



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
Abdelhamid Ibn Badis University - Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق
Department of Process Engineering



Department of Process Engineering

The Date 22/06/2023

Ref :...../U.M/F.S.T/2023

قسم هندسة الطرائق

التاريخ : 2023/06/22

رقم : / ج.م.ك.ع.ت//2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DEMASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie Chimique

Thème

**Étude comparative de la décarbonatation du gaz naturel par les
différentes solutions d'amines utilisant HYSYS.**

Présenté par

GHERMOUL Hakima

Soutenu le 22/06/ 2023 devant le jury composé de :

Présidente :	M ^{me} TERKHI Sabria	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	M ^{me} BENMEKKI Fadila	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	M ^r SMAIL Bentaiba	MAA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2022/2023

REMERCIEMENT

Je tiens tout d'abord à remercier Dieu le tout-puissant, qui m'a donné la force et la patience d'accomplir ce Modeste travail.

J'adresse mes chaleureux remerciements à M^{er}. LAIDAT Abdelmadjid, chef de zone du complexe GL2/Z pour sa disponibilité et ses conseils très précieux tout au long du cheminement de ce travail, Sa grande connaissance dans le domaine, ainsi que son expérience, ont joué un rôle important dans la conception de ce travail.

Je remercie également mon encadreur M^{er} SMAIL Bentaiba pour son aide. Je tiens à remercier vivement M^{me} TERKHI Sabria et M^{me} BENMEKKI Fadila d'avoir accepté d'être membres du jury.

Que toute personne ayant contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce présent travail trouve ici mon entière reconnaissance et mes vifs remerciements.

Remerciement

Merci à mes chers parents pour leurs précieux conseils, pour toutes leurs assistances tout au long de mes études, pour prier pour moi et pour leurs présences dans ma vie.

Merci à mes sœurs Amel et Hafida pour être avec moi et pour toujours essayer de m'aider.

Merci à ma meilleure amie Chaimae pour sa motivation et de m'avoir écouté lorsque j'en ai besoin, merci infiniment pour être avec moi dans les moments difficiles.

Merci également à mon amie d'enfance Asma pour son encouragement, à Rahil pour son aide et sa gentillesse, merci à Imene et Soumia que j'ai passé avec eux les meilleurs moments et pour me faire toujours rire.

Finalement, un grand merci au team Seventeen pour leurs paroles qui m'ont aidé à poursuivre ce travail.

الموضوع: دراسة مقارنة لإزالة ثنائي أكسيد الكربون من الغاز الطبيعي عن طريق HYSYS باستعمال مختلف المحاليل الامينية.

ملخص:

ينص هذا العمل على اجراء دراسة مقارنة باستخدام HYSYS بين امتصاص ثنائي اكسيد الكربون بال MEA ومختلف الأمينات (DGA, DEA, MDEA, MDEA نشطة) للاستخراج المعلومات الكافية بخصوص ادائهم والبحث عن امين بديل اقل تسببا للتآكل وضياع الامين مقارنة بال MEA المستعملة في المجمع GL2/Z.

الكلمات المفتاحية: الغاز الطبيعي، النقاط غاز أكسيد الكربون، MEA, DGA, DEA, MDEA, HYSYS, MDEA نشطة.

Topic : A comparative study of natural gas decarbonisation with differents solutions of amine using HYSYS.

Abstract :

This work consist of doing a comparative study by HYSYS of the CO₂ absorption with the MEA and differents alkanolamine solutions (DGA, DEA, MDEA and activated MDEA) to obtain the maximum information on their performance and find another amine that is less corrosive and cause less amine loss than the MEA that is used in the GL2/Z complexe.

Key words : Natural gas, decarbonisation, HYSYS, MEA, DGA, DEA, MDEA, activated MDEA.

Thème : Étude comparative de la décarbonatation du gaz naturel par les différentes solutions d'amines utilisant HYSYS.

Résumé :

Ce travail consiste à faire une étude comparative par logiciel HYSYS entre l'absorption de CO₂ avec la MEA et les différentes solutions d'alcanolamines (DGA, DEA, MDEA et MDEA activée) afin de tirer le maximum d'information sur leur performance et trouver une autre amine qui est moins corrosive est cause moins de perte que la MEA qui est utilisée dans le complexe GL2/Z.

Mots clés : Gaz naturel, décarbonatation, HYSYS, MEA, DGA, DEA, MDEA, MDEA activée.

