carbone du gaz naturel. Cette absorption a lieu à haute pression, qui est de quarante-deux bars, et à basse température, qui est de trente-huit degrés Celsius. Par contre, la régénération du solvant riche a lieu à basse pression et à haute température. Après la régénération, le solvant est refroidi et réinjecté dans la colonne d'absorption pour optimiser la capture du dioxyde de carbone [6].

II.7.2 Le dioxyde de carbone issu de la section décarbonatation

Le gaz de fourniture issu du système d'élimination du mercure de l'Unité 11 est acheminé vers l'Unité d'élimination des gaz acides (Unité 12). L'objectif de l'Unité

d'Élimination des Gaz Acides est de minimiser la concentration de CO₂ présente dans le gaz naturel à un niveau inférieur à 50 ppm en volume [12].

II.7.3 Le dioxyde de carbone issu des torches

Le dispositif propose des méthodes sécurisées et dignes de confiance pour la suppression des vapeurs d'hydrocarbures et des liquides légers issues des pannes en cas d'urgence ou de perturbation. On distingue deux méthodes pour le torchage des gaz : le torchage pendant la marche normale des unités de production, ou encore suite à une défaillance d'un équipement, un déclenchement, un délestage et redémarrage, un dérèglement des boucles de régulation, ou lors d'une interruption [13].

Parmi les sources des gaz torchés :

II.7.3.1 Gaz torché à partir de l'absorbeur

Lorsque la concentration en CO₂ ne descend pas en dessous de 70 ppm, le gaz décarboné est dirigé vers la torche chaude.

II.7.3.2 Gaz torché à partir des sécheurs

Pendant le processus de déshydratation, le gaz humide est dirigé vers la torche chaude tant que sa concentration en eau dépasse 1 ppm.

II.7.3.3 Gaz torché à partir de la tour de lavage

Lorsque la concentration en essence dépasse 0,05 %, les gaz provenant de la tour de lavage sont dirigés vers la torche froide. Il convient de souligner que la colonne de lavage représente la principale origine des gaz torchés, avec un pourcentage d'environ 60 %.

II.7.3.4 Gaz torché à partir de l'échangeur principal et circuits cryogéniques

Lors de la phase de démarrage et avant que l'unité de liquéfaction ne soit stabilisée,

tous les gaz froids provenant de l'échangeur principal sont dirigés vers la torche froide, ainsi que les gaz utilisés durant les processus de dégivrage, pré-refroidissement et refroidissement final. La durée de ces procédures est liée à la condition de conservation de l'échangeur principal.

II.7.3.5 Gaz torché lors de l'opération de fractionnement

Évaluer les quantités de torchées peut s'avérer complexe (dégivrage, démarrages, arrêts et stabilisation).

Parfois, des pertes surviennent lorsque les vannes de purge des réservoirs de liquide ne se ferment pas correctement et que les événements des lignes de vapeur ne se referment pas totalement, entraînant ainsi un flux continu de gaz ou de liquide vers la torche. Par ailleurs, quand le gaz des soupapes est collecté et dirigé vers la torche.

On peut observer la fumée provenant des torches dans le complexe GL2Z via l'image ci-dessous (Figure II.2).

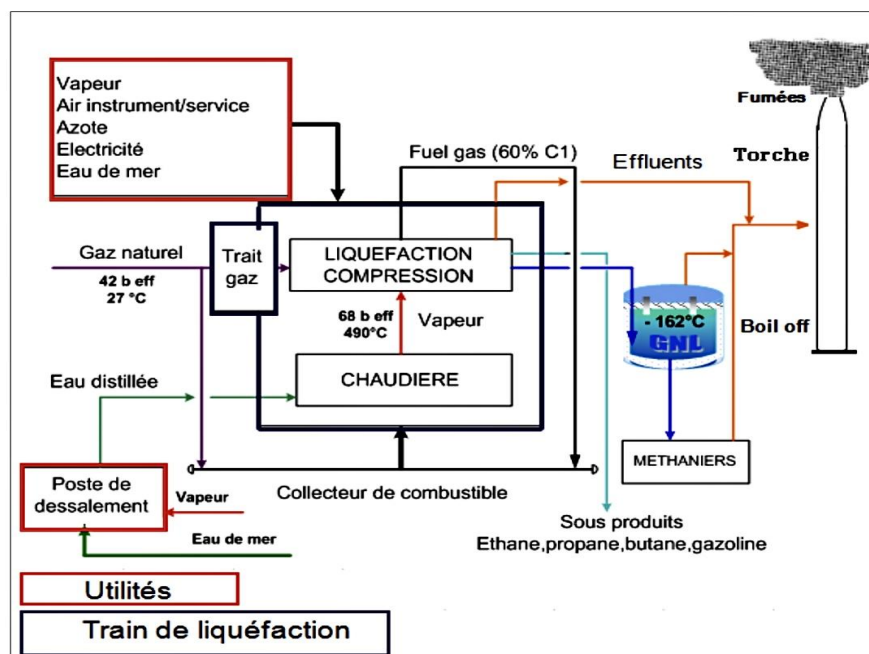


Figure II.2 : Fumée issue des torches dans le complexe GL2 Z [13].

II.7.4 Le dioxyde de carbone contenu dans les fumées des chaudières

Les chaudières du complexe GL2Z sont utilisées pour produire la vapeur nécessaire au procédé. Cette vapeur est produite à une pression de 65 bars et à une température de 440 degrés Celsius. Il existe différents types de chaudières dans le complexe GL2Z, notamment des chaudières IHI et des chaudières MHI, ainsi que des chaudières utilitaires et industrielles. Ces chaudières fonctionnent au gaz naturel, au fuel gaz ou à un mélange composé d'environ 95 % pour cent de fuel gaz et 5 % pour cent de gaz naturel brut.

Lors de la combustion, les chaudières du complexe GL2Z émettent principalement du dioxyde de carbone dans l'atmosphère (Figure II.3) [7].

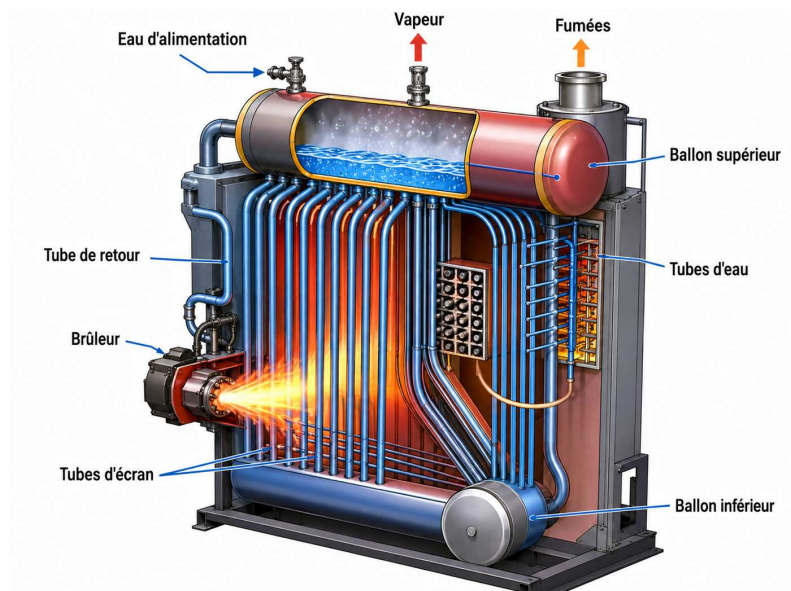


Figure II.3 : Schéma d'une chaudière à tubes d'eau [14].

II.8 Points forts

- Le CO₂ est une substance finale issue du métabolisme humain.
- Sa toxicité est considérablement moins élevée que celle du monoxyde de carbone, avec lequel il est associé dans toutes les fumées issues de la combustion.
- Le CO₂ à faible concentration (< 3%) et sans risque, peut être à l'origine d'intoxications professionnelles sévères lorsqu'il s'accumule dans un espace restreint.

- Les deux situations les plus risquées sont la manipulation dans la cave de vinification et le processus de sublimation de la glace carbonique.
- Le CO₂ n'a aucun effet sur la santé à long terme [15].

II.9 Problème posé par le CO₂ atmosphérique

Étant plus lourd que l'air, le CO₂ présent dans l'atmosphère absorbe les radiations infrarouges émises par notre planète, ce qui entrave son processus de refroidissement. C'est ce qu'on désigne par l'effet de serre. Ainsi, le dioxyde de carbone dans l'atmosphère terrestre participe au réchauffement climatique et peut entraîner divers effets à moyen ou long terme, tels que la fonte des glaciers, l'augmentation du niveau marin, les changements météorologiques et la désertification [16].

II.10 L'effet de serre

II.10.1 Le phénomène de l'effet de serre

Les GES laissent passer certaines longueurs d'onde de la lumière solaire. La majorité du rayonnement solaire franchit directement l'atmosphère pour réchauffer la surface terrestre. La terre, de son côté, « renvoie » cette énergie dans l'univers sous forme de rayonnement infrarouge à longue longueur d'onde. La vapeur d'eau, le dioxyde de carbone et divers autres gaz absorbent les radiations diffusées par la terre, entravant la transmission directe de l'énergie depuis la surface terrestre vers l'espace et provoquant par conséquent un réchauffement de l'atmosphère. L'accroissement de la concentration en gaz à effet de serre dans l'atmosphère peut être assimilé à l'installation d'un vitrage double : si les influx de rayonnement solaire à l'intérieur de la serre demeurent stables, la température aura tendance à grimper [16].

II.11 Réglementation internationale et national régissant le CO₂

Des normes et des législations, tant au niveau international que national, sont en place pour réguler les émissions de dioxyde de carbone (CO₂) dans le but de réduire leur empreinte écologique. Ces règles peuvent se manifester sous divers aspects, comme des conventions internationales, des stratégies nationales climatiques, des limites d'émission pour les

automobiles et les industries, ou encore des initiatives de compensation carbone destinées aux entreprises et aux entités.

II.11.1 Cadre international

II.11.1.1 La Convention-cadre des Nations Unies sur les changements climatiques (CCNUCC)

Adoptée en 1992, lors du Sommet de la Terre à Rio, et signée par plus de 150 pays, cette déclaration a incité les nations développées à réduire volontairement leurs émissions de gaz à effet de serre aux niveaux de 1990 d'ici 2000. Elle a également prévu un suivi régulier des émissions et des actions entreprises. Même si elle a été considérée comme une réussite diplomatique, elle n'a pas abouti à des mesures contraignantes de la part des pays développés. Cependant, elle a servi de fondement pour des engagements plus stricts à l'avenir [17].

II.11.1.2 Protocole de Kyoto

Adopté en 1997 lors de la troisième Conférence des Parties à Kyoto, il fixe des objectifs contraignants de réduction des émissions pour les pays développés (réduction globale de 5,2 % d'ici 2012 par rapport à 1990). L'UE devait réduire de 8 %, les États-Unis de 7 % et le Canada de 6 %. Il prévoit une entrée en vigueur après ratification par 55 pays représentant 55 % des émissions de 1990 des pays industrialisés. Les États-Unis n'ayant pas ratifié, la ratification par la Russie était cruciale, ce qui a finalement permis son entrée en vigueur [17].

II.11.1.3. Accord de Paris

La taxe carbone est appliquée à des produits ou à des services en fonction de leurs émissions de gaz à effet de serre. Cette taxe est fixée par tonne de CO₂. Elle est basée sur le principe selon lequel celui qui pollue doit payer, également appelé taxe pigouvienne. L'objectif de la taxe carbone est d'encourager les consommateurs à choisir des alternatives qui polluent moins. La taxe carbone s'applique aux particuliers, aux petites entreprises et aux artisans [18].

II.11.1.4 Taxe carbone

Cette norme donne des indications pour quantifier, valider et déclarer les émissions de gaz à effet de serre (GES), dont le dioxyde de carbone (CO₂).

Elle aide à créer des systèmes de gestion pour réduire les émissions et à faire vérifier les rapports de manière indépendante.

L'objectif principal est de minimiser l'empreinte carbone et de parvenir à la neutralité carbone [18] .

II.11.1.5 La norme ISO 14064

Cette norme englobe une série de directives pour la quantification, la validation et l'annonce des émissions de gaz à effet de serre (GES), y compris le CO₂. Elle offre des instructions pour la mise en place de systèmes de gestion des GES, l'évaluation des émissions et des diminutions, ainsi que pour la vérification indépendante des rapports. Leurs objectifs sont les suivants : optimiser la gestion de leur empreinte carbone ; participer à l'initiative collective de diminution des émissions de GES commencée en 1997 avec le Protocole de Kyoto et élaborer une stratégie efficace de décarbonisation dans le but d'atteindre la neutralité carbone [20].

II.11.2 Cadre national

II.11.2.1 Réglementation algérienne

En Algérie, les règles environnementales relatives à la pollution de l'air sont majoritairement établies par :

-Loi n° 03-10 du 19 juillet 2003 Annulant la loi antérieure 83-03 du 5 février 198, concernant la protection de l'environnement et la prévention de la pollution industrielle dans le contexte du développement durable.

-Le décret exécutif n° 06-138 La loi du 15 avril 2006 régule la libération de gaz, fumées, vapeurs, particules liquides ou solides dans l'atmosphère ainsi que les modalités de leur supervision.

-Le décret exécutif n° 06-02 du 07 Janvier 2006 définit les valeurs limites, les seuils d'alerte et les objectifs de qualité de l'air en cas de pollution atmosphérique [20] .

Conclusion

Ce chapitre nous a permis d'obtenir une vue d'ensemble des émissions de dioxyde de carbone (CO₂), qui est un gaz à effet de serre majeur entraînant des conséquences significatives sur le climat et l'environnement. Et les méthodes de captage de ce gaz pour réduire ses risques.

Chapitre III:

Procede de recuperation et valorisation de CO₂

III.1 Introduction

Le dioxyde de carbone est un gaz qui a un impact important sur le climat. Pour limiter le réchauffement, il est essentiel de capter le CO_2 , de le stocker et de le valoriser. Ce chapitre présente les différentes techniques de captage du CO_2 , ainsi que les risques qui y sont associés. Il décrit également les procédés de stockage du CO_2 et les possibilités de le valoriser d'ici 2050. Enfin, ce chapitre examine les obstacles et les contraintes liés à ces différentes approches de gestion du CO_2 .

III. Technologies de capture du CO_2

III.2 Adsorption

III.2.1 Le Procédé d'Adsorption en Lit Fixe pour le complexe GP2Z

L'adsorption est un processus de transfert de masse dans lequel les molécules de CO_2 (l'adsorbat) se lient physiquement ou chimiquement à la surface poreuse d'un solide granulaire (l'adsorbant). On le sélectionne pour sa surface spécifique élevée et sa distribution poreuse sélective [Figure III.1][21].

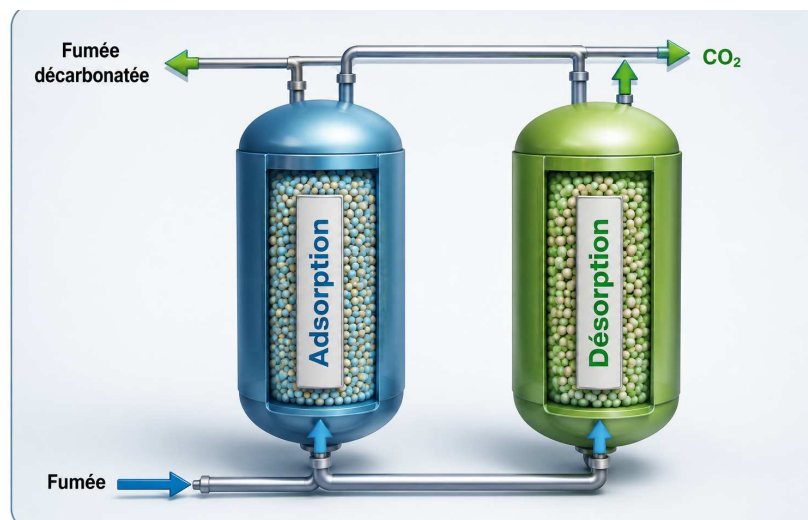


Figure III.1 :Le Procédé d'Adsorption en Lit Fixe pour le complexe

III.2.2 Mécanisme et Matériaux

La manipulation du GPL s'effectue essentiellement à l'aide de Tamis Moléculaires (Zéolithes de type 5A ou 13X). Ces cristaux contiennent des pores d'une taille spécifique (approximativement de 5 à 10 Angström) qui fonctionnent comme un tamis moléculaire : ils permettent le passage des molécules d'hydrocarbures tout en capturant sélectivement le CO₂ et l'eau (H₂O) [21].

III.2.3 Cycle de Fonctionnement (Technique TSA)

Le processus est réalisé en lit fixe par un mode cyclique connu sous le nom de TSA (Adsorption par Variation de Température). Étant donné que l'adsorbant finit par atteindre sa saturation, l'installation est généralement équipée d'au moins deux colonnes (ou réservoirs) qui fonctionnent en rotation [21] :

- Phase d'Adsorption (active) : Le GPL (sous forme liquide ou gazeuse) passe à travers le lit statique de la première colonne. Le CO₂ est capturé dans les pores du matériau solide et le produit est extrait purifié selon les spécifications demandées [23].
- Phase de Régénération (Désorption) : La deuxième colonne est séparée du courant de charge. On introduit un gaz de purge chauffé à une température comprise entre 200°C et 300°C. L'accroissement de la température donne l'énergie requise pour « détacher » les molécules de CO₂ de la surface de l'adsorbant [23].
- Phase de Refroidissement et Réactivation : Avant de recommencer le processus d'adsorption, on procède au refroidissement du lit. Il est envisageable d'ajouter une troisième colonne pour une réactivation intense du solide, assurant ainsi la continuité du processus sans perturber la production [21].

III.3 Séparation par membrane

La séparation par membrane repose sur la diffusion sélective d'un ou plusieurs composants à travers une membrane qui permet de choisir ce qui doit être séparé. Les méthodes de capture du CO₂ fondées sur la séparation membranaire requièrent des sélectivités élevées afin d'obtenir les puretés de gaz souhaitées, et des surfaces de membranes adéquates pour traiter d'importants débits volumiques du gaz synthétique. Les membranes les plus appropriées à l'extraction du dioxyde de carbone des fumées sont soit organiques

(Polysulphones, Polyamides, Dérivés de cellulose...) ou inorganiques (métalliques, céramiques...)[Figure III.2][21].

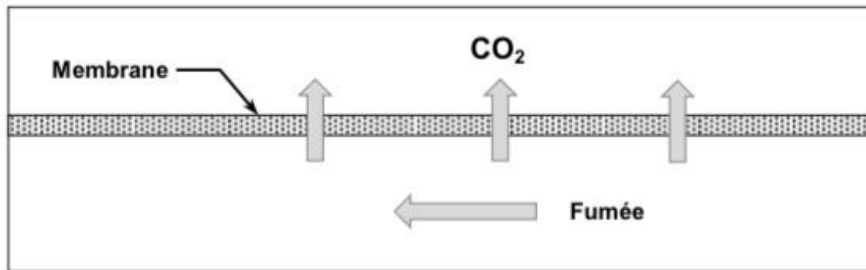


Figure III.2 :Séparation par membrane

III.4 Absorption

L'absorption est une technique cruciale utilisée dans différents domaines industriels, tels que la séparation des gaz, le refroidissement de l'air et la production de produits chimiques. Il s'agit d'un processus qui implique le passage d'une substance de l'état gazeux à l'état liquide, où le gaz est généralement ce qu'on souhaite isoler et le liquide agit comme un moyen d'absorption du gaz.[21].

L'un des types d'équipements les plus fréquemment utilisés pour effectuer cette séparation est la colonne d'absorption. Ils se composent d'un lit de remplissage et d'une colonne de distillation, au cours duquel le solvant liquide s'écoule sur le lit de remplissage pour absorber le gaz. Les colonnes d'absorption sont élaborées pour optimiser la performance de séparation en prenant en compte divers paramètres, tels que la température, la pression, le débit du gaz, le taux de concentration des éléments et les caractéristiques physiques des liquides et gaz [Figure III.3][22].

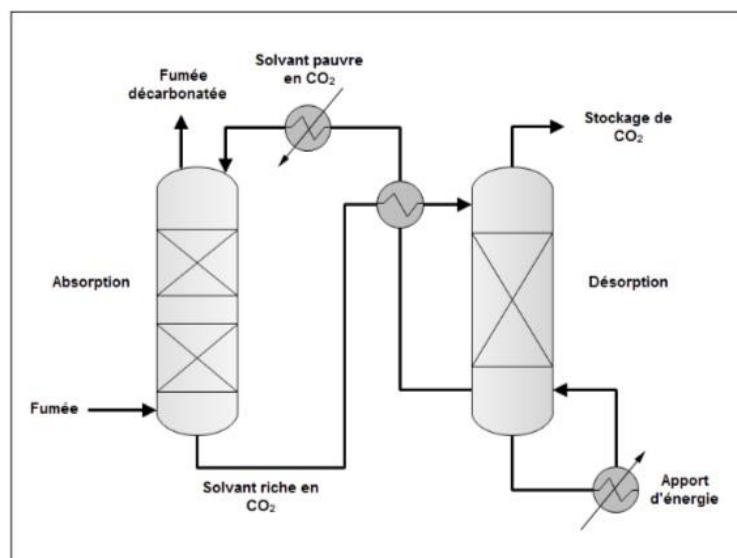


Figure III.3 : Schéma de procédé de captage de CO₂ par absorption chimique

III.4.1 Définition de l'absorption

L'absorption est une technique de transfert de matière qui consiste à dissoudre des éléments gazeux dans un liquide. Cette opération unitaire est fréquemment employée dans le secteur chimique pour la séparation et la purification des mélanges gazeux, notamment à travers des colonnes d'absorption [22].

Les colonnes d'absorption facilitent la séparation des constituants d'un mélange gazeux, basée sur la capacité distincte de chacun à se solubiliser dans un liquide absorbant qui les dissout de manière sélective en fonction de leur compatibilité [22].

III.4.2 Types d'absorption

On peut identifier deux types d'absorption :

III.4.2.1 L'absorption chimique

Le terme de réaction chimique en phase liquide décrit une dissolution de substance dans un liquide. Elle donne un composé dont la stabilité varie. Dans l'industrie, cette méthode est souvent utilisée pour traiter les fluides.

Lorsqu'il y a un système avec deux phases, un gaz et un liquide, un gaz absorbé interagit avec un réactif dissous dans le liquide. Cela se produit de manière réversible ou irréversible.

Parfois, un catalyseur est nécessaire. Le gaz passe alors de l'état gazeux à l'état liquide.

Cette méthode permet d'améliorer l'efficacité de la séparation des substances. On peut, par exemple, absorber du dioxyde de carbone dans une solution de carbonate ou d'amine. Elle permet aussi d'être plus sélectif. On peut, par exemple, absorber spécifiquement du dioxyde de carbone et de l'hydrogène sulfuré dans des solutions d'éthanolamine.

[22][Figure III.4].

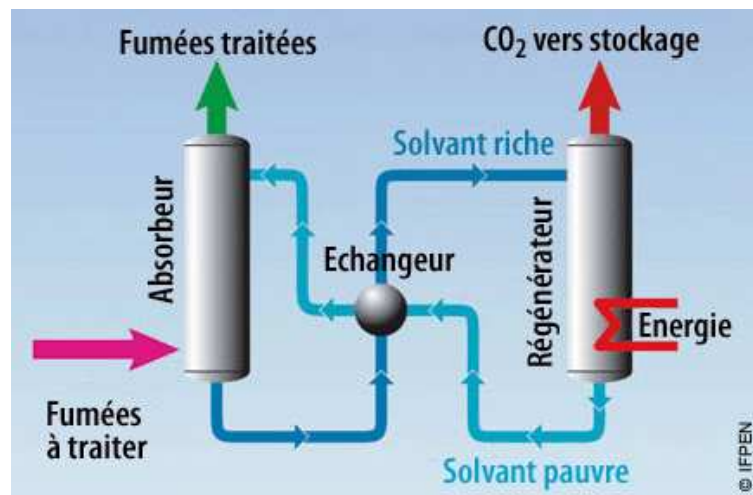


Figure III.4 : L'absorption chimique

III.4.2.2 L'absorption physique

En cas d'absorption physique, aucune réaction chimique ne se produit entre le soluté et le solvant. Le soluté est simplement déplacé de la phase gazeuse vers la phase liquide, où il se dissout. La concentration à l'équilibre du composé absorbé est principalement déterminée par la pression partielle dans la phase gazeuse[22].

III.4.3 Les avantages et les Inconvénients

Les colonnes d'absorption présentent à la fois des avantages et des inconvénients :

III.4.3.1 Avantages

- Efficacité : performantes pour éliminer contaminants gazeux et odeurs.
- Capacité : traitent de grands volumes d'air, utilisées dans la ventilation pour améliorer la qualité de l'air intérieur.
- Simplicité : installation et utilisation faciles, adaptées à de nombreuses applications [22].

III.4.3.2 Inconvénients

- Coûts élevés : produits chimiques onéreux + maintenance régulière → hausse des dépenses.
- Risques environnementaux : formation de sous-produits toxiques (ex. nitrosamines) avec certains réactifs (amines)[22].

III.4.4 Choix de l'absorbant

Le choix de l'absorbant est principalement déterminé par des critères thermiques et économiques. En règle générale, les solvants employés dans l'absorption doivent idéalement être thermiquement stables, économiques, peu volatils, non corrosifs, non toxiques et non inflammables. Ils doivent également présenter une sélectivité et une séparation aisée des composants entraînés. De plus, les solvants ne doivent pas avoir de viscosité élevée ni générer de mousse : pour assurer une grande capacité d'absorption et une régénération facile[22].

III.4.5 Mécanisme d'absorption chimique de L'AMDEA

Le procédé aMDEA élaboré par BASF est fréquemment employé dans le secteur industriel pour saisir le CO_2 contenu dans les gaz de synthèse. BASF aMDEA, le solvant utilisé, est un mélange d'eau, de méthyl-di-éthanol-amine (MDEA) et d'un système activateur. Quand ce solvant est exposé au gaz de synthèse, le CO_2 interagit avec l'aMDEA et l'eau pour générer des espèces protonées et du bicarbonate. Bien que le taux de conversion global soit souvent bas, la vitesse d'absorption peut être optimisée grâce à une réaction rapide entre le CO_2 et les composantes du système activateur [Figure III.5] [22].

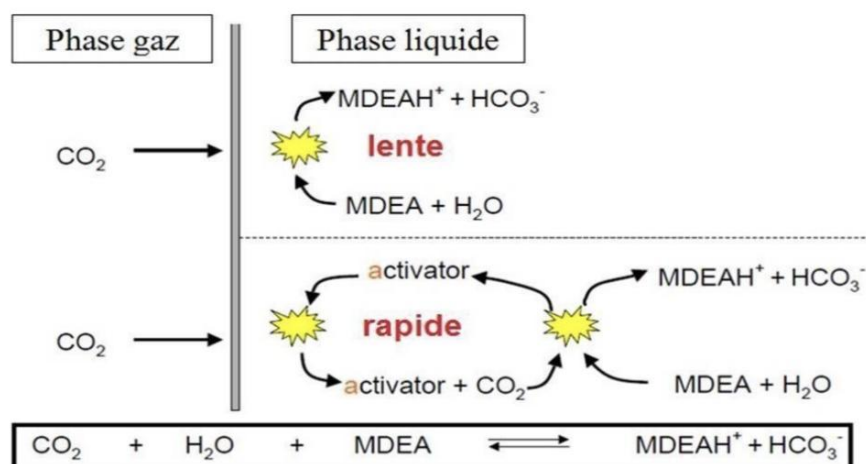


Figure III.5 : Mécanisme d'absorption chimique de L'aMDEA.[22]

III.4.5.1 L'avantage de L'aMDEA

- procédé flexible éliminant CO₂, H₂S et soufrés (de 18 % à < 500 ppm).
- Non corrosif (acier carbone, sans additifs) et stable, réduisant pannes et risques.
- Non toxique : solvant stable, élimination simple et sécurisée en décharge ou station d'épuration.
- Faible absorption d'hydrocarbures : absorbe peu d'hydrocarbures mais très sélectif pour le CO₂, donc plus rentable.
- Faible perte de solvant : pression de vapeur basse → pertes négligeables ; l'appoint annuel reste minime si l'installation est bien entretenue [22].

III.4.6 Mécanisme d'absorption par MEA

La MEA dans une colonne d'absorption capture le CO₂ contenu dans le gaz naturel. Ce processus s'effectue à une température basse (environ 38 °C) et à une pression élevée (approximativement 42 bars)[Figure III.6] [22].

La réaction chimique suivante se produira:

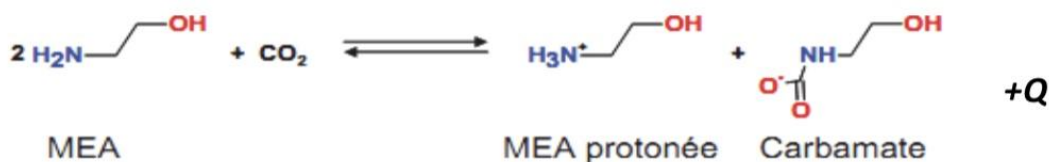


Figure III.6 : Mécanisme d'absorption chimique de L'MEA.[36]

L'interaction entre le CO₂ et la MEA présente un double intérêt : elle est à la fois exothermique et réversible [22].

L'étude de l'installation des processus d'absorption peut se faire grâce à des logiciels de simulation tels qu'Aspen Plus, Aspen Technology et HYSYS. Ces instruments offrent la possibilité de prévoir les performances de la colonne et d'améliorer la conception de l'absorbeur.

III.5 La capture cryogénique du CO₂

La technique cryogénique permet de récupérer le CO₂ en refroidissant intensément les gaz afin de le faire passer à l'état liquide ou de le transformer en glace CO₂ par désublimation. Il s'agit d'une séparation physique, sans recours aux solvants chimiques, qui convient aux grandes installations industrielles [22].

III.5.1 Principes et variantes de la capture cryogénique

- Condensation / liquéfaction : le CO₂ est transformé en liquide à une pression élevée et à basse température, puis il est isolé des autres gaz [22].
- Désublimation (glace CO₂) : les fumées sont refroidies à environ 130-180 K, le CO₂ se condense en solide sur des surfaces ou des couches froides, puis est réchauffé pour produire du CO₂ pur sous pression [22].
- Distillation cryogénique : principalement destinée aux gaz à forte teneur en CO₂ (gaz naturel, syngaz, oxycombustion), elle se base sur la différence de points d'ébullition[22].
- Méthodes hybrides : combinaison de la membrane et du cryogène, distillation et absorption physique, etc., afin de diminuer la consommation énergétique et les coûts[22].

III.5.2 Avantages principaux

Performances : pureté et récupération > 99 %, sans solvants.

- Intégration : adaptable aux centrales, CO₂ liquide/comprimé facile à transporter.
- Coûts : très compétitifs (13–57/2030, 3–19/t 2030, 3–19/t en 2060)[22].

III.5.3 Limites et défis

- Demande croissante en froid : nécessité de sources de froid économiques (GNL, systèmes de réfrigération optimisés, solaire-variété, etc.) [22].
- Les coûts liés à l'équipement et les températures très basses (risque de givre CO₂/eau, colmatage)[22] .
- Encore à l'état embryonnaire : principalement en phase pilote ou de démonstration, nécessitant une modélisation, une optimisation et une intégration systématique[39].

III.6 Régénération de la solution MEA

La solution riche en monoéthanolamine, également appelée MEA, est chauffée à une température de 102 degrés Celsius, puis injectée en haut d'une tour de régénération où la température est de 118 degrés Celsius et la pression est de 0,7 bar. Dans cette tour, le dioxyde de carbone est extrait par un gaz qui monte, et les vapeurs de tête sont condensées. La MEA pauvre est ensuite refroidie à 60 °C, puis à 38 °C, avant de revenir à l'absorbeur, ce qui permet le recyclage de la solution MEA [22].

III.7 Transport du Dioxyde de Carbone (CO₂)

Le transport de CO₂ est déjà en cours sans rencontrer de grands obstacles techniques : près de 50 millions de tonnes par an sont véhiculées sur 3 000 km de pipelines (essentiellement aux États-Unis), en phase supercritique à plus de 74 bar, avec de possibles recompressions. On envisage aussi le moyen de transport de liquides (par exemple, 10 bar, -40 °C) par canalisation, ou par le biais de navires (comme les GPL) à environ 20 bar et -20 °C pour les trajets de longue distance. Toutefois, il est encore nécessaire de mettre en place un réseau sûr et efficace, allant des points de production jusqu'aux lieux de stockage [22].

III.8 Méthodes de valorisation

La valorisation du dioxyde de carbone (CO₂) repose sur l'idée de le traiter comme une ressource, que l'on récupère à la suite des émissions industrielles pour l'utiliser dans la fabrication de divers produits ou la réalisation d'opérations économiquement avantageuses [23] .

III.8.1 Valorisation sans transformation

III.8.1.1 Utilisations industrielles

Les méthodes d'exploitation et les utilisations du CO₂ lorsqu'il n'est pas employé en tant que réactif.

Effectivement, le CO₂ peut être utilisé pour ses caractéristiques physiques (par exemple : à l'état supercritique) ou pour ses propriétés chimiques (par exemple : comme un acide). On fait référence à ce phénomène comme étant du « CO₂ marchand ». Ce produit est proposé par les

entreprises de gaz industriels et il provient principalement des installations de production d'ammoniac ou de sources naturelles de CO_2 [24].

III.8.1.2 Récupération assistée de la chaleur géothermique profonde

Le système de géothermie profonde ($T > 150^\circ\text{C}$), également appelé EGS (Système Géothermique Amélioré), fait référence à la technologie exploitant la récupération assistée de la chaleur géothermique.

La technologie EGS vise à restaurer la circulation souterraine en utilisant des méthodes de stimulation du sous-sol, telles que l'introduction d'eau froide à haute pression dans la structure géologique pour garantir une sorte de détartrage des fractures, facilitant ainsi la redécouverte de nouvelles voies par l'eau (Figure III.7) [24].

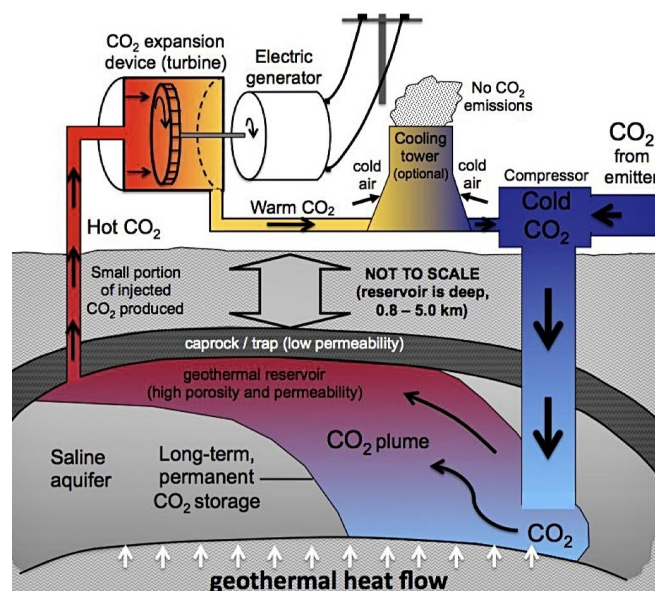


Figure III.7 : Principe de la récupération géothermique de chaleur avec du CO_2 [24].

III.8.1.3 Récupération assistée des hydrocarbures

L'extraction assistée des hydrocarbures fait référence à diverses méthodes visant à maximiser le volume d'hydrocarbures récupérés d'un gisement pétrolier. Elle est également identifiée par ses acronymes RAH ou EOR. On appelle également la récupération assistée du pétrole « récupération tertiaire », car cette méthode est souvent mise en œuvre après les récupérations dites « primaire » et « secondaire », lors desquelles 20 à 40% du pétrole initial a

été extrait (avec une moyenne de 35% à l'échelle mondiale). Elle offre la possibilité d'étendre l'exploitation de réservoirs matures et d'accroître la récupération de 30% à 60% du pétrole initial, soit jusqu'à 20 points supplémentaires par rapport à l'extraction conventionnelle (Figure III.8) [24].

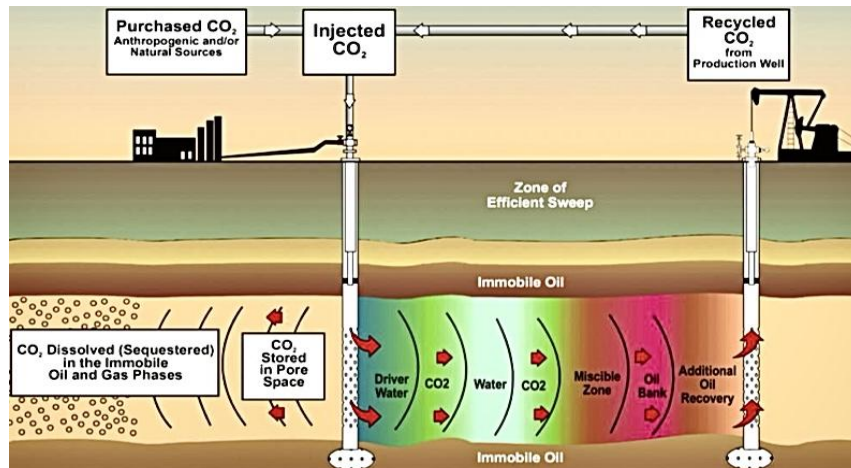


Figure III.8 : Principe d'injection de CO₂ en EOR [24].

III.8.2 Valorisation avec transformation chimique

III.8.2.1 Minéralisation ex-situ

1. La minéralisation hors site convertit le CO₂ en carbonates stables en le faisant interagir avec des oxydes de calcium ou de magnésium dans une installation spécialisée.
2. La rapidité de la réaction est liée à la surface de contact, ce qui implique une réduction de la roche en fine poudre et une augmentation des coûts.
3. En dépit des dépenses de préparation, les carbonates produits peuvent posséder une valeur marchande.
4. La technique de minéralisation in-situ implique l'injection directe du CO dans des formations géologiques contenant une forte concentration en silicates ou des aquifères alcalins.
5. Cette procédure s'effectue en profondeur et conduit également à une minéralisation naturelle du CO₂.

6. À l'inverse de l'ex-situ, l'in-situ est plus orienté vers une méthode d'entreposage durable du CO₂ plutôt qu'une véritable valorisation (Figure III.9) [31].

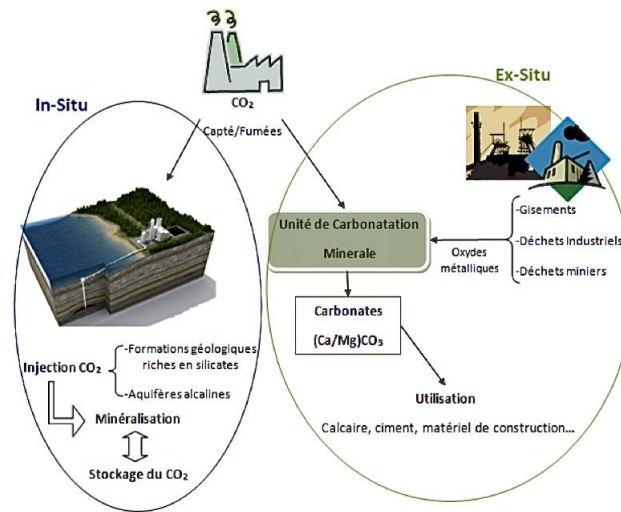


Figure III.9 : Principales différences entre les minéralisations in-situ et ex-situ [24].

III.8.2.2 Hydrogénation

Le processus le plus scruté est celui de l'hydrogénation du CO₂. Cela implique l'ajout d'une molécule de dihydrogène à une molécule de CO₂. Cette méthode nécessite une quantité d'énergie suffisante pour « rompre » les liaisons stables de la molécule de CO₂ et générer le réactif H₂ de la réaction.

L'hydrogénation du CO₂ sera d'autant plus attrayante sur le plan commercial que les produits générés seront exploitables et que la source d'énergie utilisée serait renouvelable (comme l'énergie solaire ou éolienne).

L'hydrogénation du CO₂ permet d'obtenir plusieurs produits à valeur énergétique ainsi que des produits chimiques, Voir la figure ci-dessous (Figure III.10)

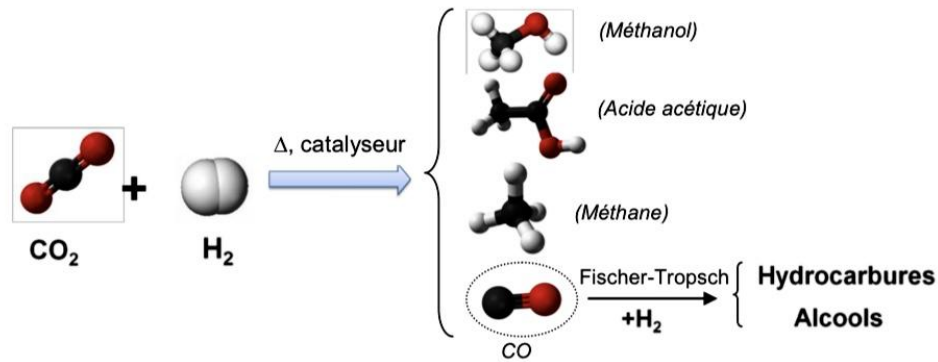


Figure III.10 : : Hydrogénation du CO₂ [24].

III.8.2.3 Méthanation

La méthanation, qui est le processus de production de méthane à partir du CO₂ ou du CO a été mise au jour par Sabatier et Senderens en 1902. À partir des années 1980, elles ont suscité un nouvel intérêt, notamment en raison de l'augmentation du coût des hydrocarbures et de la préoccupation grandissante pour la réduction des émissions de CO₂.

Le processus Power to Gas qui intègre la méthanation est une méthode qui repose sur l'association de trois technologies :

- **La production d'hydrogène à partir de l'électrolyse de l'eau** ($\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2$).
- **La capture du CO₂ provenant de processus industriels** (comme la production de ciment, d'acier, etc.) ou de centrales thermiques et d'unités de méthanisation.
- **La réaction de Sabatier**, qui catalyse la méthanation de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ($\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$) (Figure III.11)

[24][26].

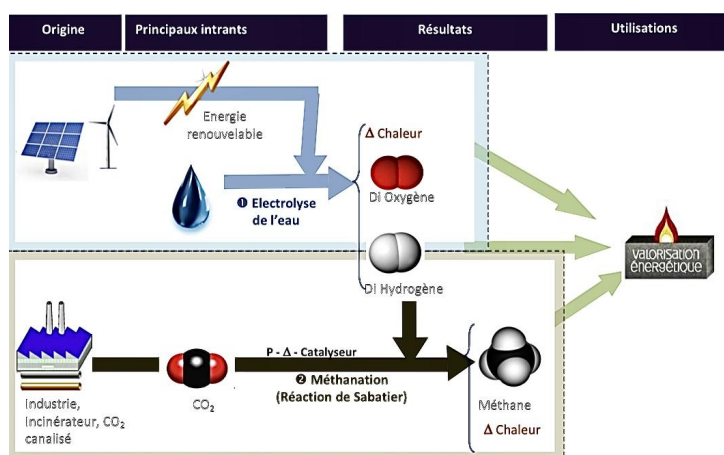
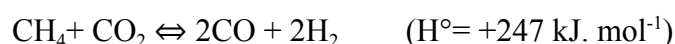


Figure III.11 : Principe du procédé « power to gas » avec méthanation [24].

III.8.2.4 Reformage Sec

Durant ces dernières années, une grande attention est accordée pour le reformage à sec du méthane par le dioxyde de carbone.



Cette réaction présente un intérêt environnemental en permettant l'élimination de deux gaz à effet de serre, le CH₄ et plus particulièrement le CO₂. Sur le plan industriel, son importance réside dans son faible rapport H₂/CO₂ proche de celui de cette réaction, qui peut être utilisé dans divers procédés tels que l'hydroformylation, les réactions de carbonylation ou Fischer-Tropsch [27][28].

III.8.2.5 Thermochimie

La thermolyse directe du CO consiste en la décomposition de la molécule par la chaleur, selon la réaction suivante : $\text{CO}_2 \rightarrow \text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2$ avec $\Delta G = 0$ à 3350 K (La valeur $\Delta G = 0$ indique que le système est à l'équilibre. À cette température précise, la réaction ne consomme ni ne produit d'énergie, ce qui explique pourquoi la décomposition thermique directe du CO₂ nécessite des températures extrêmement élevées pour être viable.)

La décomposition directe du CO_2 est difficile à grande échelle, car elle nécessite des températures très élevées.

Pour contourner ce problème, on peut utiliser la thermochimie solaire à haute température. Cette approche utilise des miroirs cylindro-paraboliques, des disques, des systèmes Fresnel ou des tours solaires pour concentrer la chaleur du soleil. De cette façon, on peut éviter d'utiliser la chaleur produite par la combustion d'hydrocarbures, ce qui réduit les émissions de gaz à effet de serre (Figure III.12) [24].

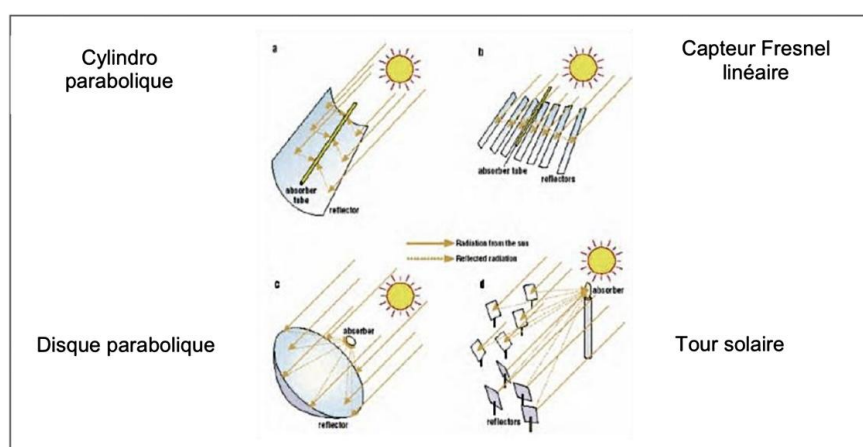


Figure III.12: Présentation de différentes installations solaires à concentration [24].

III.8.2.6. Electrolyse

Cette méthode implique la réaction du CO_2 avec des électrons et des protons pour générer des hydrocarbures synthétiques et des composés oxygénés (Figure III.13)

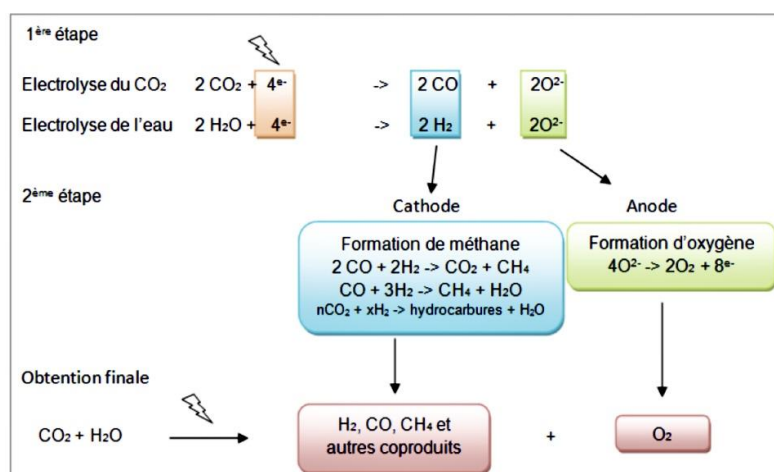


Figure III.13 : Schéma de principe de l'électrolyse du CO_2 [24].

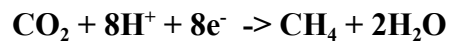
On distingue trois technologies correspondant à la valorisation du CO₂ par électrolyse :

- L'électrolyse à haute température : **Co-électrolyse du CO₂ et de l'eau**

Dans ce processus d'électrolyse, l'eau et le CO₂ subissent une électrolyse à des températures élevées (500 - 800 °C) pour produire du syngaz (un mélange de CO et H₂). Ce syngaz peut ensuite, grâce à une réaction de catalyse, produire des hydrocarbures ou des alcools.

- L'électrocatalyse : les **cellules électrocatalytiques**

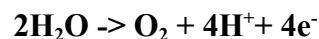
D'une manière simplifiée, l'électrocatalyse se définit par la réaction :



Ainsi, l'électrolyse du CO₂ à température ambiante s'effectue en présence de protons, d'électrons, de catalyseurs et nécessite une alimentation en électricité dans le cadre d'une solution [24].

- **La photoélectrocatalyse**

L'énergie solaire est exploitée pour effectuer la photodissociation de l'eau, ce qui permet la libération de protons et d'électrons. Cette réaction en jeu nécessite l'utilisation d'un photocatalyseur. Voici l'équation chimique concernée : [24]



Conclusion

Pour le système GL2Z, les chercheurs ont découvert que la meilleure méthode pour capturer de grandes quantités de dioxyde de carbone très pur est l'absorption chimique avec des amines, comme le monoéthanolamine. Cependant, pour atteindre la pureté cryogénique la plus élevée, l'adsorption sur lit fixe est toujours nécessaire. Le choix entre ces technologies repose sur un équilibre entre rentabilité, contraintes du site d'Arzew, consommation d'énergie et logistique. En valorisant le dioxyde de carbone, que ce soit en le réutilisant localement ou en le stockant, cette contrainte écologique peut devenir une véritable opportunité de développement durable. La prochaine étape consistera à vérifier tout cela à l'aide d'une simulation Hysys.

Partie expérimentale

Chapitre IV :

Dimensionnement des équipements utilisées

IV.1 Introduction

La principale idée derrière cette approche est de créer un système globalement efficace, ce qui aide à réduire considérablement les émissions de CO₂.

Ce chapitre porte sur la planification basée sur des calculs précis. Cette méthode traditionnelle utilise des formules théoriques et des méthodes analytiques pour déterminer les caractéristiques des équipements nécessaires.

Notre but est de fournir une approche complète pour la création et la planification correcte des équipements nécessaires à la mise en place d'un système de récupération du CO₂. Cela contribue à atténuer l'impact environnemental causé par les émissions de dioxyde de carbone.

IV.2 Procédé de récupération proposé

La méthode présentée ci-dessous a pour but de capter le dioxyde de carbone émis dans l'air à la sortie du séparateur 103F dans l'usine de production d'ammoniac. Le gaz sortant du séparateur 103F à une température de soixante degrés Celsius et une pression de un virgule quatre bar. Il passe d'abord par un échangeur de chaleur où il est refroidi à trente degrés Celsius, ce qui entraîne une légère baisse de pression à un virgule trois bar. Cela facilite la condensation d'une partie de l'eau contenue dans le gaz. Le mélange de gaz et de liquide est ensuite dirigé vers un ballon séparateur qui enlève l'eau condensée, qui est ensuite envoyée vers les canalisations d'évacuation (Figure IV.1) (Figure IV.2)

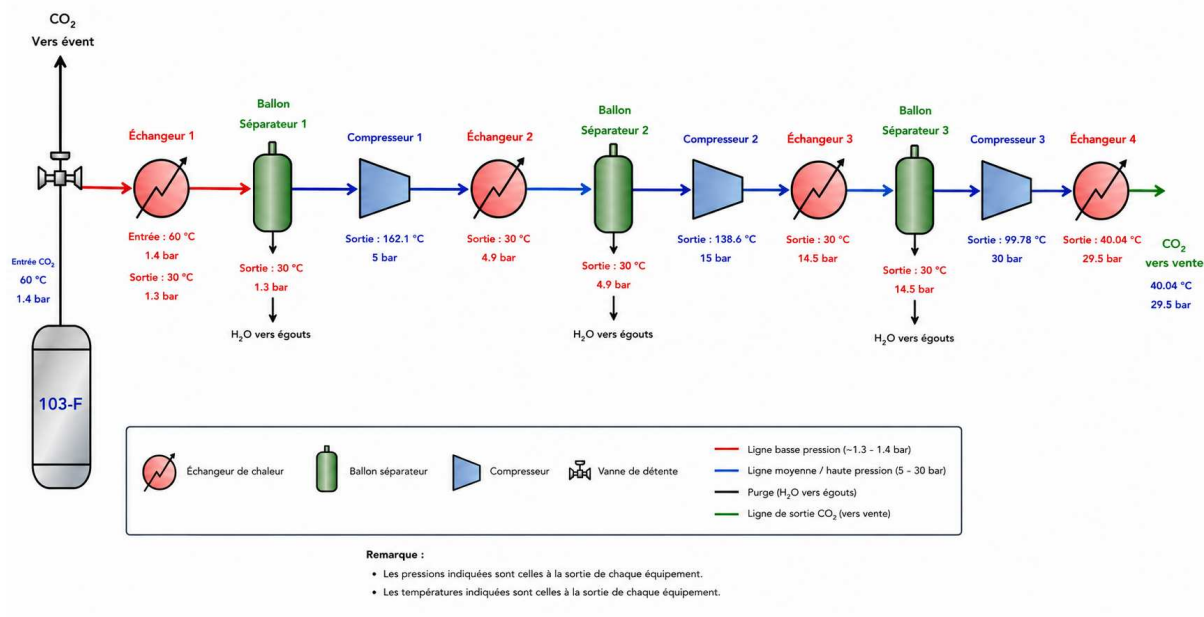


Figure IV.1 : Schéma de procédé proposé

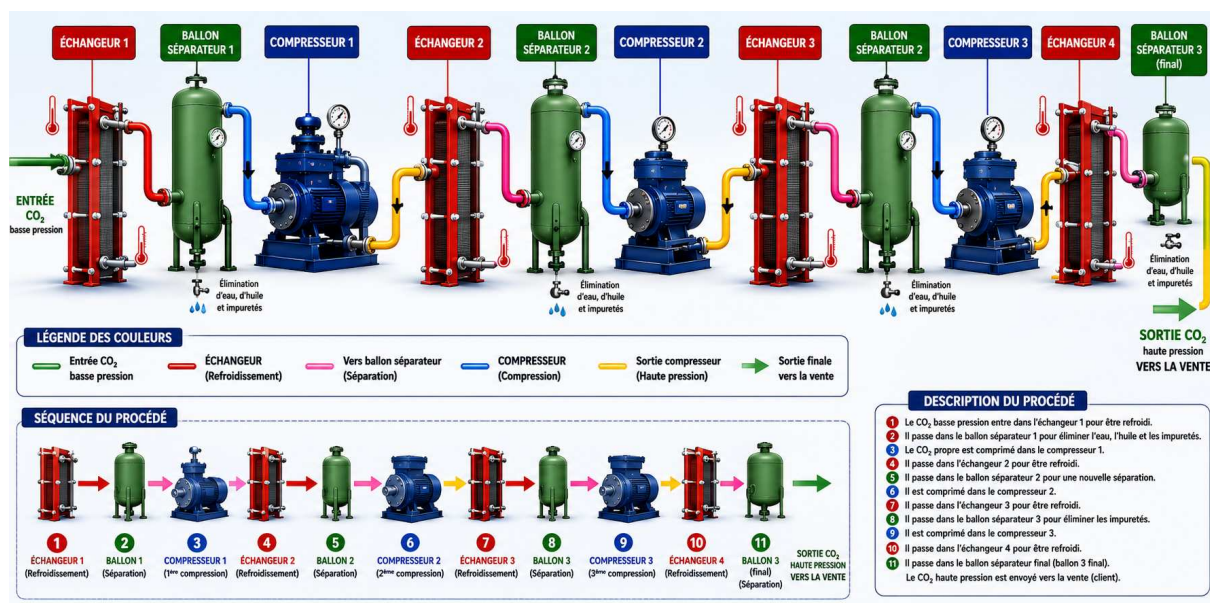


Figure IV.2 : Schéma synoptique du procédé de récupération du CO₂

IV.3 Présentation des équipements

L'équipement pour récupérer le dioxyde de carbone rejeté dans l'atmosphère se compose de plusieurs éléments, notamment des conduits, un réservoir de séparation, des échangeurs thermiques et des compresseurs.