Sommaire

Résumé

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des abréviations

Introduction générale..... 1

Chapitre I : Présentation générale du complexe GL2/Z

I.1 Introduction 3

I.2 Caractéristiques générales du complexe 3

I.3 Description et fonctionnement 3

I.3.1 Zone des utilités..... 4

I.3.1.1 Source d'énergie 4

I.3.1.2 Source de refroidissement..... 4

I.3.1.3 Production d'électricité 4

I.3.1.4 Unité de dessalement 5

I.3.1.5 Production d'air instrument 5

I.3.2 Zone des procédés..... 5

I.3.3 Zone de stockage et de chargement..... 5

Chapitre II : Les procédés de capture de CO₂

II.1 Le gaz naturel..... 7

II.1.1 La composition de gaz naturel..... 7

II.1.2 Le gaz carbonique 8

II.2 Les procédés de capture de gaz carbonique 8

II.2.1 Séparation par absorption..... 8

II.2.1.1 Procédé par solvants chimiques..... 9

II.2.1.2 Procédé par solvants physiques 10

II.2.1.3 Procédé par solvants mixte (physico-chimiques) 10

II.2.1.4 Sélection graphique pour le choix du solvant 11

II.2.3 Séparation par adsorption..... 11

II.2.4 Séparation membranaire..... 12

II.2.5 Séparation cryogénique 13

II.3 Sélection de procédé d'élimination de gaz carbonique..... 13

II.4 Avantages et inconvénients des différents procédés de décarbonatation 13

Chapitre III : Décarbonatation de gaz naturel par le procédé d'absorption

III.1 Introduction	16
III.1 Généralités sur les solvants d'amines	16
III.1.1 Les alcanolamines	16
III.1.2 Mécanisme réactionnel	16
III.1.2.1 Amines primaires et secondaires	17
III.1.2.2 Amines tertiaires.....	17
III.1.2.3 Mélange des amines	17
III.1.3 Procédés d'alcanolamines	18
III.1.3.1 Système de fonctionnement par la monoéthanolamine (MEA)	18
III.1.3.2 Système de fonctionnement par la diglycolamine (DGA)	18
III.1.3.3 Système de fonctionnant avec la diéthanolamine (DEA).....	18
III.1.3.4 Système de fonctionnant avec la méthyl-diéthanolamine (MDEA)	19
III.2 Description générale de la section de décarbonatation.....	19
III.2.1 Section de décarbonatation	20
III.2.2 Section de régénération de la MEA	21
III.3 Les équipements de procédé de décarbonatation.....	22
III.3.1 Séparateur d'entrée X31-F.....	22
III.3.2 La colonne d'absorption X31-E.....	23
III.3.3 Séparateur d'amine pauvre X37-F	23
III.3.4 Échangeur de chaleur (Amine riche/Amine pauvre) X33-C1/C2/C3/C4	23
III.3.5 La colonne de régénération X32-E	23
III.3.6 Le rebouilleur X34-C	23
III.3.7 Le condenseur X35-C	23
III.3.8 Refroidisseur d'Amine X32-C	24

Chapitre VI : Simulation et interprétation des résultats

IV.1 Introduction	25
IV.2 Présentation du simulateur	25
IV.2.1 Environnements dans Aspen HYSYS	25
IV.2.2 Fonctionnement de simulateur.....	26
IV.3 L'objectif et la méthodologie de travail	26
IV.3.1 Simulation et validation	27
IV.3.2 Simulation de l'unité de décarbonatation utilisant divers types d'amines.....	30
IV.3.2.1 Estimation de débit de circulation minimum de la phase liquide	31
IV.4 Résultats de l'unité de décarbonatation pour les divers types d'amines	36

IV.4.1 La puissance de rebouilleur	37
IV.4.2 La réactivité	38
IV.4.3 Perte d'amine	39
IV.4.4 Influence de la température de fonctionnement sur les pertes d'amines	40
IV.4.5 L'effet de la température d'amine pauvre sur la capacité de traitement du GN	40
IV.4.6 Effet de la pression sur la capacité de traitement de gaz naturel	41
Conclusion générale	42
Référence bibliographique	44

Liste des tableaux

Tableau II.1: Composition molaire de gaz naturel	7
Tableau II.2: Avantages et inconvénients des différents procédés de décarbonatation.	14
Tableau IV.1: Composition et conditions du gaz d'alimentation et du solvant MEA.	27
Tableau IV.2: Comparaison entre les résultats design et les résultats HYSYS.	30
Tableau IV.3: Estimation du DMT (cas de DGA).	32
Tableau IV.4: Estimation de DMT (cas de DEA).	33
Tableau IV.5: Estimation de DMT (cas de MDEA)	34
Tableau IV.6: Estimation de DMT (cas MDEA activée).....	35
Tableau IV.7: Résultats de la simulation de l'unité de décarbonatation.....	36
Tableau IV.8: Comparaison des résultats avec les divers types d'amines.	42

Liste des figures

Figure II.1: Procédé de séparation par absorption	9
Figure II.2: Sélection graphique de procédé de capture de CO ₂	11
Figure II.3 : Procédé de séparation par adsorption.....	12
Figure II.4: Procédé de séparation par membrane	12
Figure III.1: Section d'absorption de CO ₂ et régénération de MEA.....	20
Figure IV.1: Composition de GN(% mol).....	28
Figure IV.2: Composition de MEA pauvre(% poids).	28
Figure IV.5: PFD de procédé de décarbonatation du complexe GL2/Z.....	29
Figure IV.4: Conditions de la charge MEA.	29
Figure IV.3: Conditions de la charge GN.....	29
Figure IV.6: Variation de la teneur de CO ₂ dans le GT en fonction de DMT (cas DGA).	33
Figure IV.7: Variation de la teneur de CO ₂ dans le GT en fonction de DMT (cas DEA).	34
Figure IV.8: Variation de la teneur de CO ₂ dans le GT en fonction de DMT (cas MDEA)... ..	35
Figure IV.9: Variation de teneur du CO ₂ dans le GT en fonction de DMT (cas MDEA activée).	36
Figure IV.10: Comparaison des puissances de rebouilleur pour les divers types d'amines.	37
Figure IV.11: Les profils de températures de la colonne d'absorption des divers types d'amines.	38
Figure IV.12: Comparaison entre les pertes d'amine dans les trois zones principales.....	39
Figure IV.13: Comparaison entre les pertes par évaporation des quatre types d'amines en fonction de la température d'amine pauvre.	40
Figure IV.14: Effet de la température d'amine pauvre sur l'absorption pour différents types d'amines.	40
Figure IV.15: Effet de la pression d'amine pauvre sur l'absorption pour les quatre types d'amines.....	41

Liste des abréviations

BP	Basse pression
DCAP	Débit de circulation d'amine pauvre
DEA	Diéthanolamine
DGA	Diglycolamine
DMT	Débit minimum du travail
GN	Gaz naturel
GNL	Gaz naturel liquéfié
GNT	Gaz naturel traiter
GT	Gaz traiter
HP	Haute pression
MDEA	Méthyl-diéthanolamine
MEA	Monoéthanolamine
PFD	Process flow diagram
PZ	Pipérazine
TEA	Triéthanolamine

Introduction générale

Introduction générale

Le gaz naturel est considéré comme la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et le charbon [1]. Son traitement représente donc un enjeu technique et économique important. En fonction du gisement, le gaz naturel contient certaines impuretés telles que le sulfure d'hydrogène (H_2S), le dioxyde de carbone (CO_2), la vapeur d'eau, les hydrocarbures (lourds et légers) et les mercaptans, il est souhaitable d'éliminer à la fois le H_2S et le CO_2 (appelés les gaz acides) pour éviter les problèmes de corrosion et augmenter le pouvoir calorifique du gaz [2].

Certains procédés de séparation de ces gaz acides sont utilisés dans l'industrie, il s'agit de l'adsorption, l'absorption, la séparation par membrane et la cryogénie [3]. La méthode la plus couramment utilisée est le procédé d'absorption dans une phase liquide, trois grandes familles peuvent être recensées : l'absorption chimique, l'absorption physique et la combinaison de ces deux procédés [4].

Les solvants les plus appropriés dans ce procédé sont les solutions aqueuses d'alcanolamines, ces dernières peuvent être classées en trois grandes familles : les amines primaires, secondaires et tertiaires [4]. On trouve notamment : la monoéthanolamine (MEA, amine primaire), la diglycolamine (DGA, amine primaire) la diéthanolamine (DEA, amine secondaire), la méthyl-diéthanolamine (MDEA, amine tertiaire) et les amines tertiaires activées.

Le choix d'une amine lors du traitement du gaz dépend essentiellement des conditions de pression et température aussi la composition du gaz naturel à traiter ainsi que les coûts de fonctionnement [5]. Pour être efficaces, les amines utilisées doivent posséder une capacité élevée d'absorption du CO_2 , avoir une faible pression de vapeur et une faible capacité d'absorption des hydrocarbures (auxquels ils sont sensibles), ils doivent aussi ne pas être corrosifs, posséder une faible viscosité et ne pas être réactifs au gaz. Dans l'idéal, ils doivent également être bon marché [6].

Notre travail a pour objectif de faire une étude comparative (par simulation) entre les différentes solutions aqueuses d'alcanolamines (DGA, DEA, MDEA et la MDEA activée) avec la solution MEA utilisée pour le procédé de décarbonatation dans le complexe de liquéfaction du gaz naturel (GL2/Z), afin de tirer le maximum d'information sur leur performance et trouver une amine qui peut remplacer la MEA.

Introduction générale

Le présent mémoire est composé de quatre chapitres. Le premier porte sur la présentation générale du complexe GL2/Z. Le deuxième chapitre est une revue sur les différents procédés de capture de CO₂, suivie par le troisième chapitre qui représente la décarbonatation avec le procédé d'amine. Le dernier chapitre est consacré à la stimulation par logiciel HYSYS et la discussion des résultats.

Nous avons utilisé dans ce travail, le logiciel de simulation HYSYS V11 de la société Aspen Tech.