IV.3.1 Echangeur

Pour choisir les échangeurs thermiques, nous devons considérer différents facteurs. Il est essentiel de prendre en compte les propriétés des fluides, le coût, l'espace disponible, la pression et la différence de température. Il y a trois facteurs clés qui sont importants pour notre choix :

- * La chambre de distribution
- * Le type de calandre
- * Le fond de la calandre, ou boîte de sortie

Avant de sélectionner l'équipement, nous devons passer par une phase de dimensionnement. Cette étape nous permet de déterminer l'équipement le plus adapté à nos besoins. Ensuite, nous devons optimiser l'utilisation du potentiel thermique existant entre la source chaude et la source froide. Pour ce faire, nous organisons le flux de divers fluides à travers les différents échangeurs dans l'installation.

Dans les grandes installations, le type d'échangeur couramment utilisé est le "tube-calandre". Le matériau utilisé pour les échangeurs est du Capron Nickel à 0,5 %.

IV.3.2 Les compresseurs

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.

IV.3.3 Le ballon de séparation

Il existe deux types de ballon de séparation :

- Le ballon vertical.
- Le ballon horizontal.

Il est possible d'équiper les séparateurs de démistage et de déflexion.

On choisit un séparateur vertical quand le rapport entre le débit de vapeur et le débit de liquide est élevé, et un séparateur horizontal lorsque ce rapport est faible.

IV.3.4 Les conduites

On utilise des conduites en acier inoxydable à faible teneur en carbone pour toutes les sections qui entrent en contact avec le CO₂ humide.

IV.4 Échangeurs

Un échangeur de chaleur est un dispositif qui permet de transférer de la chaleur entre deux ou plusieurs fluides. Ces fluides peuvent être des liquides, des gaz ou un mélange des deux. Le transfert de chaleur se fait parfois avec un changement de phase. Par exemple, il y a changement de phase lors de l'évaporation ou de la condensation[49].

Voici les fonctions principales d'un échangeur de chaleur :

- L'échange de chaleur sans changement d'état.
- La liquéfaction ou condensation.
- La vaporisation ou rebouilleur. Cette dernière est souvent utilisée dans les processus de distillation.
- L'élévation de température ou réchauffeur.
- L'abaissement de température ou refroidisseur.

Il existe différents types d'échangeurs de chaleur. On peut citer :

- Les échangeurs tubulaires. Ceux-ci peuvent être monotubes, coaxiaux ou multitubulaires. Les échangeurs multitubulaires sont simples. Ils sont faciles à nettoyer et adaptés aux hautes pressions.

- Les échangeurs à plaques. Ceux-ci peuvent être brasés, soudés, démontables ou à joints. Les échangeurs à plaques sont modulaires. Ils sont compacts et résistants à la corrosion.

Les critères de classement des échangeurs de chaleur sont :

- Le mode de transfert de chaleur. Celui-ci peut se faire par conduction, convection ou rayonnement.
- Le type de fluide. Celui-ci peut être monophasique ou diphasique.
- La technologie utilisée. Celle-ci peut être tubulaire ou à plaques.

Dans l'industrie, les échangeurs de chaleur jouent un rôle essentiel. Ils permettent de contrôler la température et l'état des fluides. Ils garantissent l'efficacité et la sécurité dans les procédés pétrochimiques et autres[Figure IV.3][29].

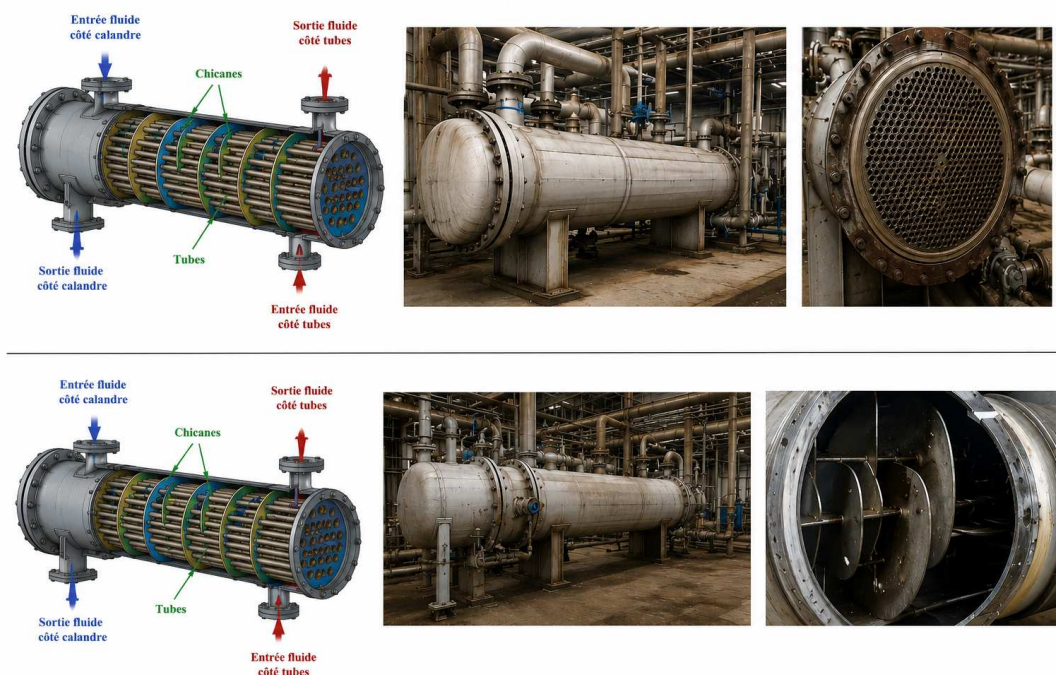


Figure IV.3 :Schéma et photographie d'un échangeur à faisceau de tube et calandre

IV.5 Compresseurs

Un compresseur est un dispositif qui convertit l'énergie mécanique en énergie de pression pour augmenter la pression d'un gaz. Les objectifs de la compression sont les suivants[30] :

- Faire circuler un gaz en circuit clos

- Créer des conditions de pression pour des réactions chimiques
- Transporter un gaz par pipeline
- Produire de l'air comprimé pour la combustion

Il existe deux grandes familles de compresseurs.

1-Les compresseurs volumétriques réduisent mécaniquement le volume d'un gaz pour augmenter sa pression. Il existe deux types de compresseurs volumétriques[30] :

- Les compresseurs alternatifs, qui utilisent un piston pour compresser le gaz dans un cylindre
- Les compresseurs à membrane, qui utilisent une membrane élastique pour compresser le gaz, ce qui est adapté pour les gaz dangereux ou corrosifs

2-Les compresseurs dynamiques transforment l'énergie cinétique en pression. Il existe deux types de compresseurs dynamiques[Figure IV.4] [30]:

- Les compresseurs axiaux, qui ont un écoulement axial et sont adaptés pour les débits élevés
- Les compresseurs centrifuges, qui ont un écoulement radial, sont compacts, fiables et ne nécessitent pas de maintenance fréquente, car ils n'ont pas de pulsations et leur entretien est nécessaire tous les trois à cinq ans, ce qui les rend très utilisés dans le raffinage et la pétrochimie



Figure IV.4 :Compresseur centrifuge

IV.6 Ballons

les équipements essentiels pour le stockage, la séparation et la régulation des débits et des pressions des fluides sont très importants[31].

Fonctions principales :

- Le ballon de rétention sert pour le stockage temporaire et la séparation du liquide et du gaz.
- Le ballon de temps de réaction est utilisé pour maintenir des conditions constantes pour les réactions chimiques.
- Le ballon séparateur est utilisé pour la séparation de phases, comme les liquides immiscibles ou le gaz et le liquide.

Types de ballons de séparation :

- La détente est utilisée pour la séparation du liquide et de la vapeur.
- Le tampon est utilisé pour la régulation des débits et des pressions, il sert d'amortisseur.
- Le reflux est utilisé pour le recyclage des liquides condensés lors de la distillation.

Séparateurs gaz-liquide, qui peuvent être équipés de démisteurs et de déflecteurs :

- Le séparateur vertical a une entrée tangentielle et utilise la gravité, la centrifugation et la collision pour la séparation. Il a une capacité de 500 à 850 mètres cubes par jour et peut supporter une pression allant jusqu'à 420 bars. Il est équipé de chicanes et d'un dispositif de dévésiculation
- Le séparateur horizontal est un récipient cylindrique qui utilise la gravité et la collision sur des plaques internes pour la séparation. Le gaz traverse des chicanes et l'huile est récupérée dans la partie inférieure. La pression est optimisée pour maximiser la récupération [Figure IV.5][31].

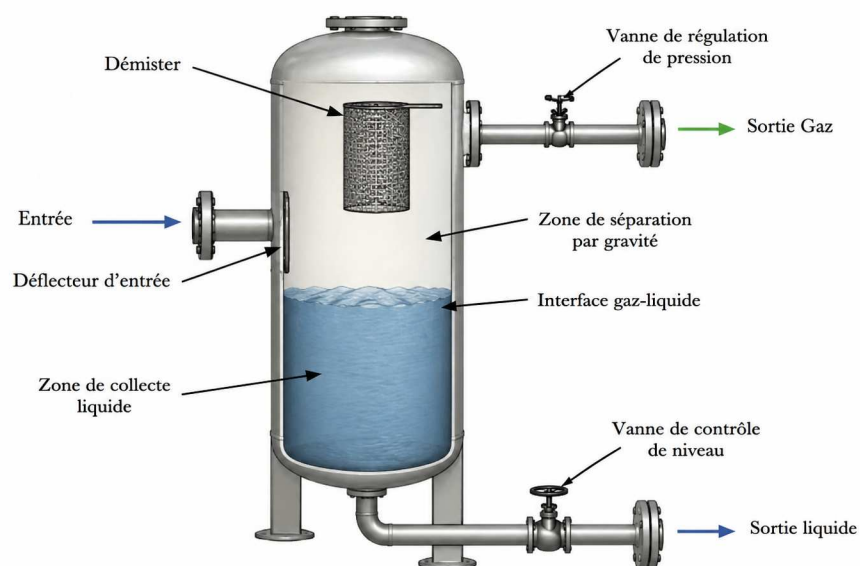


Figure IV.5 :Schéma d'un ballon de séparation vertical

IV.7 Dimensionnement par calcul

IV.7.1 Dimensionnement de l'échangeur

IV.7.1.1 Données d'étude physiques des quatres échangeurs

Tableau IV.1 : données de l'échangeur 1

Fluide	Calandre ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$)	Tube (H_2O)
Q kg/ h	$Q_{mc} = 5000$	7485
T (C)	$T_e = 110$ $T_s = 40$	$t_e = 25$ $t_s = 35$
ρ	15	997
cp	870	4180

μ	0.06	3.6
λ	0.085	0.6

Tableau IV.2 : données de l'échangeur 2

Fluide	Calandre (CO ₂)	Tube (H ₂ O)
Q kg/ h	Q_{mc} = 5000	Qmf (à calculer)
T (C)	T _e =162.05 T _s =40	t _e = 28 t _s =38
ρ	8	996
cp	875	4180
μ	0.06	3.6
λ	0.085	0.6

Tableau IV.3 : données de l'échangeur 3

Fluide	Calandre (CO ₂)	Tube (H ₂ O)
Q kg/ h	Q_{mc} = 5000	à calculer
T (C)	T _e =160.57 T _s =55	t _e =30 t _s =40
ρ	15	997
cp	920	4180
μ	0.06	3.6

λ	0.085	0.6
-----------	-------	-----

Tableau IV.4 : données de l'échangeur 4

Fluide	Calandre (CO ₂)	Tube (H ₂ O)
Q kg/ h	Q_{mc} =5000	à calculer
T (C)	T_e=191.35 T_s=45	t_e=32 t_s=42
ρ	15	997
cp	900	4180
μ	0.06	3.6
λ	0.085	0.6

Tableau IV.5 : caractéristique géométriques de l'échangeur 1

caractéristiques mécaniques	les paramètres
Longueur du faisceau	L= 3.048 m
Nombre de passe • Calandre • Tube	n_c = 2 n_t = 4
Diamètre extérieur	d_e = 0.019m
Diamètre intérieur	d_i=0.015m
Disposition des tubes	carré
Pas de tube	0.025m

Diamètre équivalent	0.023m
----------------------------	--------

Tableau IV.6 : caractéristique géométriques de l'échangeur 2

caractéristiques mécaniques	les paramètres
Longueur du faisceau	L= 3.048 m
Nombre de passe • Calandre • Tube	$n_c = 3$ $n_t = 6$
Diamètre extérieur	$d_e = 0.019$ m
Diamètre intérieur	$d_i = 0.0157$ m
Disposition des tubes	carré
Pas de tube	0.025 m
Diamètre équivalent	0.023 m

Tableau IV.7 : caractéristique géométriques de l'échangeur 3

caractéristiques mécaniques	les paramètres
Longueur du faisceau	L= 4.87 m
Nombre de passe • Calandre • Tube	$n_c = 2$ $n_t = 4$
Diamètre extérieur	$d_e = 0.025$ m
Diamètre intérieur	$d_i = 0.0212$ m
Disposition des tubes	triangulaire

Pas de tube	0.031 m
Diamètre équivalent	0.018 m

Tableau IV.8 : caractéristique géométriques de l'échangeur 4

caractéristiques mécaniques	les paramètres
Longueur du faisceau	L= 6.096 m
Nombre de passe • Calandre • Tube	n_c = 4 n_t = 8
Diamètre extérieur	d_e = 0.019 m
Diamètre intérieur	d_i =0.0157 m
Disposition des tubes	carré
Pas de tube	0.025 m
Diamètre équivalent	0.023 m

IV.7.1.2 Lois utilisés

Pour le calcul nous avons utilisé les équations suivantes :

IV.7.1.2.1 Débit d'eau de refroidissement

$$Q_{mc} \times C_{pc} \times (T_e - T_s) = Q_{mf} \times C_{pf} \times (t_s - t_e) \rightarrow Q_{mf} = \frac{Q_{mc} \times C_{pc} \times (T_e - T_s)}{C_{pf} \times (t_s - t_e)}$$

- **Q_{mc}** : Débit massique de fluide chaud (kg/h).
- **Q_{mf}**: Débit massique de fluide froid (kg/h).
- **C_{pc}** : Chaleur spécifique de fluide chaud (kcal/kg. °C).
- **C_{pf}** : Chaleur spécifique de fluide froid (kcal /kg. °C).

- T_e : Température d'entrée du côté tube (°C).
- T_s : Température de sortie du côté tube (°C).
- t_e : Température d'entrée du côté calandre (°C).
- t_s : Température de sortie du côté calandre (°C).

IV.7.1.2.2 Différence de température logarithmique moyenne

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_{CHAUD} - \Delta T_{FROID}}{\ln \frac{\Delta T_{chaud}}{\Delta T_{froid}}}$$

- T_e : température d'entrée de fluide chaud.
- T_s : température de sortie de fluide chaud.
- t_e : température d'entrée de fluide froid.
- t_s : température de sortie de fluide froid

IV.7.1.2.3 Facteur de correction et nombre de passes

Il est corrélé en fonction de deux rapports de température adimensionnels.

$$E = \frac{ts - te}{Te - te}$$

$$R = \frac{Te - Ts}{ts - te}$$

On cherche dans quelle abaque se croisent les valeurs E, R (annexe 1) et on détermine le coefficient de correction F

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

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

IV.7.1.2.3 Calcule de la surface

D'après le tableau 1, on prend : $U=22 \text{ btu /hF}^\circ \text{ ft}^2$

D'après la formule : $Q=U \times A \times F \times \Delta TLM$.

- Q : quantité de chaleur de fluide froid (btu /h)
- U : coefficient de transfert de chaleur global (kcal/h.m².C)

On tire:

$$A = \frac{Q}{U \times F \times \Delta TLM}$$

IV.7.1.2.4 Nombre des tubes N_t

$$A = N_t \times \pi \times d_e \times L$$

- d_e : Diamètre extérieur de tube (ft)
- L : Longueur de tube (ft)
- N_t : Nombre de tubes

$$N_t = \frac{A}{\pi \times d_e \times L}$$

IV.7.1.2.5 Diamètre du faisceau D_f

$$D_f = d_e \times \left(\frac{N_t}{K1}\right)^{1/n1}$$

D'après le tableau suivant :

Nombre de passe		1	2	4	6	8
pas triangulair e	n1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
	k1	0.319	0.219	0.175	0.0743	0.0365

pas carré	n1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643
	k1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331

IV.7.1.2.6 Diamètre de la calandre D_c

$$D_c = D_f + \text{espace libre}$$

D'après (l'apaque 2)

IV.7.1.2.7 L'espacement entre chicanes

$$B = \frac{D_c}{5}$$

- D_c : Diamètre de la calandre (m).
- B : Espacement entre chicanes (m).

IV.7.1.2.8 Nombre de chicane

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

IV.7.1.2.9 Section de passage a_t (coté tube)

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

- a_t : Section de passage côté tube (m²).
- d_i : Diamètre interne des tubes (m).

IV.7.1.2.10 Vitesse massique coté tube

$$G_t = \frac{Q_{mf}}{a_t}$$

- G_t : Vitesse massique de fluide froid (kg/h.m²).

IV.7.1.2.11 Nombre de Reynolds coté tube

$$R_e = \frac{di \times Gt}{\mu}$$

- μ : Viscosité dynamique de fluide froid (kg/m.h).

IV.7.1.2.12 Coefficient de film interne h_i côté tube

Pour calculer j_h on utilise (l'abaque 5)

On déduit le coefficient de film interne h_i

$$J_h = \left(\frac{h_i di}{\lambda} \right) \left(\frac{cp \mu}{\lambda} \right)^{-1/3} \phi t^{-1}$$

$$\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0.14} \sim 1$$

$$\frac{ht}{\phi t} = j_h \frac{\lambda}{di} \left(\frac{cp \mu}{\lambda} \right)^{1/3}$$

IV.7.1.2.13 Section de passage ac côté calandre

$$a_c = \frac{dc(p-de)}{p} \times B$$

- p : Le pas (m).
- d_e : Diamètre extérieur de tube (m).
- B : Espacement entre chicanes (m).
- a_c : Section de passage (côté calandre) (m²).
- d_c : Diamètre de la calandre.

IV.7.1.2.14 Vitesse massique G_c côté calandre

$$G_c = \frac{Q_{mc}}{a_c}$$

- G_c : vitesse massique de fluide chaud (Kg /h. m²)
- Q_{mc} : débit massique de fluide chaud (Kg/h)

IV.7.1.2.15 Nombre de Reynolds côté calandre

$$Re = \frac{Gc \times deq}{\mu'}$$

- μ' : viscosité dynamique du fluide chaud (Kg/m.h).
- d_{eq} : diamètre équivalent (m).

on utilise l'abaque 6 pour trouver j_h' .

$$\frac{he}{\phi t} = j_h' \frac{\lambda'}{de} \left(\frac{cp' \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

IV.7.1.2.16 Coefficient global U

On a

$$\frac{1}{U} = \frac{de}{di} + \frac{1}{hi} + R_w + \frac{1}{he} + \frac{de}{di} R_i + R_e$$

- R_u : résistance du métal ($m^2h \cdot ^\circ C / J$).
- R_i : résistance d'encrassement du fluide coté tube ($m^2h \cdot ^\circ C / J$).
- R_e : résistance d'encrassement du fluide coté calandre ($m^2h \cdot ^\circ C / J$).

R_e Négligeable (le courant est gazeux).

On a:

$$\frac{1}{U} = \dots (J/^\circ C \cdot m \cdot h)$$

IV.7.1.2.17 Pertes de charge

Il est important d'évaluer les pertes de charge pour choisir le mode de fonctionnement optimal de l'échangeur de chaleur. Cela dépend de la vitesse à laquelle les liquides circulent et de leurs caractéristiques, comme leur densité, leur viscosité et la configuration de l'équipement.

1- Pertes de pression du côté du tube

Une analyse approfondie de l'écoulement des fluides a permis de déterminer la formule de FANNING pour un régime isotherme et une section de tuyau de diamètre constant.

Pour un échangeur de chaleur, KERN propose une méthode pour calculer la perte de charge totale à l'intérieur des tubes :

$$\Delta P_t = \frac{nc \times nt \times Gt^2}{1.271 \times 10^{15} \times d} \times \left(\frac{ft \times L}{di \times \phi t} + 2 \right)$$

- ΔP_t : perte de charge totale (kg/cm³)
- f_t : Facteur de friction $f_t = 0.05 (Re)^{-0.33}$
- G_t : Vitesse massique de fluide froid.
- L : Longueur de tube (cm).
- d_i : Diamètre intérieur de tube (cm).
- n_c : Nombre de passes côté calandre.
- n_t : Nombre de passes côté tubes.
- d : densité du fluide froid (l'eau).
- $\phi t = (\mu / \mu t)^{0.25} = 1$ en régime laminaire.

2- Pertes de charge côté calandre

$$\Delta P_c = \frac{nc \times f_{ct} \times G_{ct} \times (N_c + 1) \times D_e}{1.271 \times 10^{15} \times d \times D_e \times \phi c}$$

- ΔP_c : perte de charge côté calandre (Kg/m²)
- G_c : Vitesse massique de fluide chaud (Kg/m²h).
- N_c : Nombre de chicanes.
- D_e : Diamètre équivalent (m).
- $\phi c = (\mu / \mu c)^{0.14} = 1$. en régime turbulent.

• Calcul de F_{ct} :

$$F_{ct} = 0.013 \times (Rec)^{-0.22}$$

IV.7.1.3 Résultat obtenu

Tableau IV.9 : résultats de l'échangeur 1

Facteur	Résultats
Débit d'eau de refroidissement	$Q_{mr} = 7485 \text{ kg/h}$
flux de chaleur	84.6 KW
température logarithmique moyenne	$\Delta TLM = 37.3 \text{ }^{\circ}\text{C}$
E	0.118
R	7
Facteur de correction	0.95
Coefficient de transfert choisi	$U = 125 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
Surface d'échange	$A = 26.2 \text{ m}^2$
surface d'un tube	$a = 0.182 \text{ m}^2$
nombre de tubes Nt	144 tubes
nombre de tubes réel	128 tubes
Diamètre du faisceau Df	$D_f = 0.382 \text{ m}$
Diamètre de la calandre Dc	$D_c = 0.417 \text{ m}$
Espacement entre chicanes	$B = 0.083 \text{ m}$
Nombre de chicanes	37 chicanes
section de passage	$a_t = 0.005 \text{ m}^2$ $a_c = 0.006 \text{ m}^2$
vitesse massique	$G_t = 1.462 \times 10^6 \text{ kg/h.m}^2$

	$G_c = 8.04 \times 10^5 \text{ kg/h.m}^2$
Nombre de Reynolds	$R_{et} = 6092 > 4000$ $R_{ec} = 3.08 \times 10^5$
Facteur de friction	0.0534
coefficient de film interne	$h_i = 2104 \text{ W/ m}^2 .k$
jh	90
Coefficient de film externe	$h_e = 184 \text{ W / m}^2 .k$
coefficient global calculé	$U = 91 \text{ W/ m}^2 .k$
pertes de charge côté tube	0.023 kg / cm^2
pertes de charge côté calandre	0.145 kg / m^2

Tableau IV.10 : résultats de l'échangeur 2

Facteur	Résultats
Débit d'eau de refroidissement	$Q_{mf} = 12774 \text{ kg/h}$
flux de chaleur	148.3 KW
température logarithmique moyenne	$\Delta TLM = 47.9 \text{ }^\circ\text{C}$
E	0.074
R	12.20
Facteur de correction	0.85
Coefficient de transfert choisi	$U = 125 \text{ W/m}^2 .K$
Surface d'échange	$A = 56.5 \text{ m}^2$
surface d'un tube	$a = 0.182 \text{ m}^2$

nombre de tubes Nt	310 tubes
nombre de tubes réel	286 tubes
Diamètre du faisceau Df	$D_f = 0.726 \text{ m}$
Diamètre de la calandre Dc	$D_c = 0.791 \text{ m}$
Espacement entre chicanes	$B = 0.158 \text{ m}$
Nombre de chicanes	19 chicanes
section de passage	$a_t = 0.0048 \text{ m}^2$ $a_c = 0.0157 \text{ m}^2$
vitesse massique	$G_t = 2.64 \times 10^6 \text{ kg/h.m}^2$ $G_c = 3.17 \times 10^5 \text{ kg/h.m}^2$
Nombre de Reynolds	$R_{et} = 11500 > 4000$ $R_{ec} = 1.22 \times 10^5$
Facteur de friction	$f_t = 0.030$ $f_c = 0.22$
coefficient de film interne	$h_i = 3360 \text{ W/ m}^2.\text{k}$
jh	48
Coefficient de film externe	$h_c = 98.6 \text{ W / m}^2.\text{k}$
coefficient global calculé	$U = 64.5 \text{ W/ m}^2.\text{k}$
pertes de charge côté tube	0.031 kg / cm^2
pertes de charge côté calandre	0.166 kg / m^2

Tableau IV.11 :: résultats de l'échangeur 3

Facteur	Résultats
Débit d'eau de refroidissement	$Q_{mf} = 11618 \text{ kg/h}$
flux de chaleur	134.9 KW
température logarithmique moyenne	$\Delta TLM = 60.8 \text{ }^{\circ}\text{C}$
E	0.076
R	10.55
Facteur de correction	0.87
Coefficient de transfert choisi	$U = 142 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
Surface d'échange	$A = 23.4 \text{ m}^2$
surface d'un tube	$a = 0.389 \text{ m}^2$
nombre de tubes Nt	60 tubes
nombre de tubes réel	56 tubes
Diamètre du faisceau Df	$D_f = 0.335 \text{ m}$
Diamètre de la calandre Dc	$D_c = 0.367 \text{ m}$
Espacement entre chicanes	$B = 0.073 \text{ m}$
Nombre de chicanes	67 chicanes
section de passage	$a_t = 0.0038 \text{ m}^2$ $a_c = 0.0041 \text{ m}^2$
vitesse massique	$G_t = 3 \times 10^6 \text{ kg/h.m}^2$ $G_c = 1.2 \times 10^6 \text{ kg/h.m}^2$
Nombre de Reynolds	$R_{et} = 17700 > 4000$

	$R_{ec} = 3.66 \times 10^5$
Facteur de friction	$f_t = 0.027$ $f_c = 0.18$
coefficient de film interne	$h_i = 3480 \text{ W/m}^2 \cdot \text{k}$
jh	100
Coefficient de film externe	$h_e = 262 \text{ W/m}^2 \cdot \text{k}$
coefficient global calculé	$U = 109 \text{ W/m}^2 \cdot \text{k}$
pertes de charge côté tube	0.045 kg/cm^2
pertes de charge côté calandre	0.210 kg/m^2

Tableau IV.12 : résultats de l'échangeur 4

Facteur	Résultats
Débit d'eau de refroidissement	$Q_{mf} = 15755 \text{ kg/h}$
flux de chaleur	182.9 KW
température logarithmique moyenne	$\Delta TLM = 55.9 \text{ C}$
E	0.0628
R	14.635
Facteur de correction	0.88
Coefficient de transfert choisi	$U = 125 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
Surface d'échange	$A = 23.5 \text{ m}^2$
surface d'un tube	$a = 0.364 \text{ m}^2$
nombre de tubes Nt	65 tubes

nombre de tubes réel	62 tubes
Diamètre du faisceau D_f	D_f = 0.353 m
Diamètre de la calandre D_c	D_c = 0.388 m
Espacement entre chicanes	B = 0.078 m
Nombre de chicanes	78 chicanes
section de passage	a_t =0.0019 m ² a_c =0.0087 m ²
vitesse massique	G_t = 8.34 × 10 ⁶ kg/h.m ² G_c = 5.71 × 10 ⁵ kg/h.m ²
Nombre de Reynolds	R_{et} =36400 >4000 R_{ec} = 2.19 × 10 ⁵
Facteur de friction	f_t = 0.022 f_c = 0.19
coefficient de film interne	h_i = 8430 W/ m ² .k
j_h	0.0045
Coefficient de film externe	h_e = 884 W / m ² .k
coefficient global calculé	U = 158 W/ m ² .k
pertes de charge côté tube	0.045 kg / cm ²
pertes de charge côté calandre	0.186 kg / m ²

IV.7.2 Dimensionnement de des compresseur

IV.7.2.1 Données d'étude physiques des trois compresseurs

Tableau IV.13: Données d'étude du compresseur 1

Paramètres	Valeurs
P_a : Pression d'aspiration (bar)	1
P_r : Pression de refoulement (bar)	3,1
T_a : Température d'aspiration (°C)	40
T_r : Température de refoulement (°C)	à calculer
Débit massique (Kg/h)	5000
C_p : Chaleur Spécifique (KJ/Kg.k)	0,846

Tableau IV.14: Données d'étude du compresseur 2

Paramètres	Valeurs
P_a : Pression d'aspiration (bar)	3,1
P_r : Pression de refoulement (bar)	9.67
T_a : Température d'aspiration (°C)	40
T_r : Température de refoulement (°C)	à calculer
Débit massique (Kg/h)	5000
C_p : Chaleur Spécifique (KJ/Kg.k)	0.855

Tableau IV.15: Données d'étude du compresseur 3

Paramètres	Valeurs
------------	---------

P_a : Pression d'aspiration (bar)	9.67
P_r : Pression de refoulement (bar)	30
T_a : Température d'aspiration (°C)	55
T_r : Température de refoulement (°C)	à calculer
Débit massique (Kg/h)	5000
C_p : Chaleur Spécifique (KJ/Kg.k)	0.92

IV.7.2.2 Lois utilisées

IV.7.2.2.1 Détermination de nombre d'étage

Nombre d'étage décompresseur et détermine à partir de l'équation suivante :

$$S = 1,43 \log\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = 2,11$$

IV.7.2.2.2 Coefficient adiabatique

$$\gamma = \frac{C_p \cdot M}{(C_p \cdot M - R)}$$

- **R** : Constante de gaz parfaits = 8,314 (J/K.mol).
- **C_p** : Chaleur spécifique (kJ/kg. K).
- **M** : Masse molaire (g/mol).

IV.7.2.2.3 Taux de compression

$$\Gamma = \frac{P_r}{P_a}$$

- **P_r** : Pression de refoulement (bar).
- **P_a** : Pression d'aspiration (bar).

IV.7.2.2.4 Pression et Température réduite

D'après le tableau (annexe 7) on trouve la pression et la température critique P_c , T_c .

$$T_{red} (K) = \frac{T_a}{T_c}$$

$$P_{red} (bar) = \frac{P_a}{P_c}$$

- T_a : Température d'aspiration (K).
- T_c : Température critique (K).
- P_c : Pression critique (bar).

IV.7.2.2.5 Coefficient de compressibilité

Le facteur de compressibilité $Z = \frac{P.V}{R.T}$ peut être estimée à partir du diagramme de Nelson-Obert (annexe 8) on obtient le coefficient de compressibilité Z .

IV.7.2.2.6 Débit volumétrique à l'admission

$$V_a \left(\frac{m^3}{h} \right) = \frac{m}{\rho_1}$$

$$\rho_1 (kg/m^3) = \frac{M \times P_a}{R \times T_a \times Z}$$

- m : Masse (kg).
- ρ_1 : Masse volumique (kg/m³).
- R : Constante de gaz parfaits = 0,082 (l.atm/K.mol).
- Z : coefficient de compressibilité.

Au moyen du volume d'aspiration et à partir du tableau (annexe 9) on obtient le rendement poly- tropique η_p et adiabatique η_{ad} .

IV.7.2.2.7 Température de refoulement initiale

$$T_r (K) = T_a + \frac{T_a \times (r^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1)}{\eta_{ad}}$$

- γ : Coefficient adiabatique.
- η_{ad} : Rendement adiabatique.

IV.7.2.2.8 Exposant poly-tropique

$$K = \frac{\ln(Pr/Pa)}{\ln(Pr/Pa) - \ln(Tr/Ta)}$$

IV.7.2.2.9 Travail poly-tropique

$$W_p \text{ (J/kg)} = [Z \times R \times Ta \times \frac{K}{K-1} \times (\frac{Pr}{Pa}^{\frac{K-1}{K}} - 1)] / M$$

IV.7.2.2.10 Travail adiabatique

$$W_{ad} \text{ (J/kg)} = [Z \times R \times Ta \times \frac{\gamma}{\gamma-1} \times (\frac{Pr}{Pa}^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1)] / M$$

IV.7.2.2.11 Travail réel

$$W_r \text{ (J/kg)} = [\frac{\gamma}{\gamma-1} \times Z \times R \times Ta \times (\frac{Pr}{Pa}^{\frac{K-1}{K}} - 1)] / M$$

IV.7.2.2.12 Hauteur de charge poly tropique

$$H_p \text{ (m)} = \frac{W_p}{g}$$

- g : Gravité 9,81 (m/s²).

IV.7.2.2.13 Hauteur de charge adiabatique

$$H_{ad} \text{ (m)} = \frac{W_{ad}}{g}$$

IV.7.2.2.14 Puissance transmise

$$P(KW) = Q_m \times W_r$$

- Q_m : Débit massique 1,389(kg/s).

IV.7.2.2.15 Puissance absorbée

$$N_a \text{ (KW)} = \frac{P}{\eta_p}$$

- η_p : Rendement poly- tropique.

Les résultats de calcul pour les trois compresseurs sont récapitulées dans les tableaux ci-dessous :

IV.7.2.3 Résultats obtenus

Tableau IV.16: Tableau Résultats de calcul du compresseur 1

Paramètres	Résultats
Coefficient adiabatique	$\gamma = 1,29$
Taux de compression	$r = 3,11$
Pression critique	$P_c = 73,86 \text{ bar}$
Pression réduite	$P_{red} = 0,014 \text{ bar}$
Température critique	$T_c = 304,25 \text{ K} = 31,1 \text{ °C}$
Température réduite	$T_{red} = 1,29 \text{ °C}$
Facteur de compressibilité	$Z = 0,998$
Débit volumétrique à l'admission	$V_a = 2950,51 \text{ m}^3/\text{h}$
Masse volumique	$\rho_1 = 1,69 \text{ kg/m}^3$
Rendement poly-tropique	$\eta_p = 0,74$
Rendement poly-adiabatique	$\eta_{ad} = 0,7$
Température de refoulement initiale	$T_r = 435,20 \text{ K} = 162,05 \text{ °C}$
Exposant poly-tropique	$K = 1,41$
Travail poly-tropique	$W_p = 79,35 \text{ KJ /Kg}$
Travail adiabatique	$W_{ad} = 76,26 \text{ KJ/Kg}$

Travail réel	$W_r = 103,05 \text{ KJ/Kg}$
Hauteur de charge poly-tropique	$H_p = 8,09\text{m}$
Hauteur de charge adiabatique	$H_{ad} = 7,77\text{m}$
Puissance transmise	$P = 143,14 \text{ KW}$
Puissance absorbée	$N_a = 193,43 \text{ KW}$

Tableau IV.17:Tableau Résultats de calcul du compresseur 02

Paramètres	Résultats
Coefficient adiabatique	$\gamma = 1,28$
Taux de compression	$r = 3,10$
Pression critique	$P_c = 73,86 \text{ bar}$
Pression réduite	$P_{red} = 0,042\text{bar}$
Température critique	$T_c = 304,25 \text{ K} = 31,1 \text{ }^\circ\text{C}$
Température réduite	$T_{red} = 1,29^\circ\text{C}$
Facteur de compressibilité	$Z = 0,987$
Débit volumétrique à l'admission	$V_a = 938,26 \text{ m}^3/\text{h}$
Masse volumique	$\rho_1 = 5,33 \text{ kg/m}^3$
Rendement poly-tropique	$\eta_p = 0,74$
Rendement poly-adiabatique	$\eta_{ad} = 0,7$
Température de refoulement initiale	$T_r = 433,72\text{K} = 160,57^\circ\text{C}$
Exposant poly-tropique	$K = 1,40$
Travail poly-tropique	$W_p = 78,31 \text{ KJ /Kg}$

Travail adiabatique	$W_{ad} = 75,3 \text{ KJ /Kg}$
Travail réel	$W_r = 101,75 \text{ KJ /Kg}$
Hauteur de charge poly-tropique	$H_p = 7,98\text{m}$
Hauteur de charge adiabatique	$H_{ad} = 7,68\text{m}$
Puissance transmise	$P = 141,33 \text{ KW}$
Puissance absorbée	$N_a = 190,99 \text{ KW}$

Tableau IV.18 :Tableau Résultats de calcul du compresseur 3

Paramètres	Résultats
Coefficient adiabatique	$\gamma = 1,25$
Taux de compression	$r = 3,10$
Pression critique	$P_c = 73,86 \text{ bar}$
Pression réduite	$P_{red} = 0,13 \text{ bar}$
Température critique	$T_c = 304,25 \text{ K} = 31,1 \text{ °C}$
Température réduite	$T_{red} = 1,77 \text{ °C}$
Facteur de compressibilité	$Z = 0,95$
Débit volumétrique à l'admission	$V_a = 304,35 \text{ m}^3/\text{h}$
Masse volumique	$\rho_1 = 16,42 \text{ kg/m}^3$
Rendement poly-tropique	$\eta_p = 0,63$
Rendement poly-adiabatique	$\eta_{ad} = 0,6$
Température de refoulement initiale	$T_r = 464,50 \text{ K} = 191,36 \text{ °C}$
Exposant poly-tropique	$K = 1,44$

Travail poly-tropique	$W_p = 79,74 \text{ KJ /Kg}$
Travail adiabatique	$W_{ad} = 75,08 \text{ KJ /Kg}$
Travail réel	$W_r = 119,17 \text{ KJ /Kg}$
Hauteur de charge poly-tropique	$H_p = 8,12\text{m}$
Hauteur de charge adiabatique	$H_{ad} = 7,65$
Puissance transmise	$P = 165,53$
Puissance absorbée	$N_a = 262,75$

IV.7.3 Ballon séparateur

IV.7.3.1 Données d'étude du trois séparateur

Tableau IV.19:Données d'étude du séparateur 01

Paramètres	Valeurs
P : Pression de service (bar)	1
ρ_L : Masse volumique du liquide (Kg/m³)	800
ρ_v : Masse volumique du vapeur (Kg/m³)	1,694
Q_{mM} : Débit massique du mélange (Kg/h)	4550,3
Q_{mL} : Débit massique du liquide (Kg/h)	442,5
Q_{mV} : Débit massique du vapeur (Kg/h)	5000
T : Température d'entrée (°C)	40

Tableau IV.20:Données d'étude du séparateur 02

Paramètres	Valeurs
-------------------	----------------

P : Pression de service (bar)	3,11
ρ_L : Masse volumique du liquide (Kg/m³)	800
ρ_V : Masse volumique du vapeur (Kg/m³)	5,315
Q_{mM} : Débit massique du mélange (Kg/h)	5000
Q_{mL} : Débit massique du liquide (Kg/h)	221,3
Q_{mV} : Débit massique du vapeur (Kg/h)	4334,4
T : Température d'entrée (°C)	40

Tableau IV.21:Données d'étude du séparateur 03

paramètres	valeurs
P : Pression de service (bar)	9.67
ρ_L : Masse volumique du liquide (Kg/m³)	800
ρ_V : Masse volumique du vapeur (Kg/m³)	16.426
Q_{mM} : Débit massique du mélange (Kg/h)	5000
Q_{mL} : Débit massique du liquide (Kg/h)	73.7
Q_{mV} : Débit massique du vapeur (Kg/h)	4262.5
T : Température d'entrée (°C)	55

IV.7.1.3.2 Lois utilisées

IV.7.1.3.2.1 Vitesse critique de la vapeur

$$UT \text{ (m/s)} = K \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$K = 0,35 - 0,01 \times \frac{P - 100}{100}$$

- **K** : Coefficient de Saunders-Brown.
- **P** : Pression de séparateur (bar).
- **ρ_L** : Masse volumique du liquide (kg/m^3).
- **ρ_V** : Masse volumique du vapeur (kg/m^3).

IV.7.3.2.2 Vitesse verticale admissible

$$U_v (\text{m/s}) = 0,75 \times U_T$$

IV.7.3.3 Débit volumique de la vapeur

$$QV (\text{m}^3/\text{s}) = \frac{QmV}{3600 \times \rho_V}$$

- **QmV** : Débit massique de vapeur (kg/h).

IV.7.3.2.4 Diamètre du séparateur

$$D (\text{m}) = D_{VD} + 6 \text{ inch}$$

$$D_{VD} (\text{inch}) = \sqrt{\frac{4 \times QV}{\pi \times U_v}}$$

- **D** : Diamètre du séparateur (m).
- **D_{VD}** : Diamètre du dimester (m).

IV.7.1.3.2.5 Débit volumique du liquide

$$QL (\text{m}^3/\text{s}) = \frac{QmL}{3600 \times \rho_L}$$

- **QmL** : Débit massique du liquide (kg/h).

IV.7.3.2.6 Temps de rétention et temps d'alarme

D'après (l'annexe 10) on trouve le type de ballon après le TH et le TS avec:

$$T_s (\text{min}) = T_H/2$$

- **TH** : Temps de rétention (min).
- **TS** : Temps d'alarme (min).

IV.7.3.2.7 Volume de Temps de rétention (holdup-time)

$$V_H(\text{m}^3) = T_H \times Q_L$$

IV.7.3.2.8 Volume de Temps d'alarme (surge up-time)

$$V_S(\text{m}^3) = T_S \times Q_L$$

IV.7.3.2.9 Hauteur minimale du liquide

On trouve la hauteur H_{LLL} d'après (l'annexe 11).

IV.7.3.2.10 Hauteur du temps de rétention

$$H_H(\text{m}) = \frac{V_H}{\pi \times \frac{D^2}{4}}$$

IV.7.3.2.11 Hauteur du temps d'alarme

$$H_S(\text{m}) = \frac{V_S}{\pi \times \frac{D^2}{4}}$$

IV.7.3.2.12 Hauteur H_{LIN}

$$H_{LIN}(\text{m}) = 12 + dN \text{ (Avec déflecteur à l'entrer).}$$

$$H_{LIN}(\text{m}) = 12 + \frac{1}{2}dN \text{ (Sans déflecteur à l'entrer).}$$

$$dN(\text{inch}) = \sqrt{\frac{4 \times Qm}{\pi \times 60 \times \sqrt{\rho m}}}$$

$$Qm = Q_L + Q_V$$

$$\rho m = (\rho_L \times \lambda) + \rho_V (1 - \lambda)$$

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_V}$$

- **dN** : Diamètre de la tubulure d'entrer (inch).
- **Qm** : Débit volumique moyen (m^3/s).
- **ρ_m** : Masse volumique moyenne (kg/m^3).
- **λ** : Facteur du liquide dans le courant bi-phasique.

IV.7.3.2.13 Hauteur de désengagement de la vapeur

$$H_D(\text{m}) = 0,5 \times D$$

IV.7.3.2.14 Hauteur totale du ballon séparateur

$$H_T(\text{m}) = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME}$$

- **H_{ME}** : Longueur de dimester (=0,45 m).

IV.7.3.2.15 Vérification

Il faut que le H_T/D soit supérieur à 1,5.

IV.7.3.3 Résultats obtenus

Tableau IV.22:Résultats de calcul du séparateur 01

Paramètres	Résultats
Vitesse critique de la vapeur	$U_T = 7,81 \text{ m/s}$
Coefficient de Saunders-Brown	$K = 0,36$
Vitesse verticale admissible	$U_V = 5,86 \text{ m/s}$
Débit volumique de la vapeur	$Q_{mV} = 4550,3 \text{ kg/h}$
Diamètre du dimester	$D_{VD} = 0,403 \text{ m}$
Diamètre du séparateur	$D = 0,56 \text{ m}$
Débit volumique du liquide	$Q_{mL} = 442,5 \text{ kg/h}$

Temps de rétention	$T_H = 10 \text{ min}$
Temps d'alarme	$T_S = 5 \text{ min}$
Volume de Temps de rétention	$V_H = 0,0922 \text{ m}^3$
Volume de Temps d'alarme	$V_S = 0,0461 \text{ m}^3$
Hauteur minimale du liquide	$H_{LLL} = 0,375 \text{ m}$
Hauteur du temps de rétention	$H_H = 0,326 \text{ m}$
Hauteur du temps d'alarme	$H_S = 0,163 \text{ m}$
Hauteur HLIN	$H_{LIN} = 1,203 \text{ m}$
Diamètre de la tubulure d'entrée	$d_N = 0,108 \text{ inch} = 0,0027 \text{ m}$
Débit volumique moyen	$Q_m = 0,75 \text{ m}^3/\text{s}$
Masse volumique moyenne	$\rho_m = 1,86 \text{ Kg/m}^3$
Facteur du liquide dans le courant bi-phasique	$\lambda = 0,00020$
Hauteur de désengagement de la vapeur	$H_D = 0,3 \text{ m}$
Longueur de dimester	$H_{ME} = 0,45 \text{ m}$
Hauteur totale du ballon séparateur	$H_T = 2,33 \text{ m}$
Rapport HT / D	$3,89 > 1,5$

Tableau IV.23: Résultats de calcul du séparateur 02

Paramètres	Résultats
Vitesse critique de la vapeur	$U_T = 4,40 \text{ m/s}$
Coefficient de Saunders-Brown	$K = 0,36$

Vitesse verticale admissible	$U_v = 3,30 \text{ m/s}$
Débit volumique de la vapeur	$Q_{mV} = 4334,4 \text{ kg/h}$
Diamètre du dimester	$D_{vD} = 0,30 \text{ m}$
Diamètre du séparateur	$D = 0,45 \text{ m}$
Débit volumique du liquide	$Q_{mL} = 221,3 \text{ kg/h}$
Temps de rétention	$T_H = 10 \text{ min}$
Temps d'alarme	$T_S = 5 \text{ min}$
Volume de Temps de rétention	$V_H = 0,0462 \text{ m}^3$
Volume de Temps d'alarme	$V_S = 0,0231 \text{ m}^3$
Hauteur minimale du liquide	$H_{LLL} = 0,375 \text{ m}$
Hauteur du temps de rétention	$H_H = 0,236 \text{ m}$
Hauteur du temps d'alarme	$H_S = 0,118 \text{ m}$
Hauteur HLIN	$H_{LIN} = 1,20 \text{ m}$
Diamètre de la tubulure d'entrée	$d_N = 0,045 \text{ inch} = 0,0011 \text{ m}$
Débit volumique moyen	$Q_m = 0,23 \text{ m}^3/\text{s}$
Masse volumique moyenne	$\rho_m = 5,58 \text{ Kg/m}^3$
Facteur du liquide dans le courant bi-phasique	$\lambda = 0,00034$
Hauteur de désengagement de la vapeur	$H_D = 0,25 \text{ m}$
Longueur de dimester	$H_{ME} = 0,45 \text{ m}$
Hauteur totale du ballon séparateur	$H_T = 2,28 \text{ m}$

Rapport HT / D	4,58 > 1,5
-----------------------	------------

Tableau IV.24:Résultats de calcul du séparateur 03

Paramètres	Résultats
Vitesse critique de la vapeur	$U_t = 2.480 \text{ m/s}$
Coefficient de Saunders-Brown	$K = 0.359$
Vitesse verticale admissible	$U_v = 1.860 \text{ m/s}$
Débit volumique de la vapeur	$Q_{mv} = 0.0721 \text{ m}^3/\text{s}$
Diamètre du dimester	$D_{VD} = 0.222 \text{ m}$
Diamètre du séparateur	$D = 0.374 \text{ m}$
Débit volumique du liquide	$Q_{mL} = 2.559 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$
Temps de rétention	$T_H = 10 \text{ min}$
Temps d'alarme	$T_s = 5 \text{ min}$
Volume de Temps de rétention	$V_H = 0.01536 \text{ m}^3$
Volume de Temps d'alarme	$V_s = 0.00768 \text{ m}^3$
Hauteur minimale du liquides	$H_{LLL} = 0.375 \text{ m}$
Hauteur du temps de rétention	$H_s = 0.1398 \text{ m}$
Hauteur du temps d'alarme	$H_{LIN} = 0.0699 \text{ m}$
Hauteur de désengagement de la vapeur	$H_D = 0.187 \text{ m}$
Hauteur totale du séparateur	$H_T = 1.544 \text{ m}$
Vérification HT/D	4.13 (>1.5)

IV.8 Différence entre aMDEA et MEA

IV.8.1 Absorption par MEA

IV.8.1.1 Conditions et Compositions d'entrée de gaz et de MEA

On a utilisé ces données d'entrée de la moyenne du mois d'avril (Figure IV.6) (Figure IV.7).

Tableau IV.25 : Compositions d'entrée de gaz

Date	N2	C1	C2	C3	IC4	NC4	IC5	NC5	C6	CO2	C1
Moy	0,054	0,838	0,077	0,017	0,002	0,003	0,005	0,005	0,007	0,002	0,838

Tableau IV.26 : Compositions d'entrée de MEA

Date	MEA	CO2
Moy	13,5	46126,4

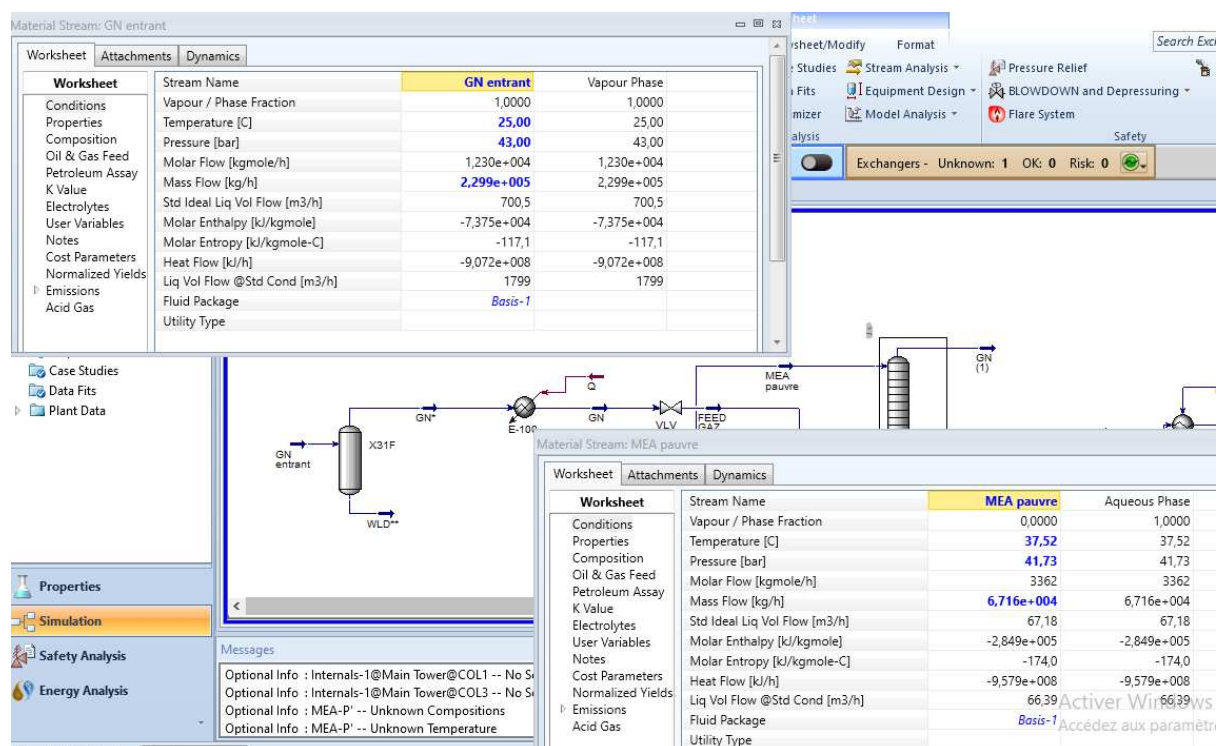


Figure IV.6 : Condition d'entrée de gaz et de MEA

IV.8.1.2 Compositions d'entrée de gaz et MEA :

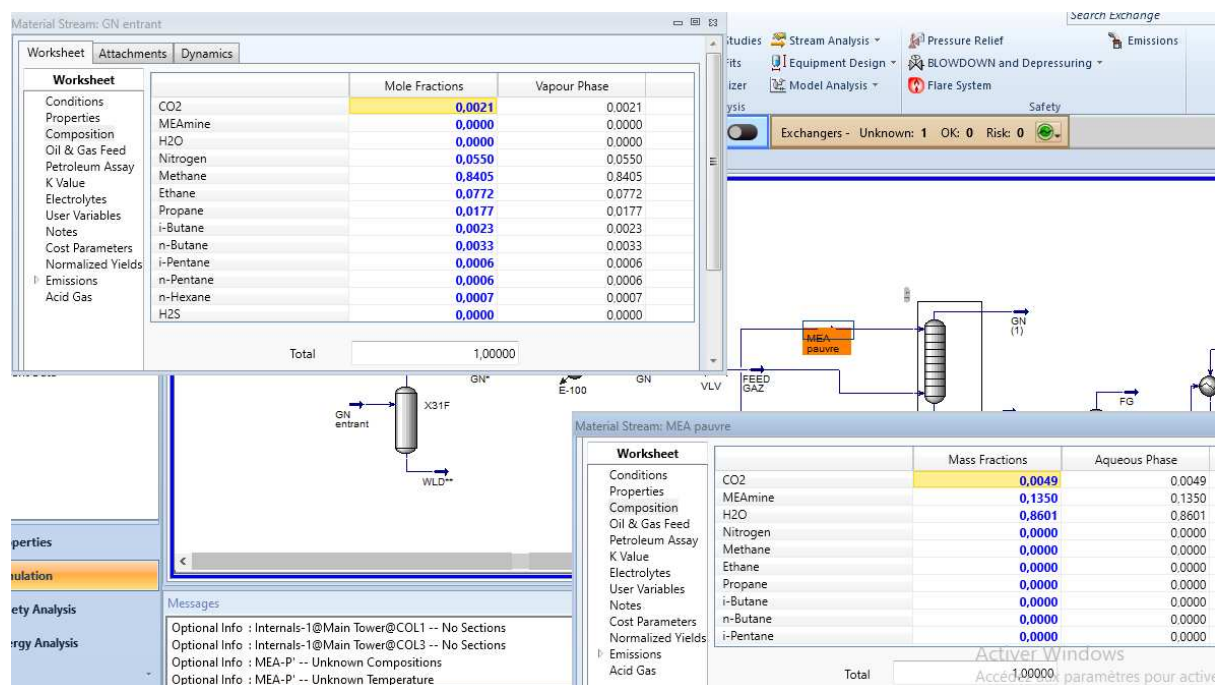


Figure IV.7: Composition d'entrée de gaz et de MEA

IV.8.1.3 Résultats de sortie de CO₂

Hysys Cela nous a donné de bons résultats (Figure IV.8).

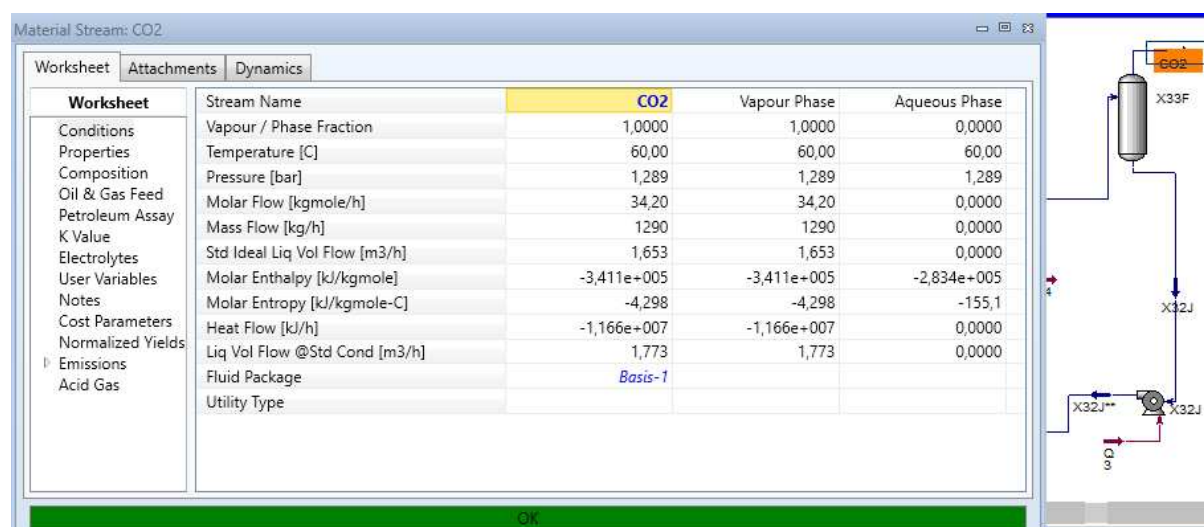


Figure IV.8: Résultats de sortie de CO₂

IV.8.1.4 Interprétation

Les résultats montrent que la MEA à 13,5 % de concentration est efficace pour capter le dioxyde de carbone du gaz naturel.