Chapitre I : Présentation générale du complexe GL_2/\mathbb{Z}

I.1 Introduction

Le complexe industriel de GNL d'Arzew, GL2/Z, est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitées par la société SONATRACH en Algérie. La nécessité de diversifier le mode d'alimentation du marché international en gaz a mené l'Algérie, dès le début des années soixante, à la construction d'unités de liquéfaction de gaz naturel provenant de Hassi R'Mel. L'appareil de production de GNL implanté à Arzew est composé actuellement de trois complexes dénommés par codification GL1/Z, GL2/Z et GL3/Z.

I.2 Caractéristiques générales du complexe

Le complexe GL2Z est un site industriel de production de gaz naturel liquéfié (GNL) situé dans la zone industrielle d'Arzew dans le Nord-Ouest de l'Algérie. Il a été réalisé par la société américaine M.W. KELLOG en 1978 et a commencé à produire du GNL dès 1981. Il s'étend sur une superficie de 72 Hectares et sa capacité de traitement est de 10,5 Milliards de m³ de Gaz naturel par an [7].

Les données suivantes indiquent les capacités de production et de stockage au niveau du complexe [7] :

- Capacité de production Contractuelle
 - GNL : 17,8 Millions m³ / an.
 - Propane : 410 000 Tonnes / an.
 - Butane : 327 000 Tonnes / an.
 - Gazoline : 196 000 Tonnes / an.
- Capacité totale de stockage :
 - 03 bacs aériens de stockage GNL : 100 000 m³ chacun.
 - 02 bacs de gazoline : 14 000 m³ chacun.

L'emplacement du complexe GL2/Z au bord de la mer répond à des exigences et à des contraintes d'ordre économique et sécuritaire. En effet, ce choix permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau dessalée et la lutte contre les incendies. Cet emplacement permet de faciliter l'exportation du GNL et des autres hydrocarbures liquides par voie maritime [7].

I.3 Description et fonctionnement

L'usine est composée de trois zones :

- Zone des utilités.
- Zone des procédés.
- Zone de stockage et de chargement.

I.3.1 Zone des utilités

Le fonctionnement de l'usine pour la production du gaz naturel liquéfié nécessite la disposition d'un nombre de fluides et d'énergie, tels que la vapeur d'eau, l'eau de refroidissement, l'air instrument, ...etc.

Un aperçu est donné ci-après sur les différentes sources existantes [7] :

I.3.1.1 Source d'énergie

La vapeur d'eau est fournie par un ensemble de chaudières de différents tonnages répartis comme suit :

- Trois (03) chaudières HP (Haute Pression) de 90 Tonnes par heure chacune au niveau des utilités .
- Une (01) chaudière BP (Basse Pression) de 58 Tonnes par heure au niveau des utilités.
- Neuf (09) chaudières procédé HP de 136 Tonnes par heure.
- Six (06) chaudières HP de 400 Tonnes par heure pour la zone de procédé.

I.3.1.2 Source de refroidissement

Le complexe dispose de six pompes qui assurent la distribution de l'eau de mer au niveau des trains de liquéfaction et des utilités pour assurer les besoins en refroidissement dans les différents échangeurs.

I.3.1.3 Production d'électricité

L'électricité est produite par trois (03) turbogénérateurs ayant une capacité de 20 MW chacun. Une source supplémentaire de 20 MW est délivrée par le biais de l'entreprise SONELGAZ.

Il est bon de préciser que l'utilisation de deux turbogénérateurs uniquement est suffisante pour la production de la totalité de l'énergie demandée, évaluée à 36 MW pour une mise en marche normale du complexe.

I.3.1.4 Unité de dessalement

Cinq unités de dessalement, d'une capacité de 45 m³/h chacune, sont implantées au sein du complexe permettant ainsi la production de l'eau distillée pour assurer d'une manière continue l'alimentation des chaudières.

I.3.1.5 Production d'air instrument

Ce système a pour but de fournir l'air service et l'air instrument nécessaire aux six unités de procédé, aux installations de stockage et chargement de GNL, à la section des utilités et à tous les services généraux des installations auxiliaires.

Les équipements principaux de ces installations comprennent quatre compresseurs avec filtres, deux groupes de sécheurs avec filtres à deux chambres et trois réservoirs d'air. En secours, il y a un compresseur avec filtre et un sécheur. L'air instrument comprimé fourni par les compresseurs est d'abord séché est filtré avant d'être acheminer à son propre réseau de distribution.

I.3.2 Zone des procédés

Cette zone est constituée de six trains de liquéfaction identiques fonctionnant en indépendance. Chaque train comprend un nombre d'équipements montés principalement en série, assurant ainsi la transformation du GN de l'état gazeux à l'état liquide [8]. Un train est divisé en sept sections qui assurent les opérations de :

- Démercurisation.
- Décarbonatation.
- Déshydratation.
- Séparation.
- Liquéfaction.
- Compression.
- Fractionnement.