Le gaz qui entre dans le système est constant et contient environ 84 % de méthane et très peu de dioxyde de carbone. La solution d'amine se remplit de CO₂ de manière modérée, avec environ 0,91 % de CO₂.

Le gaz en sortie contient 1290 kg/h de CO₂ à 60 C et 1,3 bar, avec une pureté supérieure à 99 %. Ces résultats sont constants et encourageants, car le processus est sûr, la MEA reste stable, et le CO₂ capté est prêt à être utilisé ou entreposé donc on peut dire que le système atteint ses objectifs.

Le procédé est fiable et le solvant utilisé ne se détériore pas, car les taux de monoéthanolamine et les débits restent constants pendant la période de suivi.

IV.8.2 Absorption par aMDEA

IV.8.2.1 Conditions d'entrée de gaz et de aMDEA

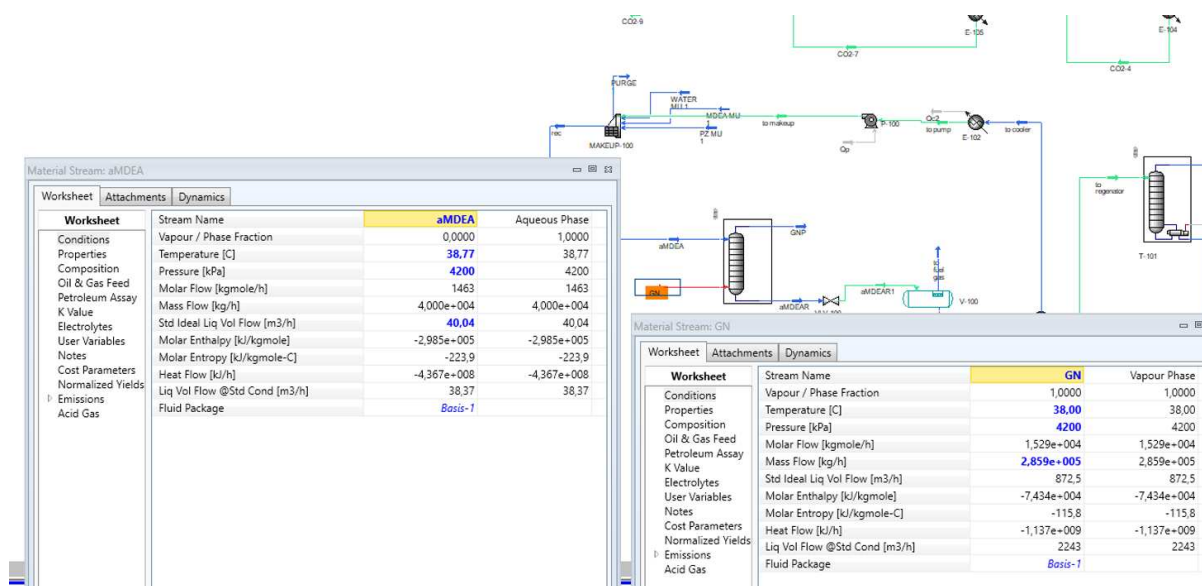


Figure IV.9: Conditions d'entrée de gaz et de aMDEA

IV.8.2.2 Compositions d'entrée de gaz et de aMDEA

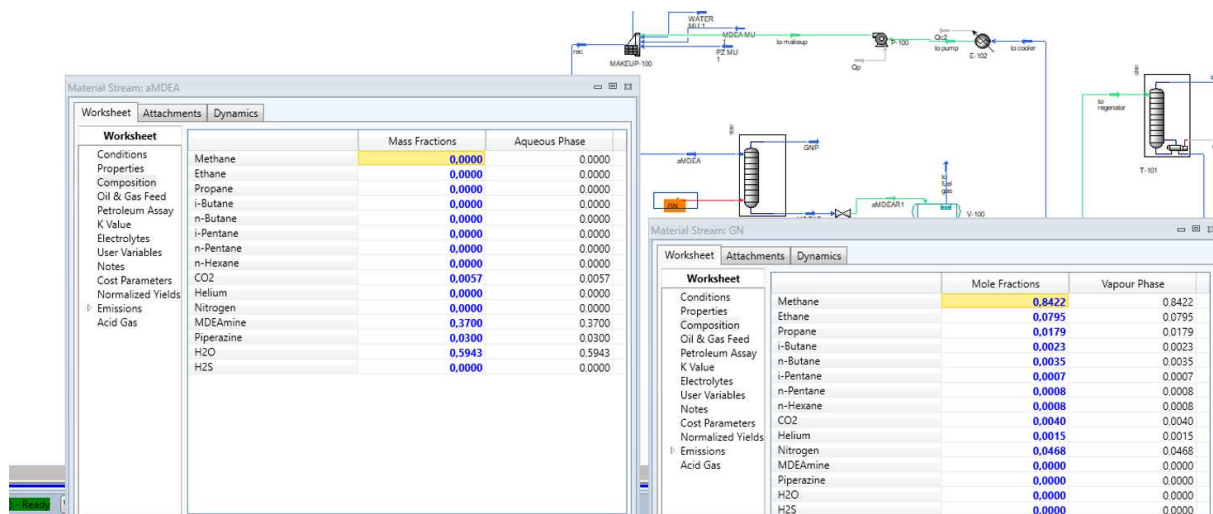


Figure IV.10: Compositions d'entrée de gaz et de aMDEA

IV.8.2.3 Résultat de sortie de CO₂

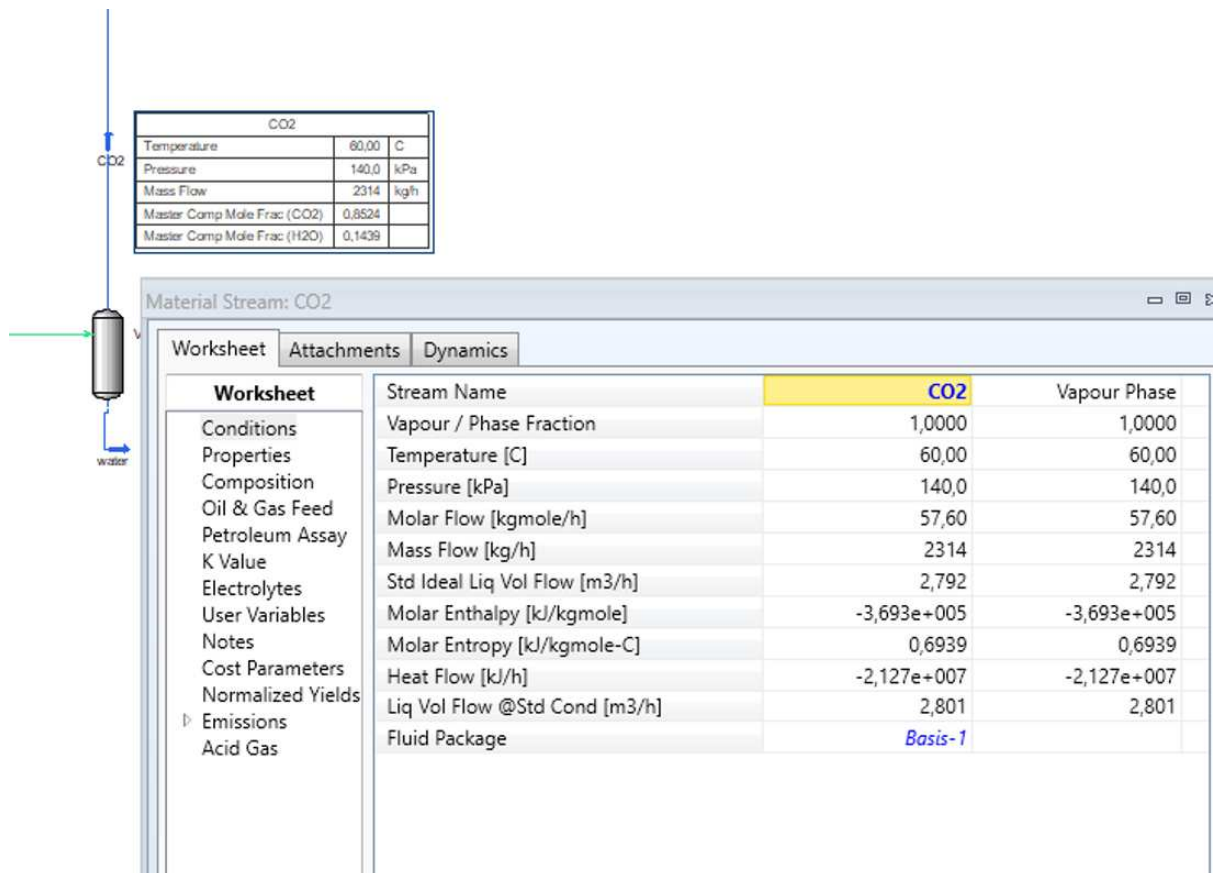


Figure IV.11: Résultat de sortie de CO₂

IV.8.2.4 Interprétation des résultats

Ces résultats montrent une unité de traitement qui opère efficacement. Concrètement, on utilise un gaz naturel contenant du CO₂ (le gaz "polluant") et on le traite avec une solution d'amine afin d'éliminer ce CO₂. À la sortie, on obtient un gaz pur, prêt à être utilisé. Les données parlent d'elles-mêmes : tout est logique. L'amine pénètre à une température basse (environ 39 °C) et à une pression très élevée afin d'absorber efficacement le CO₂. Elle apparaît plus chaude (60 °C), ce qui est habituel car la réaction d'absorption libère de la chaleur. C'est un indicateur positif : cela confirme que la réaction s'est correctement déroulée. Concernant la pression, c'est également compréhensible : le gaz traité est évacué à haute pression (4 200 kPa), car c'est ainsi qu'on le transporte ou qu'on le liquéfie. L'amine chargée sort à une pression faible (140 kPa), prête à être régénérée afin d'être réutilisée. Ce qui impressionne, c'est le flux d'amine : 40 tonnes par heure, pour seulement 2,3 tonnes de CO₂ à capturer. L'amine circule en grande quantité afin de capter efficacement ce gaz acide. Finalement, l'option de l'aMDEA est appropriée.

IV.8.3 Comparaison entre MEA et aMDEA

Tableau IV.27 : Comparaison entre MEA et aMDEA

Critère	MEA	aMDEA
Concentration moyenne	13.5% en masse	37%
Débit de la solution	67160 kg/h (MEA pauvre)	40000 kg/h (MDEA)
Température d'entrée	37 C	38.8 C
Pression d'entrée	41.7 bar	42 bar
Charge en CO ₂ (solvant entrant)	0.49% en masse	0.57% en masse
Température de sortie CO ₂	60 C	60 C

Pression de sortie CO₂	1.289 bar	1.4 bar
Débit de CO, capté	1290 kg/h	2314 kg/h
Pureté du CO, capté	> 99% (phase vapeur)	> 99% (phase vapeur)
Stabilité du procédé	très stable sur la période suivie	Stable, avec des débits constants
Sélectivité	Réactive, absorbe aussi d'autres gaz acides	Plus sélective pour le CO ₂ (moins de réaction avec les hydrocarbures)
Énergie de régénération	Élevée (plus coûteuse en chaleur)	Plus faible (régénération moins énergivore)
Dégradation du solvant Faible	Faible (pas de perte significative observée)	Très faible (solvant plus stable chimiquement)
Capacité de charge	Modérée (0,5 à 1 % en masse de CO ₂)	Plus élevée (peut supporter des charges plus importantes)
Domaine d'utilisation	Bien adapté aux faibles teneurs en CO ₂ (< 1 %)	Adapté aux teneurs plus élevées et aux gaz sous pression

IV.8.3.1 Interprétation

- **La MEA** est une amine éprouvée et active, parfaitement adaptée aux faibles concentrations en CO₂, comme dans votre situation. Elle absorbe efficacement le CO₂ avec une qualité exceptionnelle. Cependant, la MEA nécessite un flux plus important et une régénération plus énergivore.
- **L'aMDEA** offre une capacité de charge plus élevée et une sélectivité plus importante pour le CO₂. Cela signifie qu'elle peut gérer des volumes de gaz plus importants avec

moins de solvant. L'aMDEA est également plus stable thermiquement et chimiquement, ce qui aide à réduire les coûts d'entretien.

- Pour résumer, le choix entre les deux options dépend de ce que l'on veut atteindre. Si l'on veut obtenir un CO₂ très pur pour une utilisation précise, utiliser le monoéthanolamine est une bonne idée. Si l'on veut gérer plus de gaz tout en utilisant moins d'énergie et un solvant plus robuste, utiliser la méthyl-diéthanolamine serait une meilleure option.

Conclusion

La capture du CO₂ est très importante pour réduire les émissions de gaz à effet de serre. Il est essentiel de choisir les bons équipements pour que le processus soit fiable et efficace. Ce chapitre fournit une bonne base pour comprendre les différents équipements utilisés.

Les résultats des tests de dimensionnement des équipements montrent que le procédé est efficace. La comparaison entre le monoéthanolamine et l'aMDEA montre que l'aMDEA a de meilleures performances énergétiques et est plus stable.

Chapitre V :

Simulation par hysys

V.1 Introduction

Le simulateur HYSYS a été créé à l'origine pour le secteur pétrolier. Cependant, il est également utilisé dans d'autres types de procédés chimiques. Une fois que les utilisateurs ont compris les principes fondamentaux du simulateur HYSYS, celui-ci est alors facile à utiliser. Le simulateur HYSYS utilise des outils de menus ainsi qu'une interface graphique pour réaliser des simulations. Cette interface est également utilisée pour établir les diagrammes de processus, qui sont appelés Process Flow Diagrams .

V.2 Définitions de Aspen HYSYS

AspenTech a conçu HYSYS, un outil de simulation de processus qui aide les ingénieurs à modéliser et optimiser les procédures de production en s'appuyant sur des équations thermodynamiques et des modèles de réaction[32].

V.3 L'importance de la simulation

- Optimisation des procédures : Les simulations facilitent l'optimisation des procédures en expérimentant différentes configurations, conditions et paramètres afin de déterminer la solution la plus performante.
- Diminution des dépenses : La simulation offre une alternative à la création de prototypes ou modèles physiques, évitant ainsi des coûts importants [33].
- Analyse des phénomènes complexes : Les simulations se révèlent pratiques pour examiner des phénomènes complexes qui ne se prêtent pas à une étude expérimentale aisée, tels que les modèles climatiques et les réactions chimiques[34].

V.4 Étapes de simulation de notre procédé

V.4.1 Introduction des compositions

D'abord il est nécessaire de spécifier à HYSYS la composition chimique des fluides utilisés.

Dans notre cas, on a besoin de CO₂, H₂O, aMDEAmine , N₂ , H₂S , MEA, C₁, C₂, C₃, C₄, C₅, C₆ (Figure V.1) (Figure V.2) .

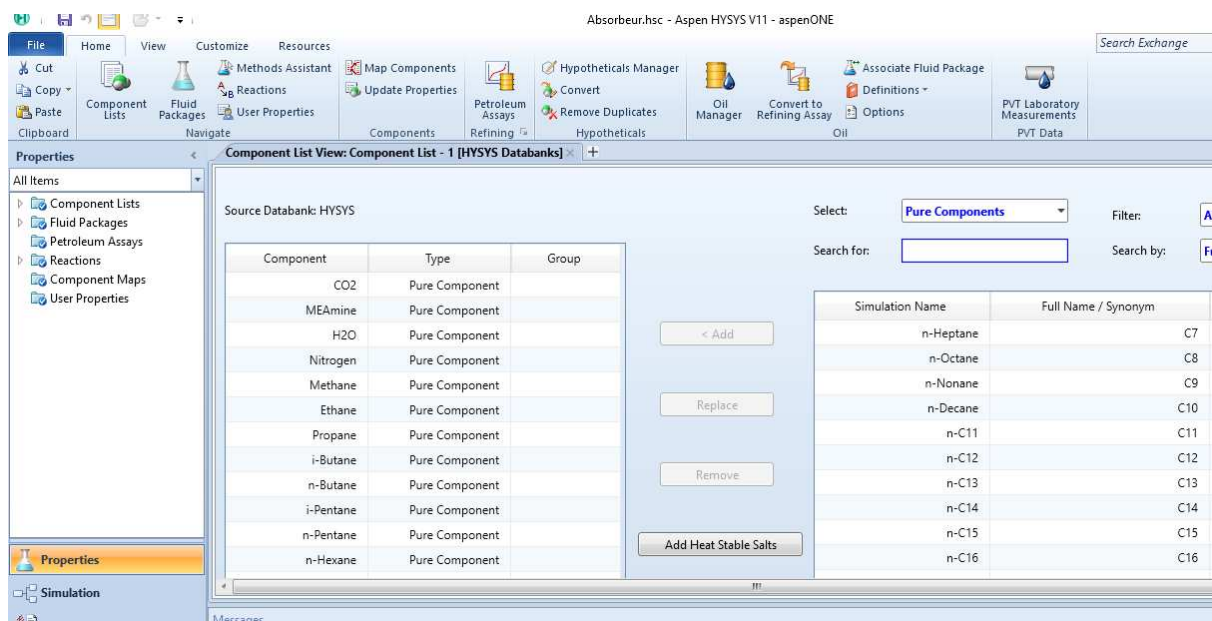


Figure V.1 : Liste des composants pour la MEA

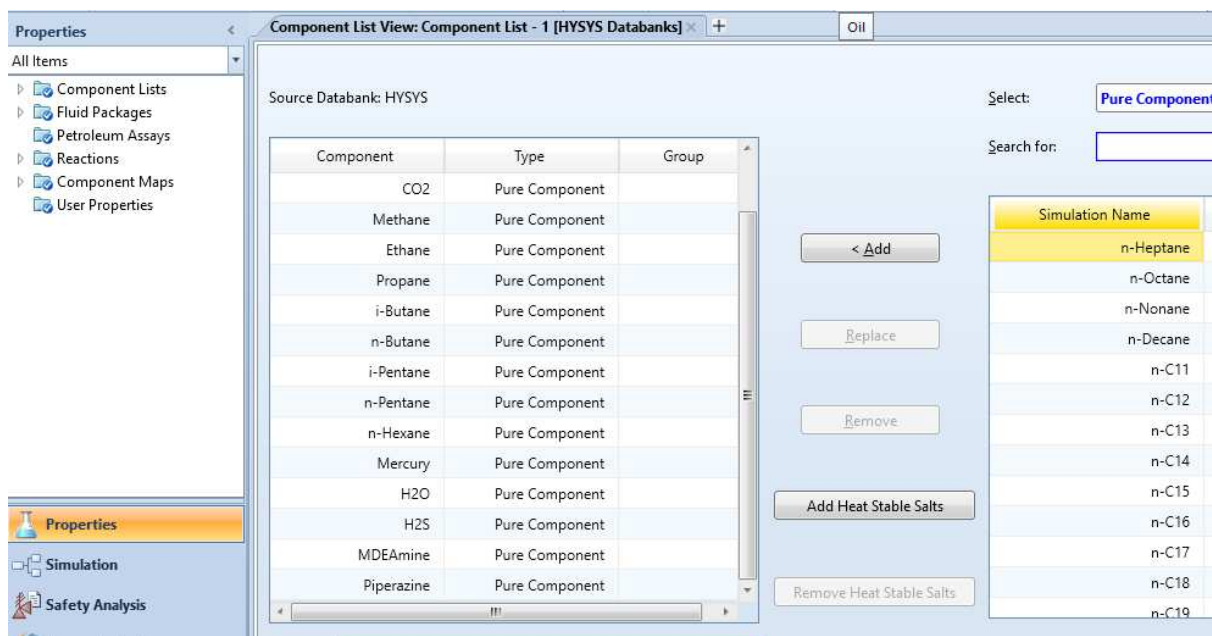


Figure V.2 : Liste des composants pour l'aMDEA

V.4.2 Choix du modèle d'équation d'état

Pour l'étude des propriétés des gaz réels ou des mélanges les plus complexes, différents modèles d'équations d'état sont disponibles.

Dans notre cas, nous utiliserons l'équation de **chemical solvents** (Figure V.3)

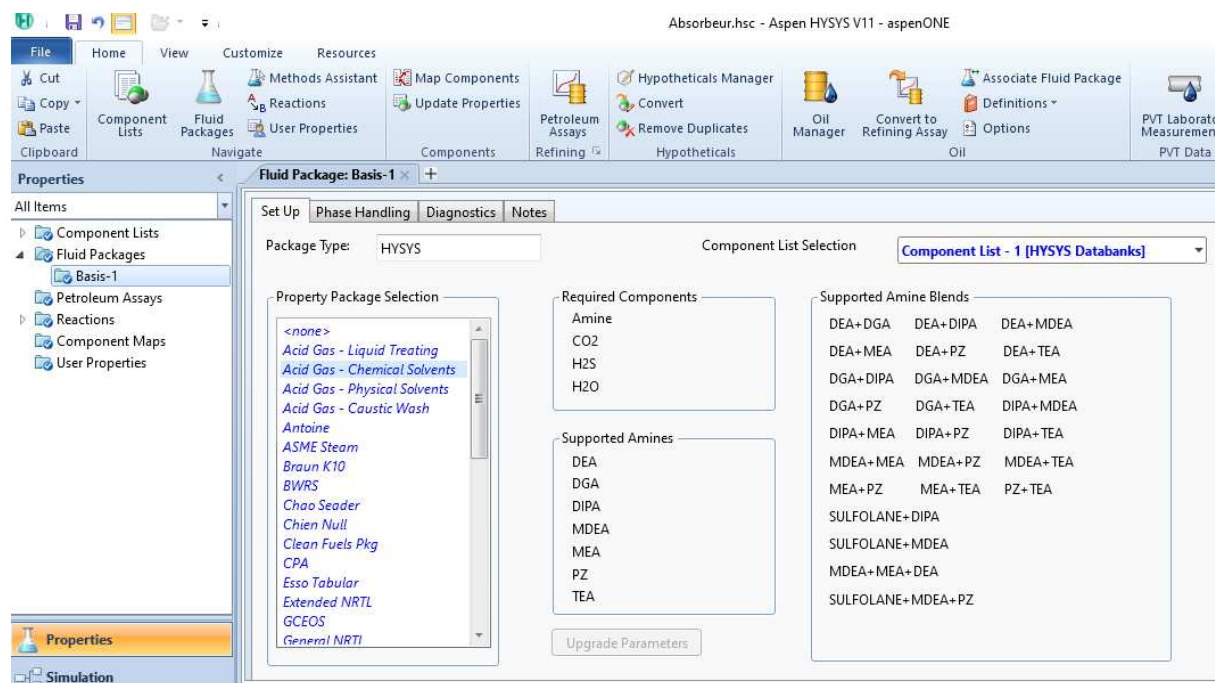


Figure V.3 : Choix du modèle

V.5 Simulation du procédé

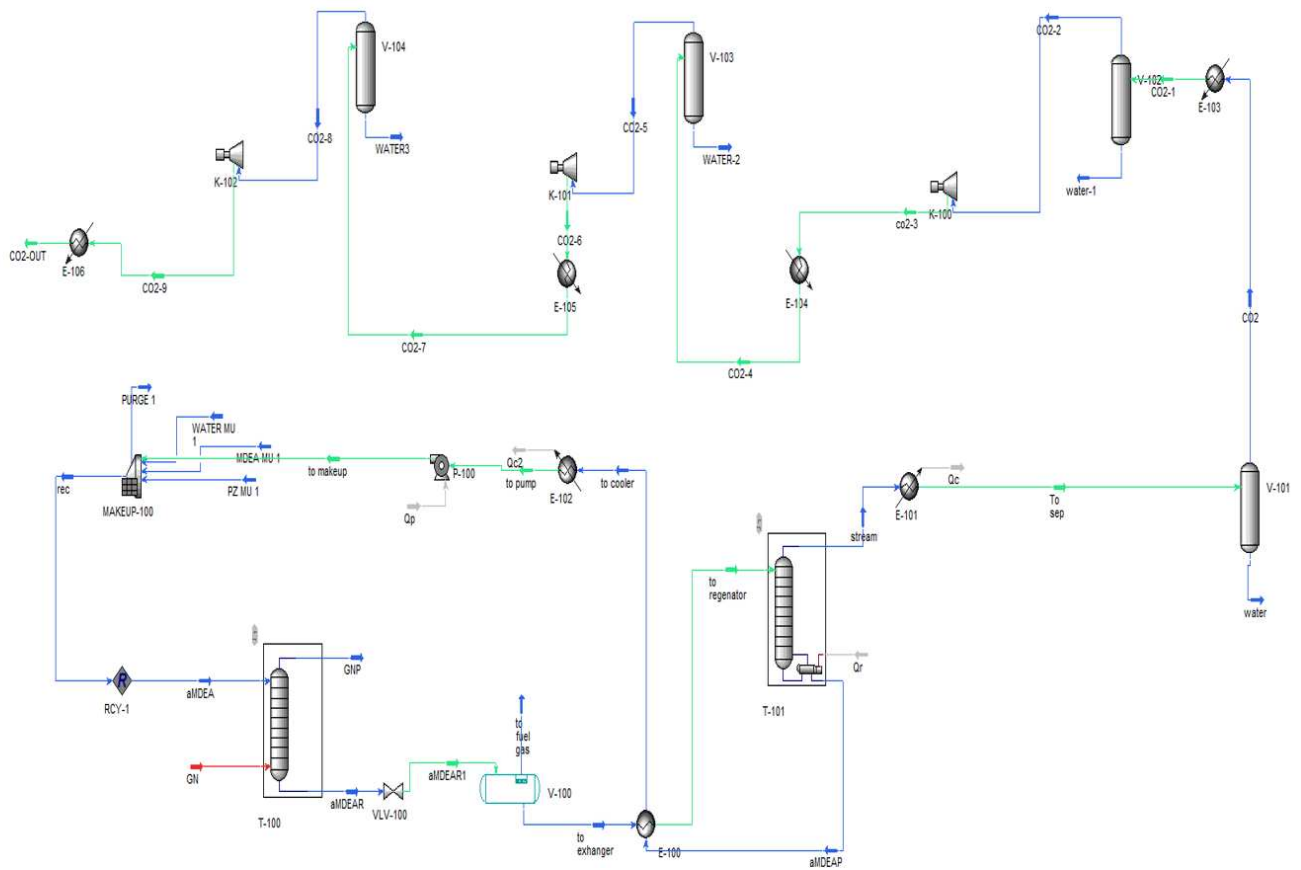


Figure V.4 : Procédé de récupération simulé par hysys

V.6 Résultats de simulation

V.6.1 Etape 1 (l'échangeur 1)

On introduit le dioxyde de carbone (CO_2) de titre 85 % et 15 % de vapeur d'eau (H_2O) dans les tubes d'un échangeur de chaleur pour abaisser la température de (60 °C ; 1.4 bar) jusqu'à (30 °C ; 1.3 bar) par un liquide froid (H_2O) qui circule dans la calandre.

Le but de cette étape est pour faciliter la séparation du mélange avant de l'envoyer vers un séparateur pour séparer le H_2O de CO_2 (Figure V.5) (Figure V.6) (Figure V.7).