I.3.3 Zone de stockage et de chargement

La zone de stockage et d'expédition du GNL comprend trois bacs aériens de GNL d'une capacité de 100.000 m³ où le GNL est stocké sous une pression de 1,03 bar et à une température de -162°C [8].

Chapitre I : Présentation générale du complexe GL2/Z

Les installations de chargement permettent le transfert du GNL contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers. Cinq motopompes assurent le pompage du GNL à travers un collecteur commun jusqu'aux bras de chargement installés sur les quais [8].

Chapitre II : Les procédés de capture de CO₂

II.1 Le gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange complexe constitué principalement des hydrocarbures légers, dont le méthane est le constituant le plus abondant (souvent plus de 70 %), viennent ensuite les hydrocarbures saturés plus lourds (éthane, etc.) dont des proportions décroissantes avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone, il contient aussi une faible quantité des composés non-hydrocarbures (minérales) comme l'azote, dioxyde de carbone, sulfure d'hydrogène, le mercure et les mercaptans [3].

Certains composants de gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer aux spécifications des contrats de vente.

Les principaux composants à éliminer sont les suivants [3] :

- L'hydrogène sulfuré H₂S qu'est toxique et corrosif.
- Le dioxyde de carbone CO₂, corrosif.
- Le mercure, corrosif dans certains cas.
- L'eau pour la lutte contre la formation d'hydrates.
- Les hydrocarbures lourds, condensant dans les réseaux de transport ;

II.1.1 La composition de gaz naturel

La composition chimique de gaz naturel varie d'un champ d'extraction à un autre, le Tableau II.1 représente la composition molaire (% mol) de gaz naturel provenant de Hasi R'Mel :

Tableau II.1:Composition molaire de gaz naturel [7].

Composants	Formule chimique	Pourcentage molaire (%)
Méthane	CH ₄	83.49
Ethane	C ₂ H ₆	6.85
Propane	C ₃ H ₈	2.15
Isobutane	i C ₄ H ₁₀	0.30
Butane	C ₄ H ₁₀	0.50
Isopentane	i C ₅ H ₁₂	0.08
Pentane	C ₅ H ₁₂	0.11
Hexane	C ₆ H ₁₄	0.13
Gaz carbonique	CO ₂	0.18
Azote	N ₂	6.00
Hélium	He	0.21
Eau	H ₂ O	50 ppm

II.1.2 Le gaz carbonique

Le dioxyde de carbone (CO₂) est une molécule linéaire formée par un atome de carbone et deux atomes d'oxygène. Aux conditions normales de pression et température, ce composé inorganique est présent sous forme gazeuse : c'est le gaz carbonique. On peut néanmoins le retrouver sous forme liquide et solide [9].

La combustion de combustibles fossiles produit une grande quantité de dioxyde de carbone, l'un des principaux gaz à effet de serre, qui a un impact sur le réchauffement climatique. La lutte contre le changement climatique nécessite de réduire les émissions de CO₂ soit par l'utilisation de carburants alternatifs, soit par l'utilisation de technologies de capture du carbone [10, 11].

II.2 Les procédés de capture de gaz carbonique

Le gaz naturel a un rôle important dans le récent développement mondial. Cependant, le gaz naturel contient généralement le gaz carbonique qui va être nécessairement retiré pour répondre aux spécifications des gazoducs [3].

Certaines des techniques de séparation utilisées aujourd'hui dans l'industrie peuvent être adaptées à l'élimination de gaz carbonique du gaz naturel et font l'objet de nombreux travaux de recherche en ce sens. Il s'agit de [3] :

- L'absorption.
- L'adsorption.
- La séparation par membrane.
- La cryogénie.

Chacune de ces technologies a son domaine et ses conditions d'utilisation, l'objectif de cette partie est de présenter d'une façon générale, les différents procédés d'élimination du gaz carbonique les plus utilisés dans le domaine industriel.

II.2.1 Séparation par absorption

L'absorption consiste à mettre en contact un mélange de gaz et un liquide afin de solubiliser préférentiellement un composé de mélange dans le liquide, cette opération nécessite un transfert de matière de la phase gazeuse à la phase liquide. Elle comporte deux étapes essentielles [3, 12] :

- Une phase d'absorption au cours de laquelle le gaz est mis en contact avec un solvant, le plus souvent à contre-courant à l'intérieur d'un absorbeur.
- Une phase de régénération du solvant au cours de laquelle les gaz acides sont extraits du solvant riche (désorption) en modifiant les conditions de pression et de température.