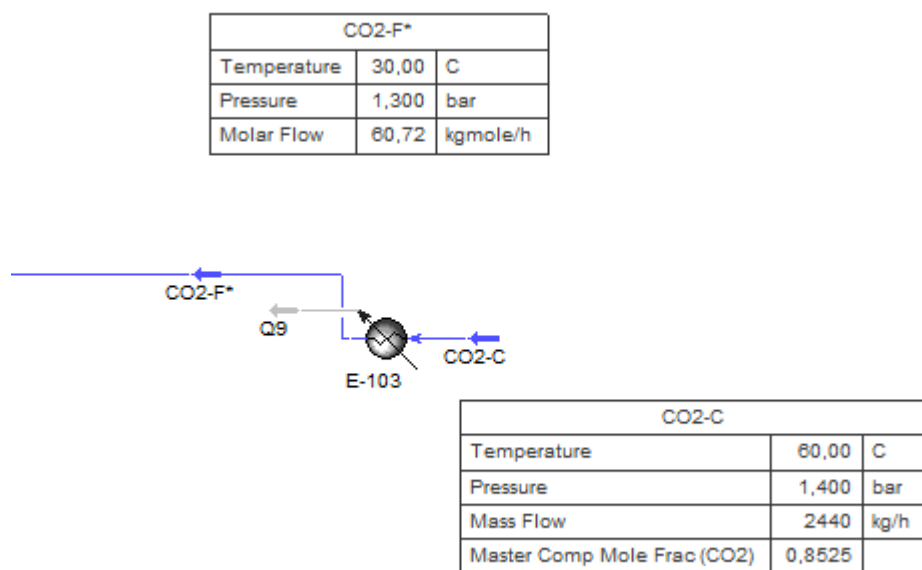


Figure V.5 : Echangeur 1 simulé par HYSYS

Cooler: E-103				
Design Rating Worksheet Performance Dynamics				
Worksheet	Name	CO2-C	CO2-F*	Q9
Conditions	Vapour	1,0000	0,8853	<empty>
Properties	Temperature [C]	60,00	30,00	<empty>
Composition	Pressure [bar]	1,400	1,300	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	60,72	60,72	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2440	2440	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,943	2,943	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,693e+005	-3,754e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	0,7048	-17,82	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-2,242e+007	-2,279e+007	3,718e+005

Figure V.6 Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 1

Cooler: E-103			
Design	Rating	Worksheet	Performance
Worksheet			
Conditions		CO2-C	CO2-F*
Properties	Nitrogen	0,0001	0,0001
Composition	Helium	0,0001	0,0001
PF Specs	CO2	0,8525	0,8525
	Methane	0,0027	0,0027
	Ethane	0,0006	0,0006
	Propane	0,0001	0,0001
	i-Butane	0,0000	0,0000
	n-Butane	0,0000	0,0000
	i-Pentane	0,0000	0,0000
	n-Pentane	0,0000	0,0000
	n-Hexane	0,0000	0,0000
	Mercury	0,0000	0,0000
	H2O	0,1439	0,1439
	H2S	0,0000	0,0000
	MDEAmine	0,0000	0,0000
	Piperazine	0,0000	0,0000

Figure V.7 : Compositions des éléments dans l'échangeur

V.6.2 Etape 2 (Ballon séparateur 1)

Dans le séparateur, on obtient à la sortie deux phases : une phase liquide qui renferme une petite quantité de H2O, et phase vapeur renferme une importante quantité de CO2 pur qui sera dirigée vers un compresseur pour élever sa pression.

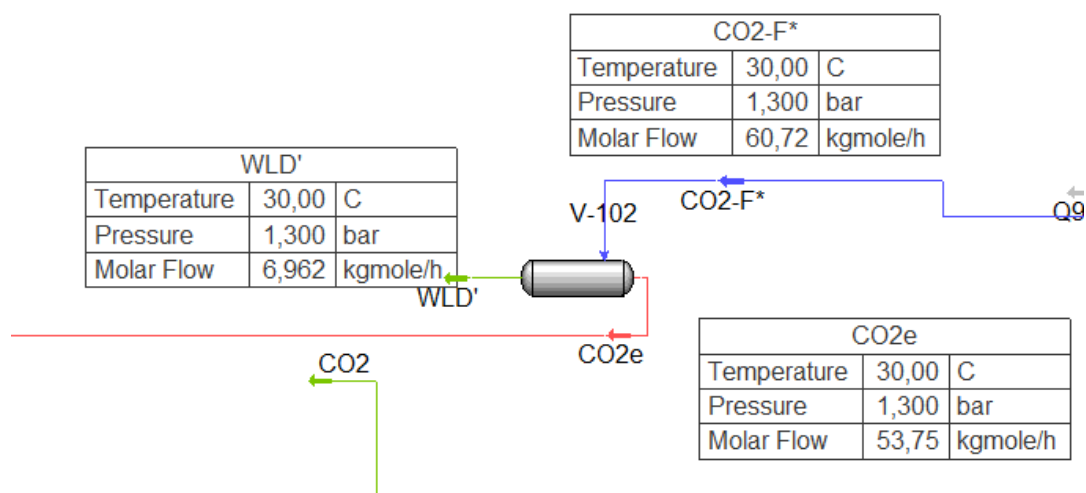


Figure V.8 : Séparateur simulé par HYSYS

eparator: V-102

		CO2-F*	WLD'	CO2e
Name	Vapour	0,8853	0,0000	1,0000
Temperature [C]		30,00	30,00	30,00
Pressure [bar]		1,300	1,300	1,300
Molar Flow [kgmole/h]		60,72	6,962	53,75
Mass Flow [kg/h]		2440	125,5	2314
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		2,943	0,1258	2,817
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-3,754e+005	-2,854e+005	-3,870e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		-17,82	-161,5	0,7944
Heat Flow [kJ/h]		-2,279e+007	-1,987e+006	-2,081e+007

Figure V.9 : Paramètres d'entrée-sortie de séparateur 1

Separator: V-102

		CO2-F*	WLD'	CO2e
Nitrogen		0,0001	0,0000	0,0001
Helium		0,0001	0,0000	0,0001
CO2		0,8525	0,0006	0,9628
Methane		0,0027	0,0000	0,0030
Ethane		0,0006	0,0000	0,0007
Propane		0,0001	0,0000	0,0001
i-Butane		0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane		0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane		0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane		0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane		0,0000	0,0000	0,0000
Mercury		0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,1439	0,9994	0,0331
H2S		0,0000	0,0000	0,0000
MDEAmine		0,0000	0,0000	0,0000
Piperazine		0,0000	0,0000	0,0000

Figure V.10 Compositions des éléments dans le séparateur

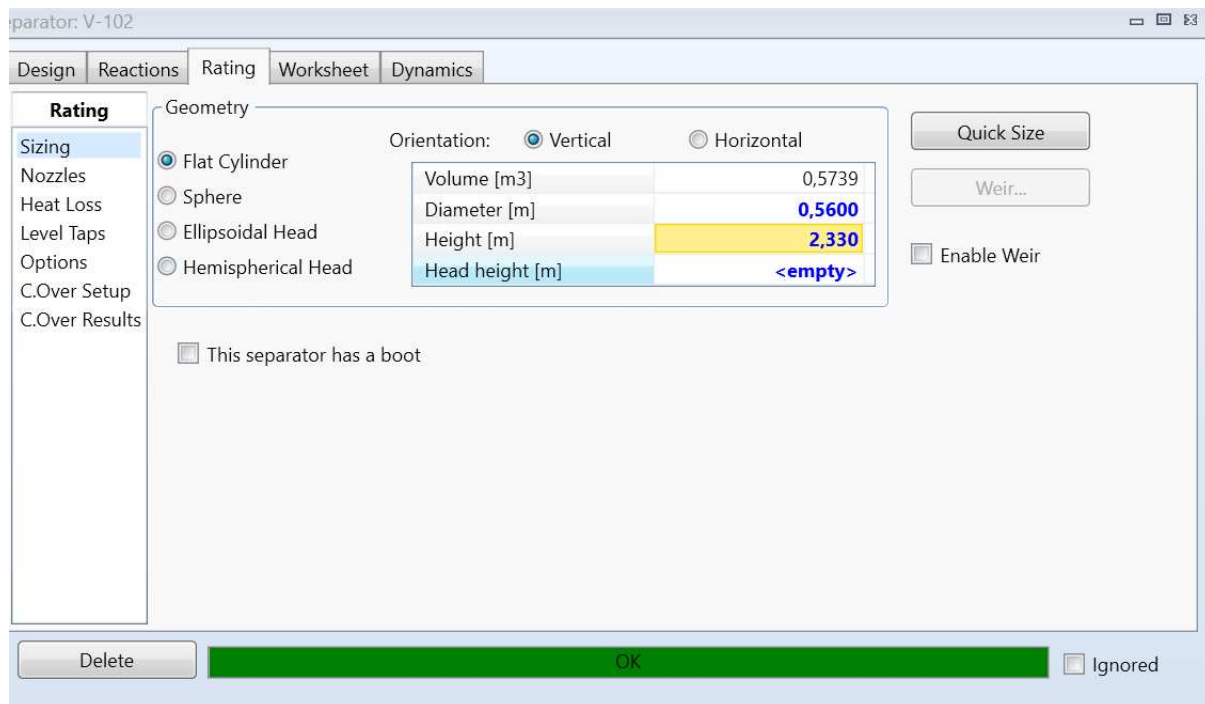


Figure V.11 Résultats du séparateur 1

V.6.3 Étape 3 (Compresseur 1)

Le compresseur absorbe le CO₂ qui sort du séparateur à basse pression à (30 °C ; 1 bar) et le refoule à (160,2°C ; 5 bar) vers l'échangeur pour le refroidir.

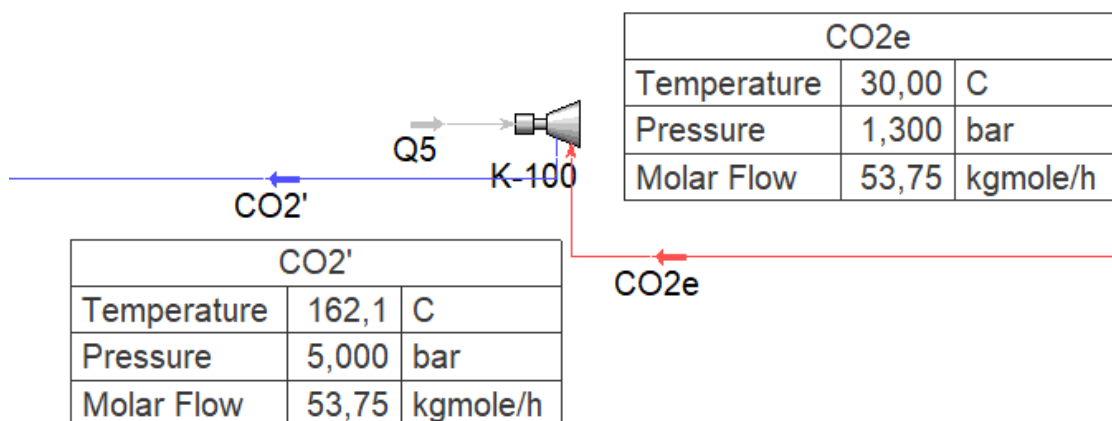


Figure V.12 : Compresseur 1 simulé par HYSYS

Compressor: K-100

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet

Conditions Properties Composition PF Specs

Name	CO2e	CO2'	Q5
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	30,00	162,1	<empty>
Pressure [bar]	1,300	5,000	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	53,75	53,75	<empty>
Mass Flow [kg/h]	2314	2314	<empty>
LiqVol Flow [m3/h]	2,817	2,817	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,870e+005	-3,818e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	0,7944	3,900	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-2,081e+007	-2,053e+007	2,802e+005

Delete OK ☒ On ☐ Ignored

Figure V.13 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur 1

Compressor: K-100

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet

Conditions Properties Composition PF Specs

	CO2e	CO2'
Nitrogen	0,0001	0,0001
Helium	0,0001	0,0001
CO2	0,9628	0,9628
Methane	0,0030	0,0030
Ethane	0,0007	0,0007
Propane	0,0001	0,0001
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000
Mercury	0,0000	0,0000
H2O	0,0331	0,0331
H2S	0,0000	0,0000
MDEAmine	0,0000	0,0000
Piperazine	0,0000	0,0000

Delete OK ☒ On ☐ Ignored

Figure V.14 : Compositions des éléments dans le compresseur 1

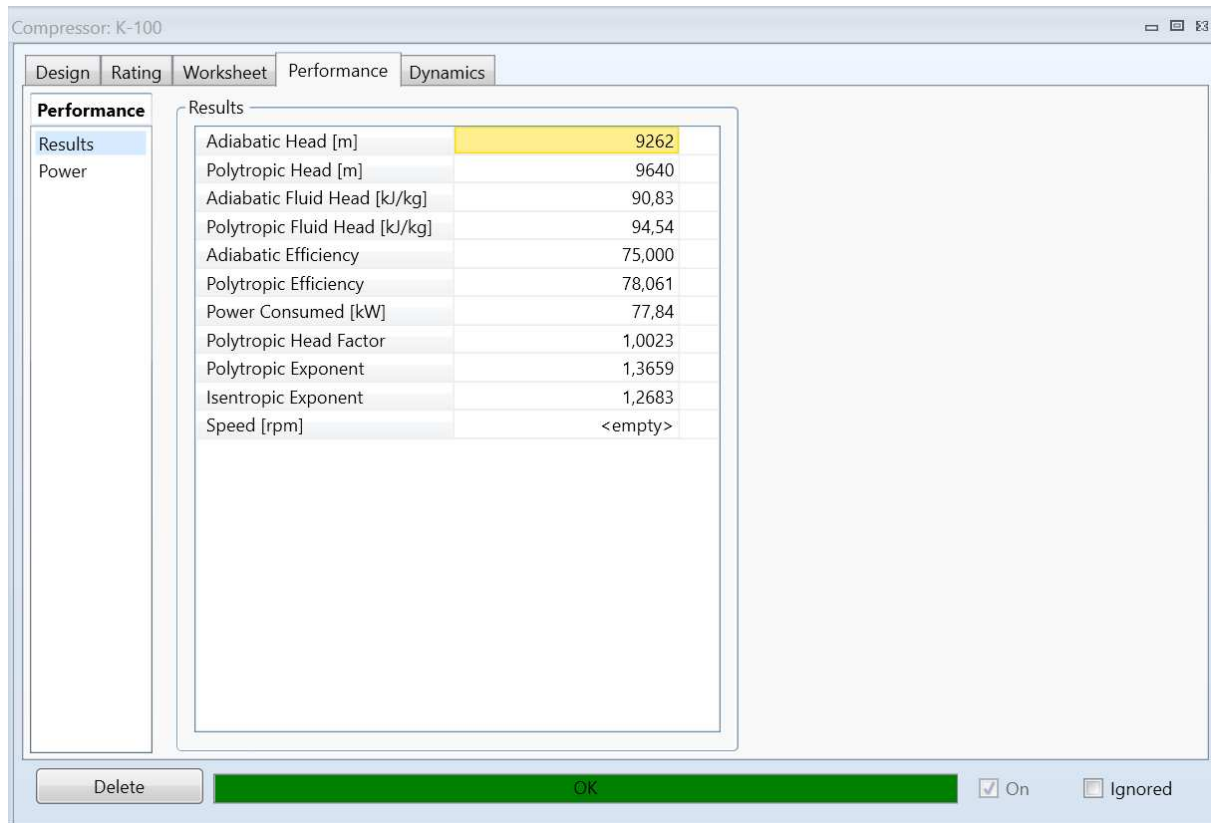


Figure V.15 : Résultats du compresseur 1

V.6.4 Etape 4 (l'échangeur 2)

L'air qui sort du compresseur rentre aux refroidisseur (échangeur 2) pour abaisser la température de CO₂ de (162.1 °C ; 5 bar) jusqu'à (30 °C ; 4.9 bar) (Figure V.16) (Figure V.17) (Figure V.18).

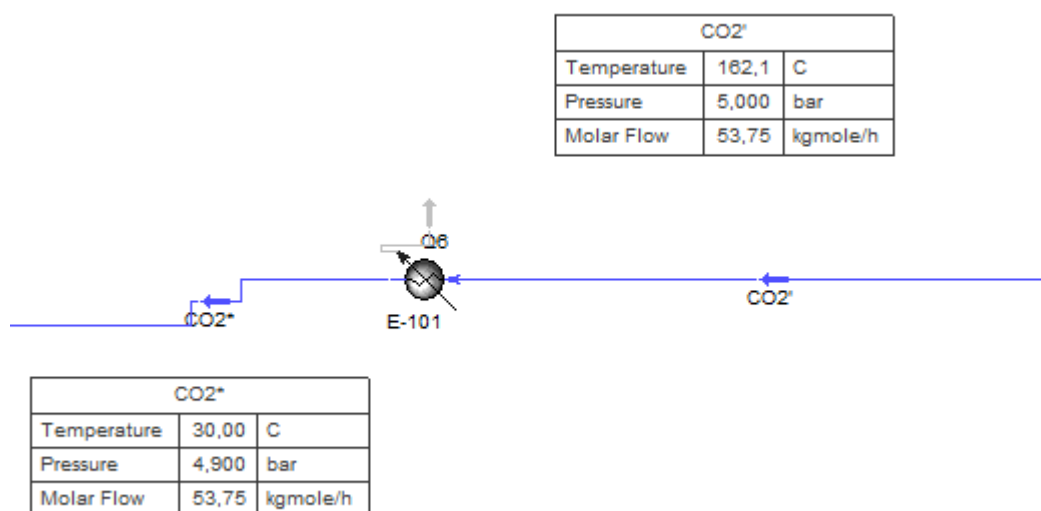


Figure V.16 : Echangeur 2 simulé par HYSYS

Cooler: E-101				
Design Rating Worksheet Performance Dynamics				
Worksheet	Name	CO ₂ '	CO ₂ *	Q6
Conditions	Vapour	1,0000	0,9757	<empty>
Properties	Temperature [C]	162,1	30,00	<empty>
Composition	Pressure [bar]	5,000	4,900	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	53,75	53,75	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2314	2314	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,817	2,817	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,818e+005	-3,883e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	3,900	-13,88	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-2,053e+007	-2,087e+007	3,448e+005

Figure V.17 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 2

Cooler: E-101				
Design Rating Worksheet Performance Dynamics				
Worksheet				
Conditions		CO2'	CO2*	
Properties	Nitrogen	0,0001	0,0001	
Composition	Helium	0,0001	0,0001	
PF Specs	CO2	0,9628	0,9628	
	Methane	0,0030	0,0030	
	Ethane	0,0007	0,0007	
	Propane	0,0001	0,0001	
	i-Butane	0,0000	0,0000	
	n-Butane	0,0000	0,0000	
	i-Pentane	0,0000	0,0000	
	n-Pentane	0,0000	0,0000	
	n-Hexane	0,0000	0,0000	
	Mercury	0,0000	0,0000	
	H2O	0,0331	0,0331	
	H2S	0,0000	0,0000	
	MDEAmine	0,0000	0,0000	
	Piperazine	0,0000	0,0000	

Figure V.18 : Compositions des éléments dans l'échangeur 2

V.6.5 Etape 5 (Separateur 2)

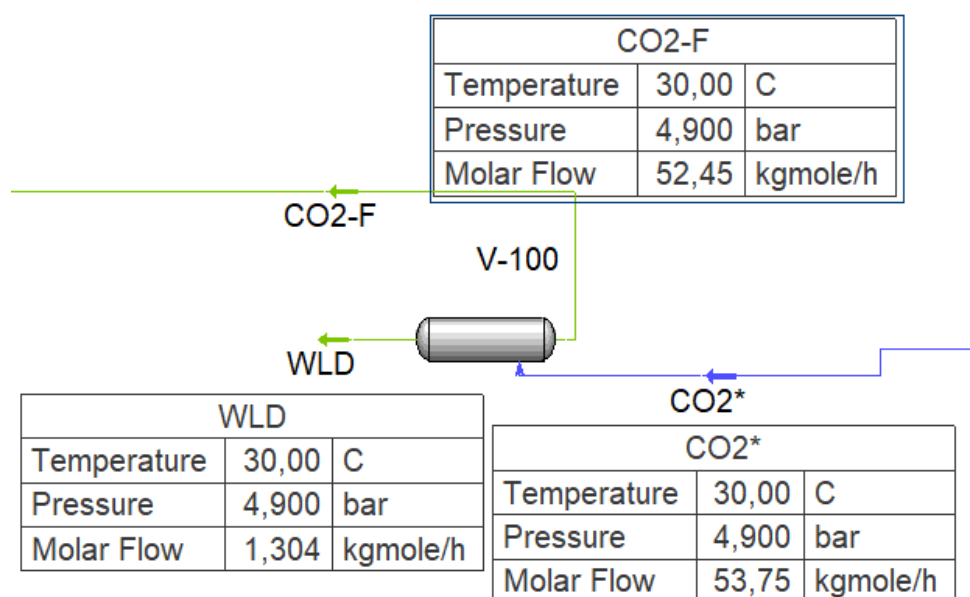


Figure V.19 : Séparateur simulé par HYSYS

eparator: V-100

		CO2*	WLD	CO2-F
Worksheet	Name			
Conditions	Vapour	0,9757	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	30,00	30,00	30,00
Composition	Pressure [bar]	4,900	4,900	4,900
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	53,75	1,304	52,45
	Mass Flow [kg/h]	2314	23,58	2290
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,817	2,365e-002	2,793
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,883e+005	-2,856e+005	-3,908e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-13,88	-161,4	-10,21
	Heat Flow [kJ/h]	-2,087e+007	-3,726e+005	-2,050e+007

Figure V.20 : Paramètres d'entrée-sortie de séparateur 2

eparator: V-100

		CO2*	WLD	CO2-F
Worksheet				
Conditions	Nitrogen	0,0001	0,0000	0,0001
Properties	Helium	0,0001	0,0000	0,0001
Composition	CO2	0,9628	0,0024	0,9867
PF Specs	Methane	0,0030	0,0000	0,0031
	Ethane	0,0007	0,0000	0,0007
	Propane	0,0001	0,0000	0,0001
	i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
	i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
	Mercury	0,0000	0,0000	0,0000
	H2O	0,0331	0,9976	0,0091
	H2S	0,0000	0,0000	0,0000
	MDEAmine	0,0000	0,0000	0,0000
	Piperazine	0,0000	0,0000	0,0000

Figure V.21 : Compositions des éléments dans le séparateur

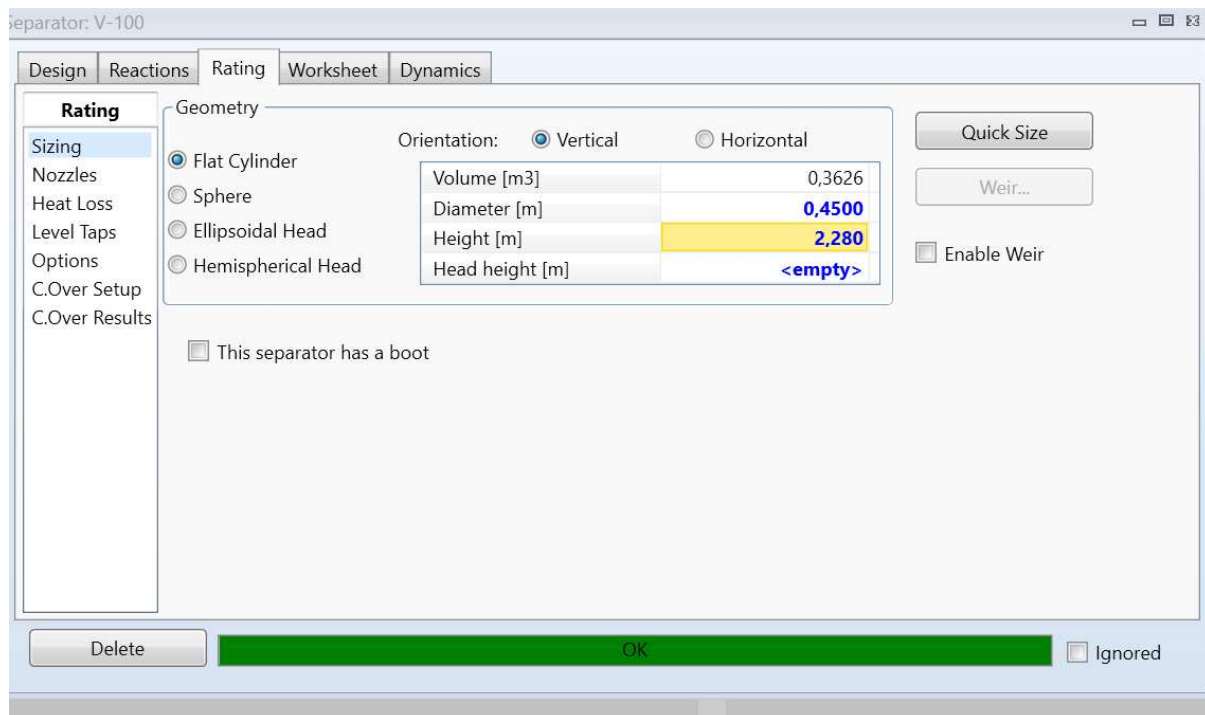


Figure V.22 : Résultats du séparateur 2

V.6.6 Etape 6 (Compresseur 2)

Ce compresseur absorbe le CO₂ qui sort de l'échangeur à (30 °C ; 4,9 bar) et le refoule à (138,6 °C ; 15 bar) vers le condenseur.

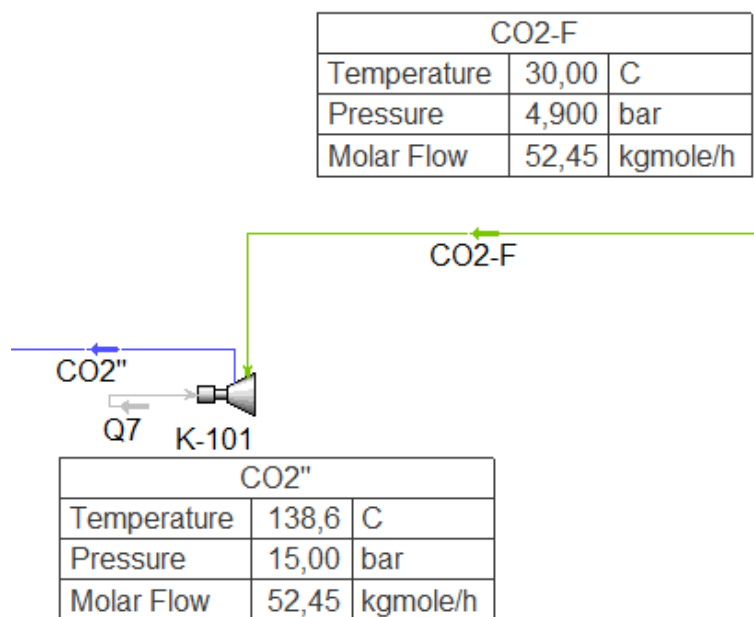


Figure V.23 : Compresseur 2 simulé par HYSYS

mpressor: K-101				
Design Rating Worksheet Performance Dynamics				
Worksheet	Name	CO2-F	CO2''	Q7
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	30,00	138,6	<empty>
Composition	Pressure [bar]	4,900	15,00	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	52,45	52,45	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2290	2290	<empty>
	LiqVol Flow [m3/h]	2,793	2,793	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,908e+005	-3,867e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-10,21	-7,624	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-2,050e+007	-2,028e+007	2,171e+005
Delete OK ☒ On ☐ Ignored				

Figure V.24 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur 2

Compressor: K-101

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
		Worksheet		
Conditions			CO2-F	CO2"
Properties		Nitrogen	0,0001	0,0001
Composition		Helium	0,0001	0,0001
PF Specs		CO2	0,9867	0,9867
		Methane	0,0031	0,0031
		Ethane	0,0007	0,0007
		Propane	0,0001	0,0001
		i-Butane	0,0000	0,0000
		n-Butane	0,0000	0,0000
		i-Pentane	0,0000	0,0000
		n-Pentane	0,0000	0,0000
		n-Hexane	0,0000	0,0000
		Mercury	0,0000	0,0000
		H2O	0,0091	0,0091
		H2S	0,0000	0,0000
		MDEAmine	0,0000	0,0000
		Piperazine	0,0000	0,0000

Delete OK ☒ On ☐ Ignored

Figure V.25 : Compositions des éléments dans le compresseur 2

Compressor: K-101

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
		Performance		
Results			Results	
Power			Adiabatic Head [m]	7248
			Polytropic Head [m]	7508
			Adiabatic Fluid Head [kJ/kg]	71,08
			Polytropic Fluid Head [kJ/kg]	73,63
			Adiabatic Efficiency	75,000
			Polytropic Efficiency	77,689
			Power Consumed [kW]	60,30
			Polytropic Head Factor	1,0014
			Polytropic Exponent	1,3736
			Isentropic Exponent	1,2687
			Speed [rpm]	<empty>

Delete OK ☒ On ☐ Ignored

Figure V.26 : Résultats du compresseur 2

V.6.7 Etape 7 (l'échangeur 3)

Le CO2 comprimé rentre dans le condenseur (échangeur 3) avec une température de (138,6,7°C ; 15 bars) et sort avec (30 °C ; 14.5 bars) (Figure V.27) (Figure V.28) (Figure V.29).

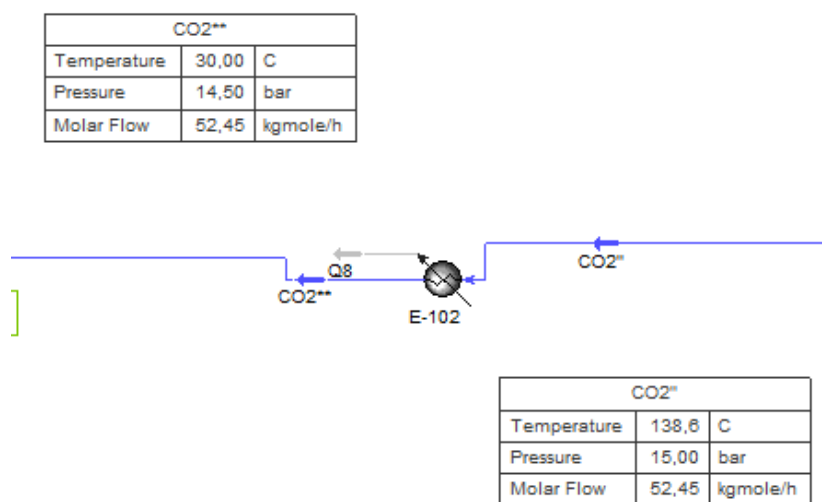


Figure V.27 : Echangeur 3 simulé par HYSYS

Cooler: E-102				
Design Rating Worksheet Performance Dynamics				
Worksheet	Name	CO2**	CO2**	Q8
Conditions	Vapour	1,0000	0,9942	<empty>
Properties	Temperature [C]	138,6	30,00	<empty>
Composition	Pressure [bar]	15,00	14,50	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	52,45	52,45	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2290	2290	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,793	2,793	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,867e+005	-3,915e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-7,624	-20,96	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-2,028e+007	-2,053e+007	2,518e+005

Figure V.28 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 3

Cooler: E-102				
Design Rating Worksheet Performance Dynamics				
Worksheet		CO2**	CO2**	
Conditions	Nitrogen	0,0001	0,0001	
Properties	Helium	0,0001	0,0001	
Composition	CO2	0,9867	0,9867	
PF Specs	Methane	0,0031	0,0031	
	Ethane	0,0007	0,0007	
	Propane	0,0001	0,0001	
	i-Butane	0,0000	0,0000	
	n-Butane	0,0000	0,0000	
	i-Pentane	0,0000	0,0000	
	n-Pentane	0,0000	0,0000	
	n-Hexane	0,0000	0,0000	
	Mercury	0,0000	0,0000	
	H2O	0,0091	0,0091	
	H2S	0,0000	0,0000	
	MDEAmine	0,0000	0,0000	
	Piperazine	0,0000	0,0000	

Figure V.29 : Compositions des éléments dans l'échangeur 3

V.6.8 Etape 8 (Ballon de séparateur 3)

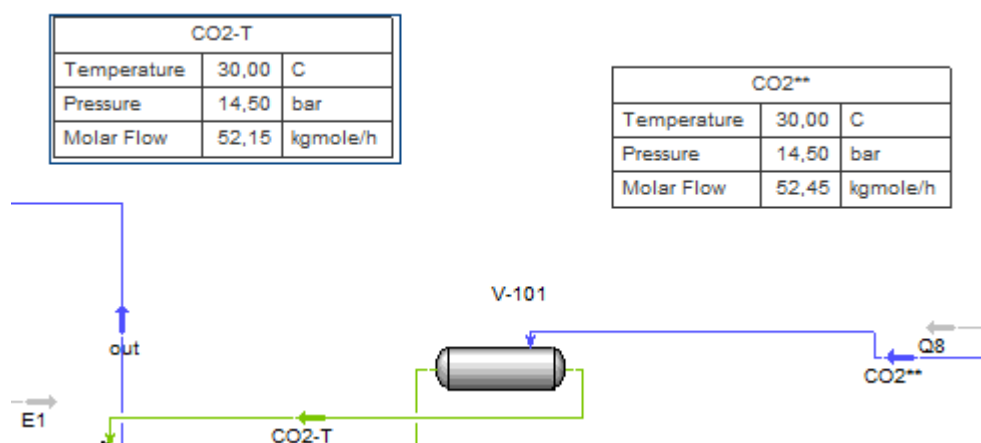


Figure V.30 : Ballon 3 simulé par HYSYS

Separator: V-101				
Design Reactions Rating Worksheet Dynamics				
Worksheet	Name	CO2**	WLD*	CO2-T
Conditions	Vapour	0,9942	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	30,00	30,00	30,00
Composition	Pressure [bar]	14,50	14,50	14,50
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	52,45	0,3018	52,15
	Mass Flow [kg/h]	2290	5,488	2285
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,793	5,518e-003	2,788
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,915e+005	-2,861e+005	-3,921e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-20,96	-161,0	-20,15
	Heat Flow [kJ/h]	-2,053e+007	-8,635e+004	-2,045e+007

Figure V.31 : Paramètres d'entrée-sortie d3 ballon 3

Separator: V-101				
Design Reactions Rating Worksheet Dynamics				
Worksheet		CO2**	WLD*	CO2-T
Conditions	Nitrogen	0,0001	0,0000	0,0001
Properties	Helium	0,0001	0,0000	0,0001
Composition	CO2	0,9867	0,0066	0,9924
PF Specs	Methane	0,0031	0,0000	0,0031
	Ethane	0,0007	0,0000	0,0007
	Propane	0,0001	0,0000	0,0001
	i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
	i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
	Mercury	0,0000	0,0000	0,0000
	H2O	0,0091	0,9934	0,0034
	H2S	0,0000	0,0000	0,0000
	MDEAmine	0,0000	0,0000	0,0000
	Piperazine	0,0000	0,0000	0,0000

Figure V.32 : Compositions des éléments dans ballon 3

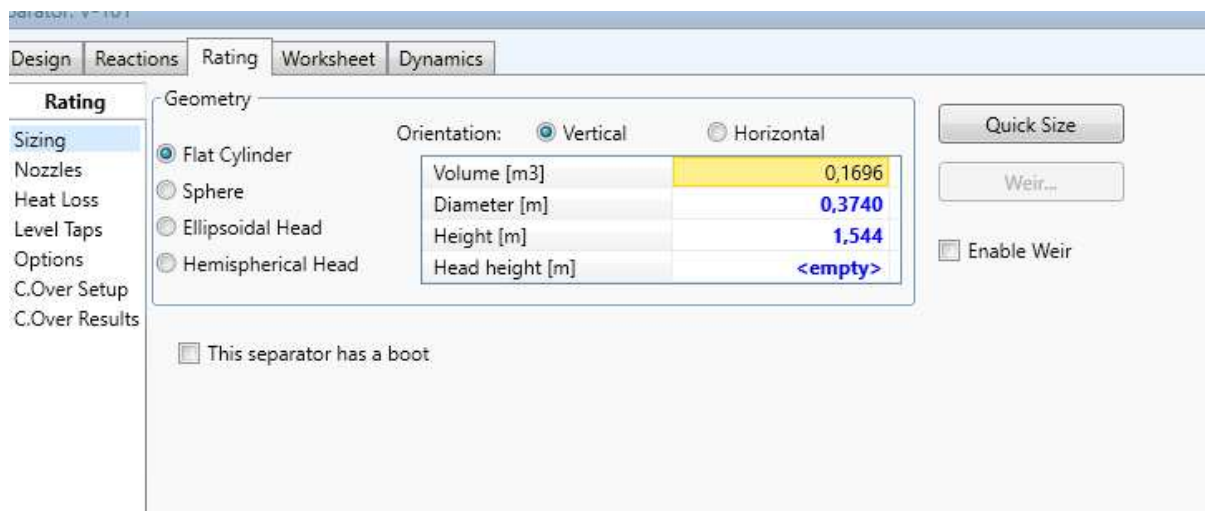


Figure V.33 : Résultats du ballon 3

V.6.9 Etape 9 (Compresseur 3):

Ce compresseur absorbe le CO₂ qui sort de l'échangeur à (30 °C ; 14,5 bar) et le refoule à (99,78 °C ; 30 bar) vers le condenseur.

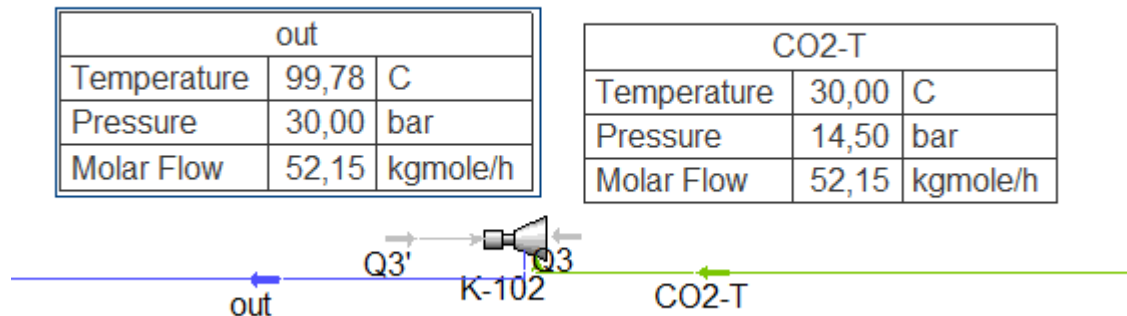


Figure V.34 : Compresseur 3 simulé par HYSYS

Compressor: K-102

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet

Conditions Properties Composition PF Specs

Name	CO2-T	out	Q3*
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	30,00	99,78	<empty>
Pressure [bar]	14,50	30,00	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	52,15	52,15	<empty>
Mass Flow [kg/h]	2285	2285	<empty>
LiqVol Flow [m3/h]	2,788	2,788	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,921e+005	-3,896e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-20,15	-18,48	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-2,045e+007	-2,032e+007	1,271e+005

Delete OK ☒ On ☐ Ignored

View Convergence

Figure V.35 : Paramètres d'entrée-sortie du compresseur 3

Compressor: K-102

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet

Conditions Properties Composition PF Specs

	CO2-T	out
Nitrogen	0,0001	0,0001
Helium	0,0001	0,0001
CO2	0,9924	0,9924
Methane	0,0031	0,0031
Ethane	0,0007	0,0007
Propane	0,0001	0,0001
i-Butane	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000
Mercury	0,0000	0,0000
H2O	0,0034	0,0034
H2S	0,0000	0,0000
MDEAmine	0,0000	0,0000
Piperazine	0,0000	0,0000

Delete OK ☒ On ☐ Ignored

Figure V.36 : Compositions des éléments dans le compresseur 3

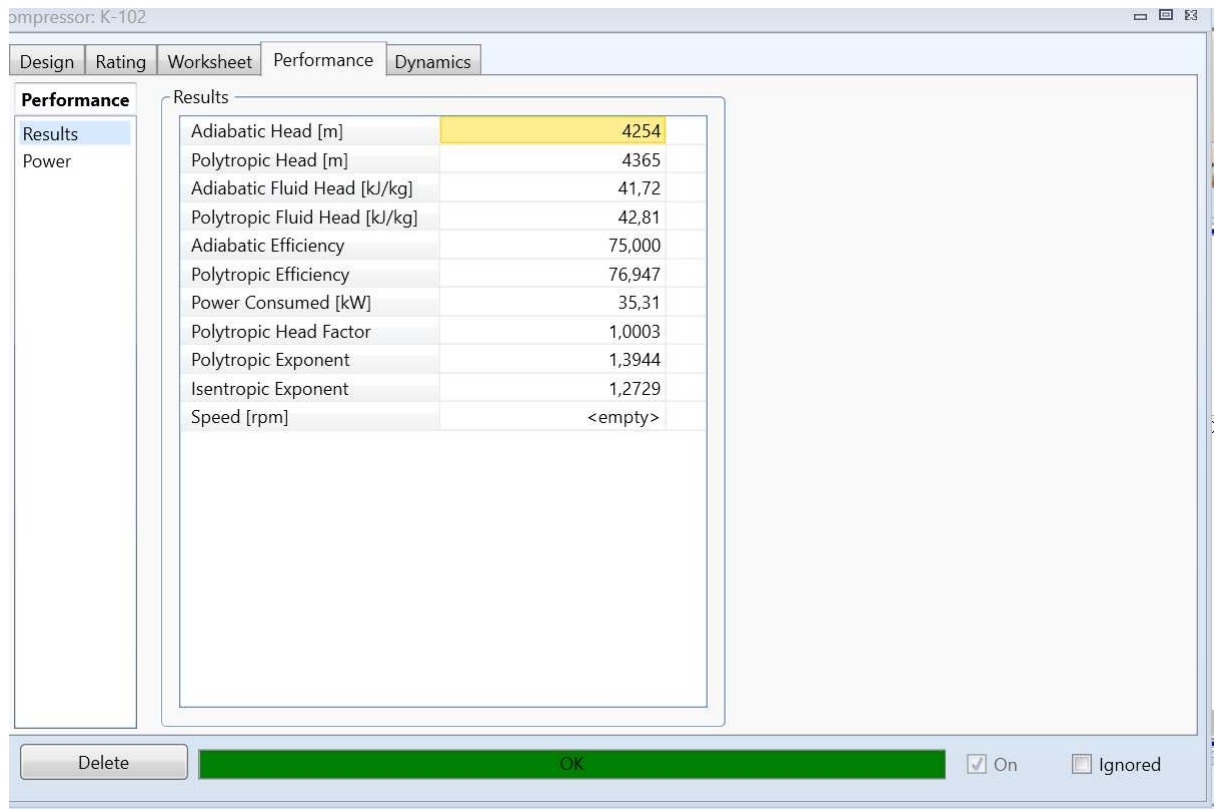


Figure V.37 : Résultats du compresseur 3

V.6.10 Etape 10 (l'échangeur 4)

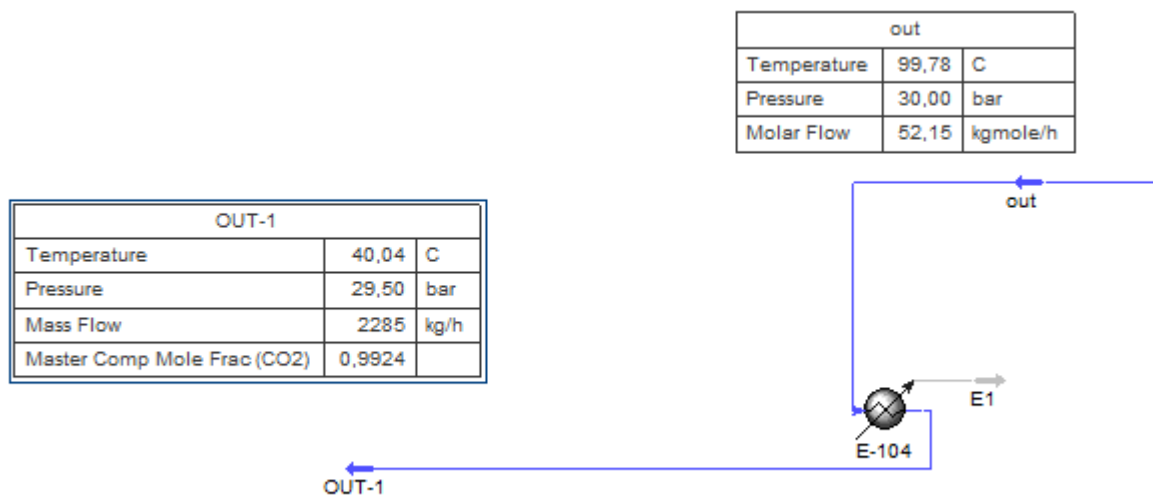


Figure V.38 : Echangeur 4 simulé par HYSYS

Cooler: E-104				
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
Worksheet				
Conditions		Name	out	OUT-1
Properties		Vapour	1,0000	1,0000
Composition		Temperature [C]	99,78	40,04
PF Specs		Pressure [bar]	30,00	29,50
		Molar Flow [kgmole/h]	52,15	52,15
		Mass Flow [kg/h]	2285	2285
		Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,788	2,788
		Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,896e+005	-3,923e+005
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-18,48	-26,24
		Heat Flow [kJ/h]	-2,032e+007	-2,046e+007
				1,406e+005

Figure V.39 : Paramètres d'entrée-sortie d'échangeur 4

Cooler: E-104				
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
Worksheet				
Conditions			out	OUT-1
Properties		Nitrogen	0,0001	0,0001
Composition		Helium	0,0001	0,0001
PF Specs		CO2	0,9924	0,9924
		Methane	0,0031	0,0031
		Ethane	0,0007	0,0007
		Propane	0,0001	0,0001
		i-Butane	0,0000	0,0000
		n-Butane	0,0000	0,0000
		i-Pentane	0,0000	0,0000
		n-Pentane	0,0000	0,0000
		n-Hexane	0,0000	0,0000
		Mercury	0,0000	0,0000
		H2O	0,0034	0,0034
		H2S	0,0000	0,0000
		MDEAmine	0,0000	0,0000
		Piperazine	0,0000	0,0000

Figure V.40 : Compositions des éléments dans l'échangeur 4

V.7 Discussion des résultats

Les données démontrent que le processus de capture du CO₂ est efficace et produit des résultats cohérents.

Les échangeurs fonctionnent correctement et refroidissent le gaz après chaque compression, ce qui donne lieu à une perte de charge très faible, inférieure à 0,5 bar. Cela signifie que le gaz s'écoule facilement et que les dimensions choisies sont appropriées pour le processus de capture du dioxyde de carbone.

Les séparateurs éliminent progressivement l'eau du mélange de gaz. Le premier séparateur élimine 125 kilogrammes d'eau par heure, le deuxième séparateur élimine 23 kilogrammes d'eau par heure, et le troisième séparateur élimine juste 5 kilogrammes d'eau par heure. Il est logique que la taille des séparateurs diminue progressivement avec le processus de capture du dioxyde de carbone, ce qui correspond au volume d'eau à traiter dans le processus de capture du dioxyde de carbone.

Les compresseurs fonctionnent de manière stable avec un rendement d'environ 77%. La consommation d'énergie a diminué et la pression a augmenté, passant de 77,8 KW à 60,3 KW, puis à 35,3 LW. Cela est logique, car le gaz devient plus concentré et donc plus facile à comprimer. Finalement, nous produisons 2 285 kg/h par heure de CO₂ avec un taux de pureté de 99,24 %. Cela représente environ 55 tn/j (un excellent résultat) . Donc la solution proposée est techniquement réalisable. Elle offre des avantages économiques, étant donné que les appareils sont bien dimensionnés, les pertes restent minimales et l'anhydride carbonique présente une qualité optimale.

Conclusion

Nous avons utilisé la simulation HYSYS pour valider toutes les étapes du processus de récupération et de compression du dioxyde de carbone. Les échangeurs de chaleur refroidissent le dioxyde de carbone de 162 degrés Celsius à 40 degrés Celsius. Les trois séparateurs consécutifs retirent progressivement l'eau et augmentent ainsi la pureté du dioxyde de carbone, qui passe de 85,25 pour cent à 99,24 pour cent. Les compresseurs utilisés dans le processus consomment au total 173,45 kilowatts et permettent d'obtenir une pression de 30 bar avec des rendements d'environ 77 pour cent. Les résultats des calculs théoriques et des simulations HYSYS correspondent parfaitement, ce qui démontre que le dimensionnement de l'installation est fiable. Finalement, notre installation est techniquement

réalisable et produit un dioxyde de carbone purifié à 99,24 pour cent, qui est prêt à être valorisé

Recommandations

Après avoir analysé la situation, nous suggérons plusieurs mesures pour améliorer la façon dont nous capturons et utilisons le dioxyde de carbone dans le complexe GL2Z. Nous voulons faire cela sans augmenter les coûts et en réduisant l'impact sur l'environnement.

1. Remplacement des conduites V-106

Nous pensons qu'il serait bénéfique de remplacer la tuyauterie V-106 qui relie l'échangeur E-101 à l'absorbeur V-101. Actuellement, cette tuyauterie est utilisée pour acheminer le gaz naturel en provenance de Hassi R'mel, qui contient très peu de dioxyde de carbone, moins de 1 pour cent. Puisque nous voulons augmenter les capacités de capture du dioxyde de carbone, la quantité de dioxyde de carbone que nous allons capturer va être nettement plus élevée. Le problème est que la section actuelle de cette tuyauterie pourrait devenir un obstacle et ralentir le flux de gaz .

Solution proposée

L'installation d'un nouveau tuyau de plus grand diamètre ou l'ajout d'une conduite supplémentaire en parallèle est à l'étude.

2. Installation des équipements sans arrêt de production

Le site GL2Z organise des arrêts planifiés tous les cinq ans. Ces arrêts durent environ quarante-cinq jours. L'objectif principal de ces arrêts est de procéder à des opérations de maintenance. Il s'agit également de nettoyer les installations et de les examiner en détail.

Nous suggérons d'installer des équipements pour capturer le dioxyde de carbone. Vous pouvez par exemple installer des échangeurs, des compresseurs, des séparateurs et des vannes. Il est préférable de les installer pendant ces périodes d'arrêt.

Cette approche présente plusieurs avantages.

- Elle permet d'économiser sur les coûts. En effet, vous n'avez pas besoin d'effectuer un arrêt spécifique. Cela vous permet d'éviter une perte de production de gaz naturel liquéfié.
- Elle permet de mettre en place les équipements de manière progressive. Vous pouvez assembler les matériels hors ligne. Vous pouvez aussi les tester avant de les installer.

3. Valorisation directe sans stockage : vente aux industriels locaux

Nous pensons qu'il serait très avantageux de vendre le dioxyde de carbone capté à des entreprises industrielles situées près du site GL2Z, comme par exemple **Rayan Ox** à Bethioua et **Linde Gaz Algérie** . quelques-uns des avantages clés du CO₂ :

Les entreprises sont situées à proximité, à moins de 20 kilomètres, ce qui réduit les coûts de transport et d'infrastructure du CO₂ .

Il n'y a pas de frais de stockage à long terme pour le dioxyde de carbone, ce qui est un avantage financier notable . La vente directe du CO₂ permet de générer des revenus rapidement

4. Réinvestissement des bénéfices dans un projet de récupération au sud

Il est recommandé de réinvestir les bénéfices générés par la vente directe de CO₂ dans un projet visant à valoriser le dioxyde de carbone en amont, plus précisément au niveau des champs gaziers situés dans la région sud, notamment à Hassi R'mel.

Les avantages de cette approche sont les suivants :

- La suppression du dioxyde de carbone dès sa source signifie que le gaz naturel qui arrive à GL2Z est déjà décarboné. Cela réduit la charge de travail de l'unité MEA et optimise les performances des procédés de liquéfaction.

- Les coûts de transport sont réduits, car il n'est plus nécessaire de déplacer le dioxyde de carbone capturé sur de longues distances.
- Les coûts logistiques pour les projets d'EOR ou de conservation sont améliorés.

5. Utilisation de l'énergie solaire pour alimenter les équipements

Dans le but de promouvoir le développement durable et de réduire les coûts énergétiques, nous proposons d'équiper certains de nos équipements, tels que les compresseurs et les pompes, de panneaux solaires photovoltaïques. Ces panneaux seraient installés sur les toits ou les terrains disponibles dans le complexe.

6. Choix de la voie de valorisation

En évaluant les différentes manières de valoriser les ressources, nous pensons que l'extraction assistée d'hydrocarbures, est la meilleure option. Cette méthode consiste à injecter du dioxyde de carbone pour extraire plus d'hydrocarbures.

Voici les critères que nous avons utilisés pour prendre cette décision :

- La proximité et la synergie sont importantes : Sonatrach possède déjà des gisements de pétrole matures, comme Hassi Messaoud, et a les compétences nécessaires pour injecter du gaz.
- L'efficacité de l'extraction assistée d'hydrocarbures est prouvée : elle peut améliorer le taux de récupération des hydrocarbures de 20% à 60% , ce qui est mieux que les 35% obtenus avec l'exploitation primaire.
- L'encapsulation géologique est un avantage : une partie du dioxyde de carbone injecté reste piégée dans les pores du réservoir.
- La viabilité technique de l'extraction assistée d'hydrocarbures est assurée : la technologie est éprouvée et Sonatrach l'a déjà utilisée, par exemple dans le projet In Salah.

-Les perspectives économiques sont prometteuses : l'évaluation à grande échelle de l'extraction assistée d'hydrocarbures est conforme à la stratégie nationale visant à réduire les gaz à effet de serre.

CONCLUSION GÉNÉRALE

CONCLUSION GÉNÉRALE

Nous avons acquis une bonne compréhension des techniques de capture et de compression du dioxyde de carbone lors d'un projet au complexe GL2/Z à Oran. L'objectif principal de ce projet était de créer un dispositif efficace pour capter une grande partie des émissions de dioxyde de carbone des unités de traitement. Nous avons pour but de réutiliser le dioxyde de carbone dans des domaines industriels importants. Le dioxyde de carbone peut notamment être utilisé pour fabriquer des urées, dans l'industrie des boissons gazeuses ou encore pour améliorer la récupération du pétrole.

L'équipement pour le traitement du gaz est complet. Tout commence par le refroidissement des gaz, qui se fait à l'aide d'échangeurs de chaleur. Ensuite, on sépare les phases liquides et gazeuses en utilisant des séparateurs de ballons. Après cela, le gaz est comprimé progressivement jusqu'à atteindre les conditions nécessaires pour son stockage et son transport.

La taille de chaque appareil a été déterminée avec soin grâce à des calculs théoriques. Ensuite, ces dimensions ont été vérifiées en utilisant la simulation numérique des données réelles dans le logiciel Aspen HYSYS.

Les résultats que nous avons obtenus sont vraiment encourageants. Nous avons testé notre méthode à chaque étape en utilisant la simulation HYSYS. Le premier échangeur de chaleur refroidit considérablement le dioxyde de carbone. Sa température passe de 60 °C à 30 °C. C'est vraiment un rafraîchissement notable. Cela permet aussi un transfert de chaleur d'environ 370 000 kJ/h. Ensuite, le séparateur intermédiaire élimine principalement l'eau du mélange. La teneur en vapeur d'eau dans le flux gazeux passe de 14,39 % à 3,31 %. C'est vraiment une réduction importante. Le premier compresseur augmente la pression de 1,3 bar à 5 bar. Il produit une chaleur de sortie de 162 degrés Celsius. Pour fonctionner, le premier compresseur a besoin de 77,84 kW d'énergie. Son efficacité polytropique est de 78 %.

Après un second refroidissement à 30 °C, on ajoute un autre séparateur. Celui-ci permet d'éliminer 23,58 kg/h d'eau supplémentaire. La pureté du dioxyde de carbone atteint alors 98,67 pour cent. Ensuite, on passe au second compresseur. La pression passe à 15 bars. La température à la sortie est de 138,6 °C. Ce compresseur consomme 60,30 kW d'énergie. Après cela, on met en place un troisième mécanisme de refroidissement avec un troisième séparateur. La pureté atteint alors 99,24 pour cent. Les résidus d'eau restants sont éliminés. Il

y en a 5,49 kg/h. Ensuite, le troisième compresseur fait monter la pression à 30 bars. La température de sortie est de 99,78 °C. Le troisième compresseur produit une puissance de 35,31 kW. Finalement, on utilise un échangeur thermique final. Il permet de rafraîchir le dioxyde de carbone jusqu'à une température de 40 °C. Le dioxyde de carbone est alors prêt pour sa conservation ou son acheminement.

En résumé, l'installation permet de produire un flux de CO₂ purifié à hauteur de 2 285 kg/h. Cela correspond à environ 54,8 tonnes par jour. La pureté finale atteint 99,24 %. Les trois compresseurs utilisés ensemble consomment 173,45 kW d'électricité. Ils ont des performances énergétiques de 78,06 %, 77,69 % et 76,95 %. C'est une efficacité très appréciable pour une utilisation industrielle.