La figure II.1 représente les deux phases du procédé de séparation par absorption

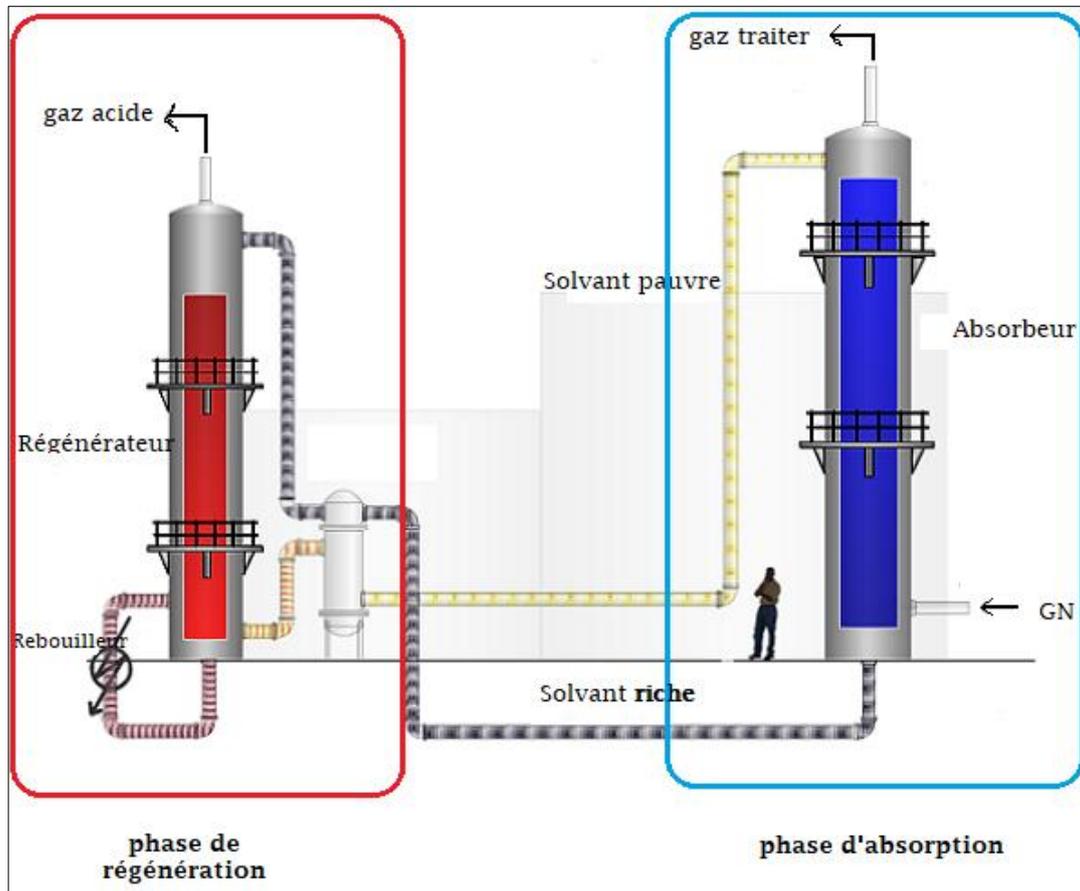


Figure II.1: Procédé de séparation par absorption [13].

L'élimination des gaz acide (CO₂ et H₂S) avec une opération d'absorption peut être effectuée avec trois types de solvants qui sont les solvants chimiques, physiques ou mixtes (chimiques et physiques) [5].

II.2.1.1 Procédé par solvants chimiques

Les procédés de solvants chimiques utilisent une solution aqueuse d'une base faible pour réagir et absorber le gaz carbonique dans le courant du gaz naturel. L'absorption se produit en raison de la différence de pression partielle entre le gaz et la phase liquide, les

réactions qui auront lieu sont généralement réversibles, en modifiant la température et/ou la pression du système, dans ce cas la solution de base aqueuse peut être régénérée et circulée dans un cycle continu [3].

Les solvants chimiques les plus courants dans le domaine de purification de gaz naturel sont : les amines (MEA, DEA, TEA, MDEA...etc) [5].

- **Procédés d'amines**

Plusieurs procédés ont été développés en utilisant l'action basique de divers types d'amines, le classement de ces derniers est en fonction de nombre de groupes organiques liés à l'atome d'azote central comme primaire, secondaire ou tertiaire. Les amines secondaires étant de moins forte base et moins réactives à l'égard des amines primaires qui sont utilisées pour des applications moins exigeantes en termes de séparation, les amines tertiaires sont des bases plus faibles. Elles réagissent plus rapidement avec le H₂S qu'avec le CO₂, sont utilisées pour leur sélectivité, et leur capacité d'absorption est nettement plus élevée que celle des amines primaires et secondaires [3, 5].

II.2.1.2 Procédé par solvants physiques [12]

Les gaz acide (CO₂ et H₂S) sont absorbés dans un solvant physique du fait de la différence de solubilité par rapport aux autres constituants de la phase gazeuse. L'équilibre liquide vapeur dépend essentiellement de la pression partielle du composé dans la phase gazeuse. La désorption consiste à une opération inverse, c'est-à-dire la séparation du composé volatil absorbé du solvant. Cette dernière s'effectue simplement par abaissement de pression, ou bien par un lavage avec un gaz inerte, sans qu'il soit absolument nécessaire d'apporter de la chaleur. Il faut bien noter que les procédés des solvants physiques ont une grande affinité pour les hydrocarbures lourds (C₃+), donc l'utilisation d'un procédé d'absorption physique peut entraîner une perte importante des hydrocarbures.

II.2.1.3 Procédé par solvants mixte (physico-chimiques)

L'idée de base des solvants mixtes est d'associer dans le même produit un solvant chimique et un solvant physique. Afin de tirer profit des caractéristiques complémentaires de ces deux types de composés, les solvants mixtes permettent d'assurer une très bonne capacité d'absorption pour des faibles pressions partielles et de réaliser des spécifications poussées en termes d'élimination de gaz carbonique grâce à la composante chimique de solvant. La

composante physique permet par ailleurs de réduire l'énergie de régénération nécessaire, ainsi que d'améliorer l'élimination d'autre contaminant (CS₂, COS, Mercaptans...) [3].

II.2.1.4 Sélection graphique pour le choix du solvant

La figure II.2 présente l'une des méthodes qui permet de choisir l'un des solvants mentionner précédemment, afin de déterminer ce qui est le plus économique pour un ensemble de données concernant le gaz à traiter. Le solvant choisi ce n'est qu'un choix primaire, c'est l'étude technico-économique d'ingénierie qui permettra de prendre le choix définitif.

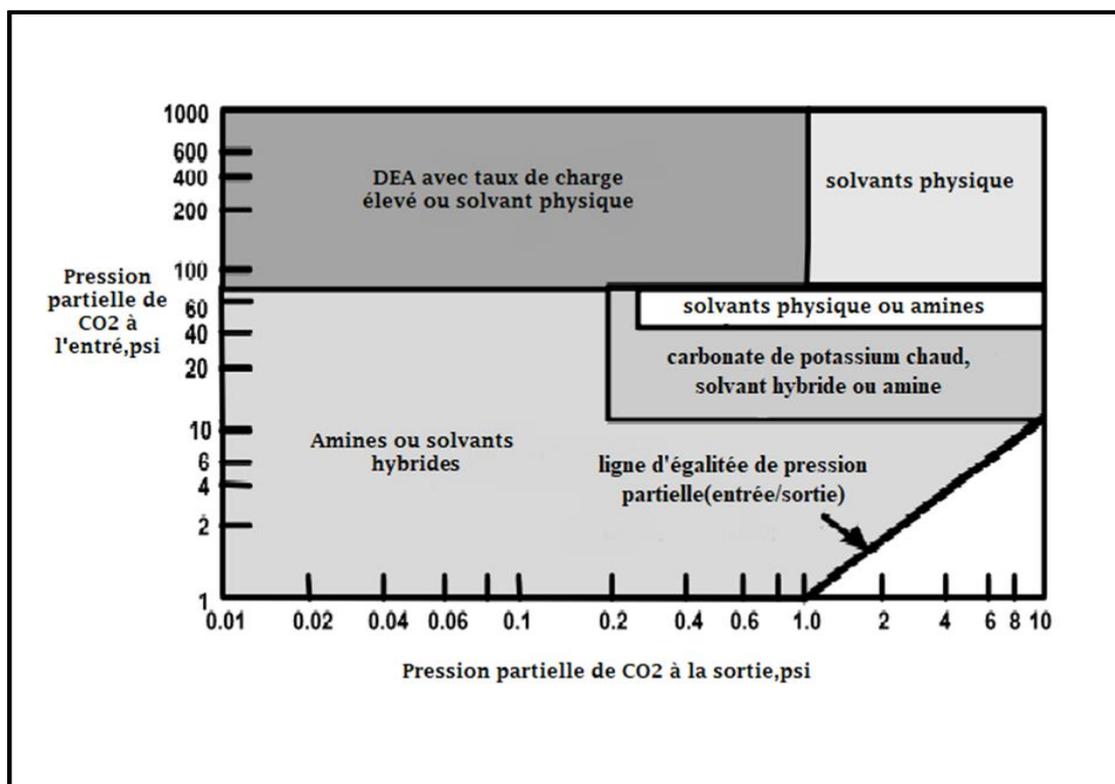


Figure II.2: Sélection graphique de procédé de capture de CO₂ [5].

II.2.2 Séparation par adsorption

Les procédés d'adsorption consistent à exploiter la capacité de certains solides à concentrer sur leurs surfaces des substances afin de les retirer d'un mélange liquide ou gazeux. Le but est donc d'extraire le CO₂ par chimisorption en créant des liaisons chimiques fortes avec la surface du solide. Les molécules de gaz se fixent sur ces supports, l'adsorbant étant des filtres moléculaires ou zéolites. À noter qu'en faisant varier la pression au cours du traitement, il est possible de séparer différents composés tels que le CO₂, mais aussi l'eau ou l'oxygène [14].