HYSYS nous aide à déterminer les dimensions des installations et à les surveiller. Cela nous permet de voir que les installations sont petites et qu'elles correspondent aux besoins du lieu où elles se trouvent. Le premier séparateur de ballon a une capacité de 0,574 m³. Il fait 0,56 m de diamètre et mesure 2,33 m de hauteur. Le deuxième séparateur de ballon est plus petit que le premier séparateur de ballon. Il a un volume de 0,363 m³. Son diamètre est de 0,45 m et sa hauteur est de 2,28 m. Le troisième séparateur de ballon a un volume de 0,170 m³. Il mesure 0,374 m de diamètre et 1,54 m de hauteur. On peut clairement voir que la quantité d'eau à traiter diminue à chaque niveau.

Du point de vue écologique, cette action est vraiment remarquable. Elle s'aligne parfaitement avec les buts de diminution des gaz à effet de serre. En interceptant le dioxyde de carbone qui finirait autrement dans l'atmosphère, nous prenons une part proactive dans la bataille contre le réchauffement mondial. Cette réalisation pourrait engendrer un impact véritable. Elle diminue de façon importante l'empreinte carbone globale. En outre, il s'agit d'une solution pérenne pour la gestion des émissions gazeuses. Ce projet illustre notre engagement pour la sauvegarde de l'environnement. Nous agissons de manière tangible pour réduire notre empreinte climatique. C'est une avancée significative vers un futur plus durable. Nous sommes véritablement résolus à créer un impact.

Pour conclure, l'initiative de capture et de réutilisation du CO₂ marque un progrès notable pour l'industrie algérienne. Elle allie efficacité technique, respect de l'environnement et adéquation au secteur. Les résultats montrent clairement que notre proposition est viable, avec un CO₂ purifié à 99,24 % et une chaîne de compression totalement maîtrisée.

Nous souhaitons vraiment que les personnes responsables du complexe GL2/Z d'Oran voient l'opportunité que nous leur offrons et décident de mettre en œuvre notre idée. Ce projet pourrait être un exemple pour d'autres installations industrielles en Algérie. Surtout dans les zones du Sahara, il est possible de capter beaucoup de CO₂. Si le projet du complexe GL2/Z se réalise, il aiderait à moderniser l'industrie du pays. Le projet du complexe GL2/Z permettrait aussi de créer des emplois qui nécessitent des compétences spécifiques. Cela renforcerait à la fois la croissance durable et l'indépendance énergétique de l'Algérie.

Références bibliographiques

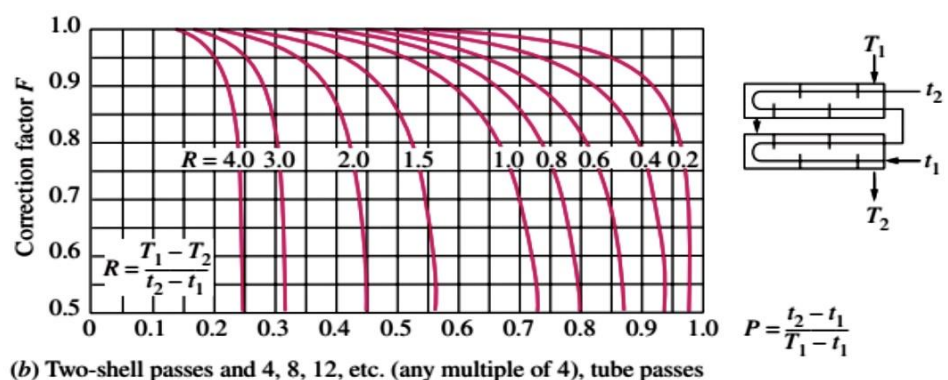
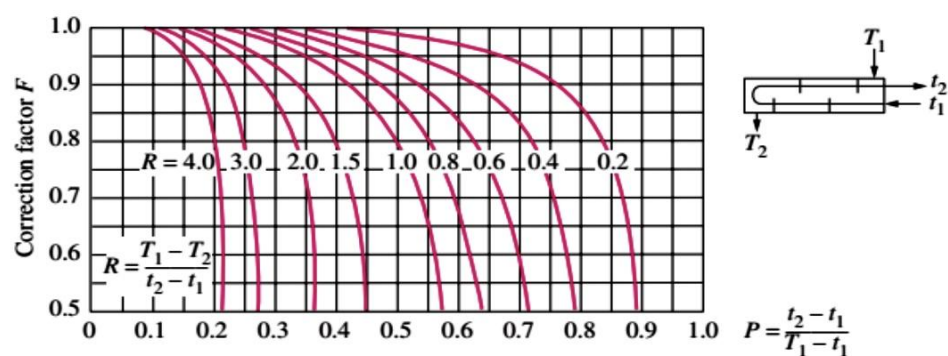
1. Manuel de service formation IAP, 2011 .
2. Manuel de service formation GL2/Z « Soft (Procède De Liquéfaction Du Gaz Naturel)Process », 2010.
3. Manuel opératoire du complexe GL2Z, 1993.
4. Gaz Naturel Production Traitement Transport. Alexandre ROJEY Editions Technip 1994.
5. Sonatrach. (2015). Rapport de stage du complexe GL2/Z [Rapport de stage non publié]. Complexe GL2/Z, Bethioua, Algérie.
6. Soft traitement gaz- Service formation GL2Z.
7. Soft chaudières- Service formation GL2Z.
8. Gomes, C. (2013). Une approche diagonale pour la transformation catalytique du dioxyde de carbone (Doctoral dissertation, Université Paris Sud-Paris XI).
9. RECORD, A., & DUMERGUES, L. (2016). Valorisation du CO₂ Partie 1 : Voies directes et voies avec transformation biologique. In Techniques de l'ingénieur Chimie verte: Vol. base documentaire : TIP142WEB. (Numéro ref. article : g1816). Editions T.I.
10. Testud, F. (2010). Dioxyde de carbone. EMC–Pathologie professionnelle et de l'environnement, 1-5.
11. La capture et le stockage du CO₂ en questions - Anne-Laure de Marignan - IFP 2005
12. votreimpact.org
13. GNL Informations Générales - software d'induction / consolidation élaboré par A.Teyar - Chef d'unité commerciale EST.
14. Chaudières à vapeur à combustible - Christophe Alleau - Edition du 08/02/07.
15. Lecomte, F., Broutin, P., & Lebas, E. (2009). Le captage du CO₂: Des technologies pour réduire les émissions de gaz à effet de serre. Editions Technip
16. Diab, H., (2012). Récupération du CO, rejeté vers l'atmosphère au niveau d la section de décarbonatation du complexe GL1/K.
17. R. Rehan, M. Nehdi / Environmental Science & Policy 8 (2005) 105-114
18. unfccc.int/fr
19. climate.selectra.com
20. greenly.earth.com

21. MEDKOUR, Nouredine, and Abdelaziz BRAHIMI. 2013. "Etude de la capture du CO₂ dans un mélange d'amines." Mémoire de fin d'études, Ecole Nationale Polytechnique .
22. CHERIF, N., & CHEDED, S. (2023). Etude du fonctionnement d'une colonne d'absorption par Hysys 8.8 au niveau du complexe FERTIAL [Mémoire de Master, Université Abdelhamid Ibn Badis - Mostaganem]
23. Planète Énergies. Les 3 voies de la valorisation du CO₂. [En ligne] <https://www.planete-energies.com/fr/media/article/3-voies-valorisation-co2>
24. L. DUMERGUES, B. FAVIER, R. ALVARO CLAVER - APESA, « LES FILIERES DE VALORISATION DU CO ETAT DE L'ART ET AVIS D'EXPERTS ». septembre 2014.
25. Connaissances des Énergies. Quelles sont les techniques de « récupération assistée » des hydrocarbures ?. <https://www.connaissancedesenergies.org/questions-et-reponses-energies/quelles-sont-les-techniques-de-recuperation-assistee-des-hydrocarbures> .
26. ENSAIA - Université de Lorraine. La méthanisation pour valoriser le CO₂. [En ligne] Disponible sur : <https://ensaia.univ-lorraine.fr/fr/content/la-methanisation-pour-valoriser-le-co2>
27. Courty, P., & Chaumette, P. (1987). Syngas: a promising feedstock in the near future. Energy progress, 23-30.
28. Wechem, V. V., & Senden, M. M. (1994). G. Conversion of natural gas to transportation fuels via the shell middle distillate synthesis process (SMDS). Stud Surf Sci Catal, 43-71.
29. Padet, J., (1994). Échangeurs thermiques : méthodes globales de calcul avec 11 problèmes résolus. Paris: Masson.
30. Thonon, B., & Mercier, P. (1995). Echangeurs a plaques: dix ans de recherché au GRETh. Revue générale de thermique, 34(397), 77-90.
31. Wauquier, J. P., (2008). Raffinage du pétrole (Le). Tome 2. Procédés de séparation (Vol. 2). Editions Technip.
32. CHERIF, Nesrine, et Sabah CHEDED. Étude du fonctionnement d'une colonne d'absorption par Hysys 8.8 au niveau du complexe FERTIAL. Mémoire de Master. Université Abdelhamid Ibn Badis - Mostaganem, 2023. Encadré par TERKHI Sabria.
33. M. Fliess, Simulation de systèmes dynamiques : Méthodologie, outils et applications, Ellipses Marketing ed., 2009.

34. T. Lelièvre, Introduction à la simulation numérique en physique : Cours et exercices corrigés, De Boeck Supérieur ed., 2017.

Annexes

Annexe 1 : Facteur de correction F pour les échangeurs de chaleur à tube-calandre



Annexe 2 : Coefficient de transfert sale U's.

ÉCHANGEURS		U _s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ^(a)	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ^(a)	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ^(a)	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	150 - 610	30 - 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
RÉCHAUFFEURS			
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
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu > 2$ 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 3 : Caractéristiques des tubes d'échanges.

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Annexe 4: Disposition des tubes en triangle.

Shell D _s		Tube : 3/4" Pitch=15/16"				Tube : 3/4" Pitch=1"				Tube : 1" Pitch=1 1/4"			
		Number of passes : nt				Number of passes: nt				Number of passes: nt			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20.3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25.4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30.5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33.7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38.7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43.9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48.9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54.0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59.1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63.5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
28	68.6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73.7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78.8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83.8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88.9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94.0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99.0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

Annexe 5: Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de

Reynolds à l'intérieur des tubes.

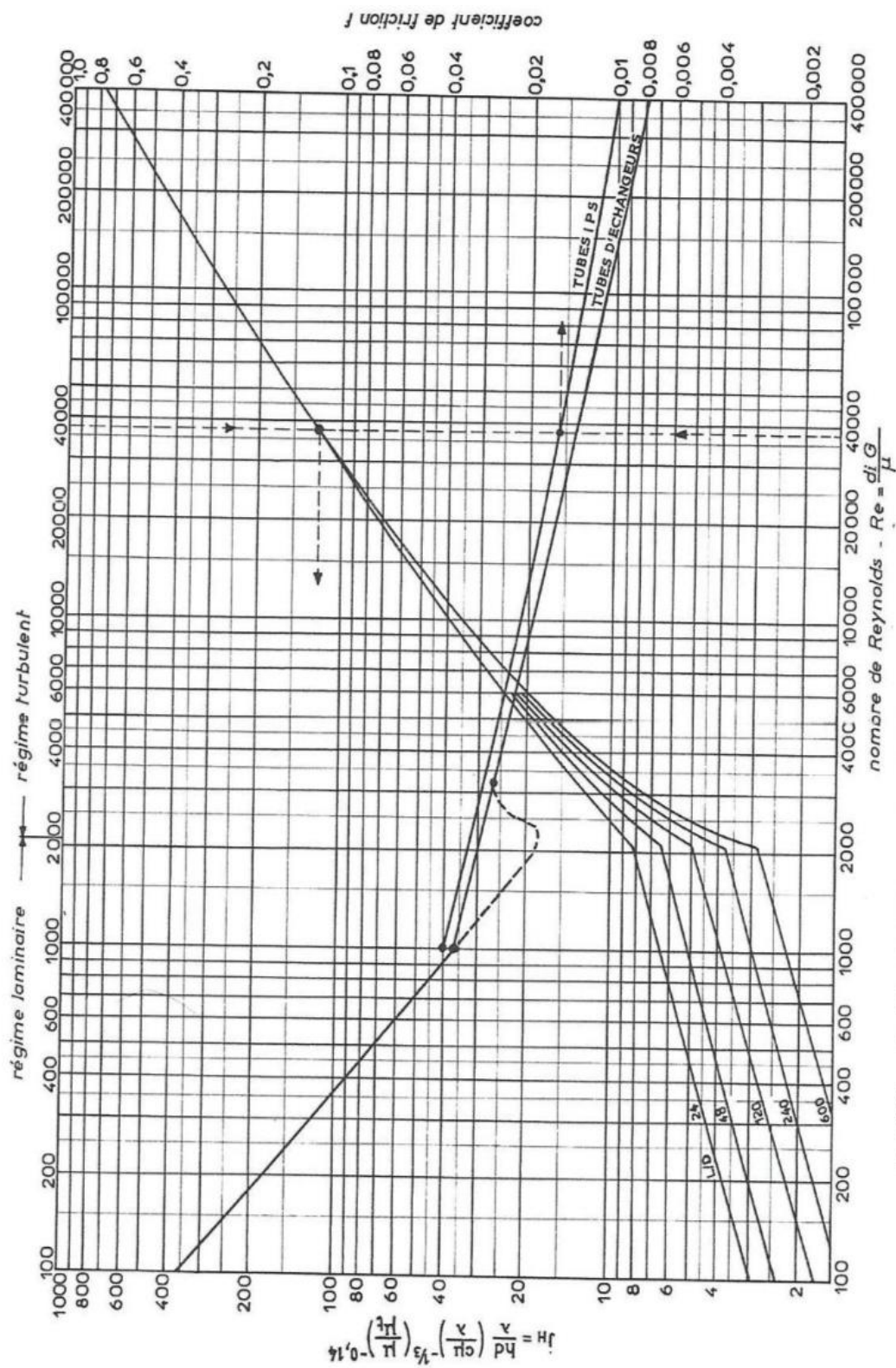


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

Annexe 6: Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié à l'extérieur des tubes.

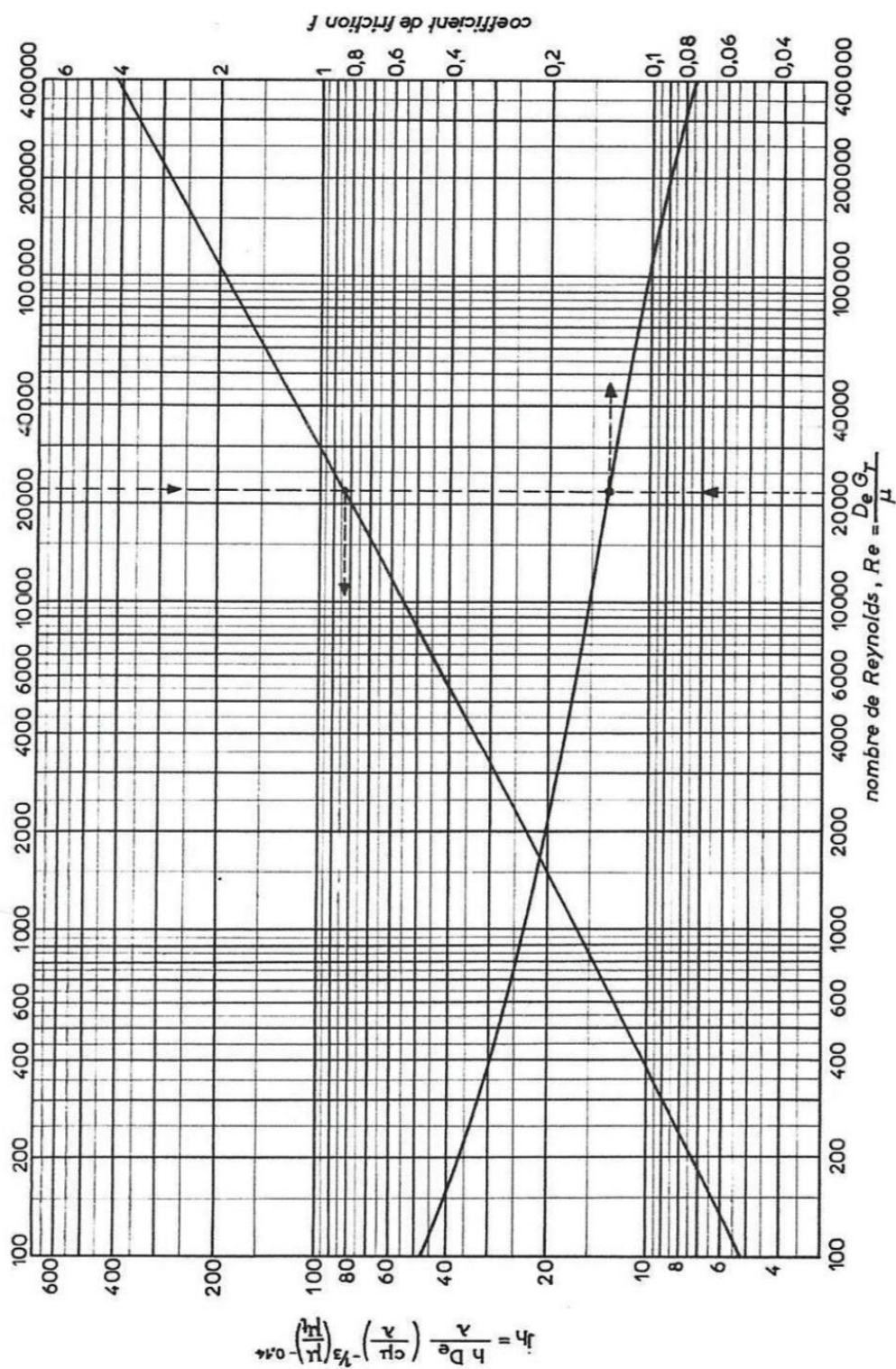


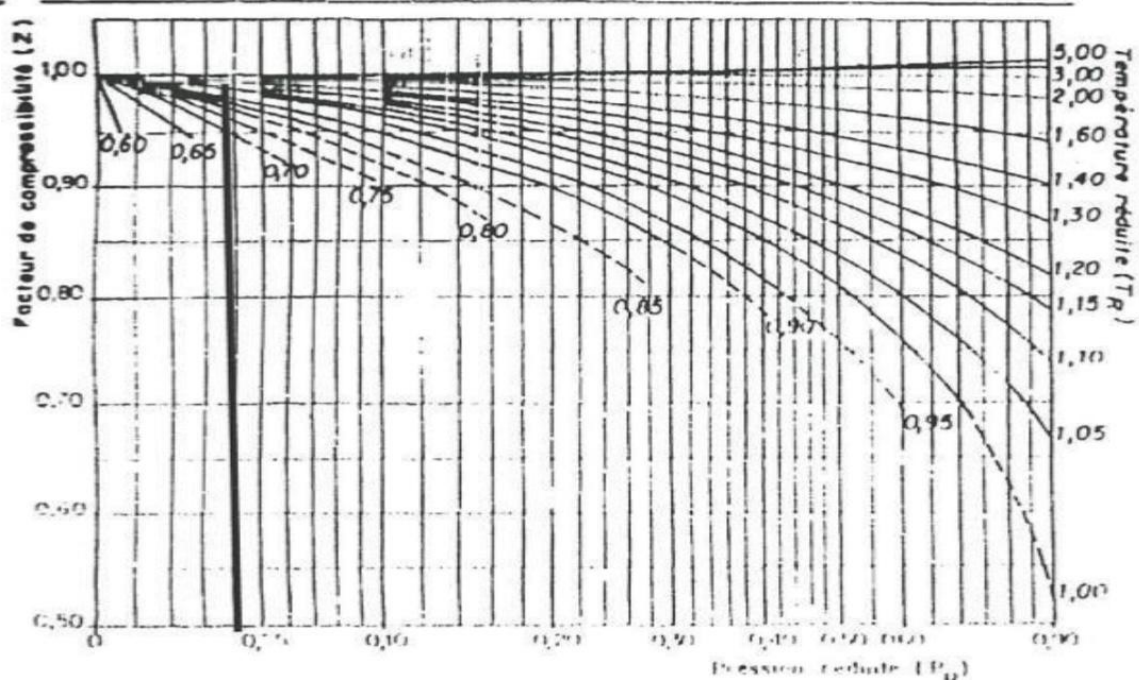
Fig. V.1.26. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

Annexe 7 : Constantes critiques et facteurs acentriques des composés inorganiques et

organiques

Cmpd. no.	Name	Formula	CAS no.	Mol. wt.	T_c , K	P_c , MPa	V_c , m ³ /kmol	Z_c	Acentric factor
1	Acetaldehyde	C ₂ H ₄ O	75-07-0	44.053	466	5.55	0.154	0.221	0.2907
2	Acetamide	C ₂ H ₅ NO	60-35-5	59.067	761	6.6	0.215	0.224	0.4210
3	Acetic acid	C ₂ H ₄ O ₂	64-19-7	60.052	591.95	5.786	0.177	0.208	0.4665
4	Acetic anhydride	C ₄ H ₆ O ₃	108-24-7	102.089	606	4	0.29	0.23	0.4535
5	Acetone	C ₃ H ₆ O	67-64-1	58.079	508.2	4.701	0.209	0.233	0.3065
6	Acetonitrile	C ₂ H ₃ N	75-05-8	41.052	545.5	4.83	0.173	0.184	0.3379
7	Acetylene	C ₂ H ₂	74-86-2	26.037	308.3	6.138	0.112	0.268	0.1912
8	Acrolein	C ₃ H ₄ O	107-02-8	56.063	506	5	0.197	0.234	0.3198
9	Acrylic acid	C ₃ H ₄ O ₂	79-10-7	72.063	615	5.66	0.208	0.23	0.5383
10	Acrylonitrile	C ₃ H _{3.5} N	107-13-1	53.063	535	4.48	0.212	0.214	0.3498
11	Air	Mixture	132259-10-0	28.960	132.45	3.774	0.09147	0.313	
12	Ammonia	H ₃ N	7664-41-7	17.031	405.65	11.28	0.07247	0.242	0.2526
13	Anisole	C ₇ H ₈ O	100-66-3	108.138	645.6	4.25	0.337	0.267	0.3502
14	Argon	Ar	7440-37-1	39.948	150.86	4.898	0.07459	0.291	0.0000
15	Benzamide	C ₇ H ₇ NO	55-21-0	121.137	824	5.05	0.346	0.255	0.5585
16	Benzene	C ₆ H ₆	71-43-2	78.112	562.05	4.895	0.256	0.268	0.2103
17	Benzenethiol	C ₆ H ₅ S	108-98-5	110.177	689	4.74	0.315	0.261	0.2628
18	Benzoic acid	C ₇ H ₆ O ₂	65-85-0	122.121	751	4.47	0.344	0.246	0.6028
19	Benzonitrile	C ₇ H ₅ N	100-47-0	103.121	699.35	4.215	0.3132	0.227	0.3662
20	Benzophenone	C ₁₃ H ₁₀ O	119-61-9	182.218	830	3.352	0.5677	0.276	0.5019
21	Benzyl alcohol	C ₇ H ₈ O	100-51-6	108.138	720.15	4.374	0.382	0.279	0.3631
22	Benzyl ethyl ether	C ₁₁ H ₁₄ O	539-30-0	136.191	662	3.11	0.442	0.25	0.4332
23	Benzyl mercaptan	C ₇ H ₈ S	100-53-8	124.203	718	4.06	0.367	0.25	0.3126
24	Biphenyl	C ₁₂ H ₁₀	92-52-4	154.208	773	3.38	0.497	0.261	0.4029
25	Bromine	Br ₂	7726-95-6	159.808	584.15	10.3	0.135	0.286	0.1290
26	Bromobenzene	C ₆ H ₅ Br	108-86-1	157.008	670.15	4.519	0.324	0.263	0.2506
27	Bromothane	C ₂ H ₅ Br	74-96-4	108.965	503.8	6.23	0.215	0.32	0.2548
28	Bromomethane	CH ₃ Br	74-83-9	94.939	467	8	0.156	0.321	0.1922
29	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	590-19-2	54.090	452	4.36	0.22	0.255	0.1659
30	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	106-99-0	54.090	425	4.32	0.221	0.27	0.1950
31	Butane	C ₄ H ₁₀	106-97-8	58.122	425.12	3.796	0.255	0.274	0.2002
32	1,2-Butanediol	C ₄ H ₁₀ O ₂	584-03-2	90.121	680	5.21	0.303	0.279	0.6305
33	1,3-Butanediol	C ₄ H ₁₀ O ₂	107-88-0	90.121	676	4.02	0.305	0.218	0.7043
34	1-Butanol	C ₄ H ₁₀ O	71-36-3	74.122	563.1	4.414	0.273	0.258	0.5883
35	2-Butanol	C ₄ H ₁₀ O	78-92-2	74.122	535.9	4.188	0.27	0.254	0.5692
36	1-Butene	C ₄ H ₈	106-98-9	56.106	419.5	4.02	0.241	0.278	0.1845
37	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	590-18-1	56.106	435.5	4.21	0.234	0.272	0.2019
38	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	624-64-6	56.106	428.6	4.1	0.238	0.274	0.2176
39	Butyl acetate	C ₈ H ₁₆ O ₂	123-86-4	116.158	575.4	3.09	0.389	0.251	0.4394
40	Butylbenzene	C ₁₀ H ₁₄	104-51-8	134.218	660.5	2.89	0.497	0.262	0.3941
41	Butyl mercaptan	C ₄ H ₉ S	109-79-5	90.187	570.1	3.97	0.307	0.257	0.2714
42	sec-Butyl mercaptan	C ₄ H ₉ S	513-53-1	90.187	554	4.06	0.307	0.271	0.2506
43	1-Butyne	C ₄ H ₆	107-00-6	54.090	440	4.6	0.208	0.262	0.2470
44	Butyraldehyde	C ₄ H ₈ O	123-72-8	72.106	537.2	4.32	0.258	0.25	0.2774
45	Butyric acid	C ₄ H ₈ O ₂	107-92-6	88.105	615.7	4.06	0.293	0.232	0.6805
46	Butyronitrile	C ₄ H ₇ N	109-74-0	69.105	582.25	3.79	0.278	0.218	0.3714
47	Carbon dioxide	CO ₂	124-38-9	44.010	304.21	7.383	0.094	0.274	0.2239
48	Carbon disulfide	CS ₂	75-15-0	76.141	552	7.9	0.16	0.275	0.1107
49	Carbon monoxide	CO	630-08-0	28.010	132.92	3.499	0.0944	0.299	0.0482

Annexe 8 : Abaque de détermination de facteur de compressibilité



Annexe 9 : Caractéristiques et vitesse d'un compresseur centrifuge en fonction des dimensions d'enveloppe.

Nominale rang Inlet m ³ /h	Avge polytropique efficiency	Avge adiabatique efficiency	Speed (rpm) to develop 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 : Recommandation pour le choix du temps de rétention et de temps d’alarme en fonction du service du ballon

	Hold up time (mn) NLL-LLL	Surge time (mn) NLL-HLL
A. Ballon d'alimentation d'une unité.	10	5
B. Ballon séparateur alimentant:		
1. Une colonne;	5	3
2. Un autre ballon ou réservoir		
▪ avec une pompe à travers un échangeur;	5	2
▪ sans pompe	2	1
3. Alimentation d'un four	10	3
C. Ballon accumulateur (reflux- produit)		
1. Reflux uniquement	3	2
2. Reflux plus produit	3 +	2 +
(+ temps de rétention approprié pour le produit de tête voir B)		
D. Fond de colonne		
1. Alimentation d'une autre colonne	5	2
2. Alimentation d'une autre colonne		
▪ avec pompe ou à travers un échangeur	5	2
▪ sans pompe	2	1
E. Ballon d'aspiration d'un compresseur	▪ 3 mn entre HLL et HLSD (entre alarme et fermeture) ; ▪ 10 mn entre ligne de soudure du fond et l'alarme HLL.	
F. Ballon de torche	20à 30 mn à HLL	

Annexe 11 : Valeurs de H_{LLL} en fonction de diamètre

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

Annexe 1 : Facteur de correction F pour les échangeurs de chaleur à tube-calandre.