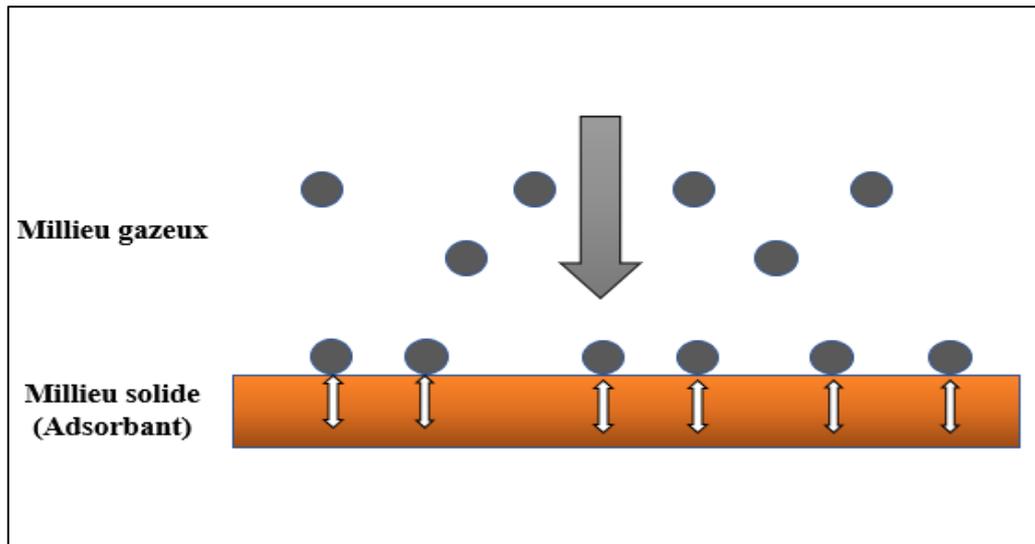


Figure II.3 : Procédé de séparation par adsorption.

II.2.3 Séparation membranaire

Dans la séparation des gaz par membrane, le gaz à traiter est envoyé vers une membrane semi-perméable faite d'un matériel adapté. Sous une tête hydrostatique donnée, le gaz est divisé en deux flux, l'un riche (le perméat) et l'autre appauvri en composant cibler (le concentrat). Une bonne performance de séparation ne sera obtenue que si la membrane est plus perméable à la composante ciblée qu'aux solvants (molécules d'air ou de gaz non désirés) [15].

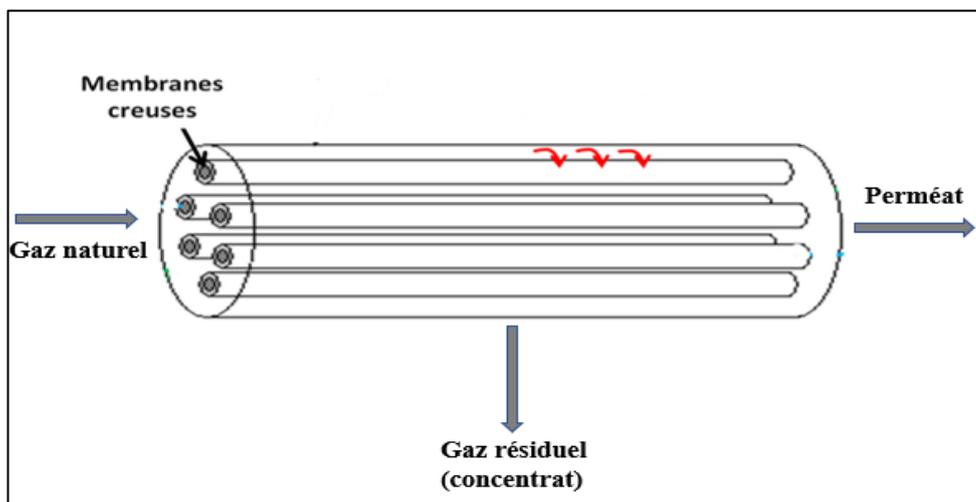


Figure II.4: Procédé de séparation par membrane [16].

II.2.4 Séparation cryogénique

Les technologies de capture du CO₂ à basse température, souvent appelées capture cryogénique du carbone, reposent sur le changement de phase, séparant ainsi le CO₂ du gaz sous forme liquide ou solide [17]. La définition de « cryogénie » se réfère plus strictement aux procédés qui se produisent à des températures inférieures à 120 K (-153.15°C), le terme est souvent utilisé pour impliquer une séparation à basse température [18].

Ce procédé utilise une distillation cryogénique pour l'élimination de gaz carbonique d'un courant du gaz, il est composé de deux, trois ou quatre colonnes de fractionnement, ou le courant du gaz naturel est d'abord déshydraté puis refroidi avec une réfrigération et/ou une réduction de pression. Cette technique est rarement utilisée à cause de ces nombreux inconvénients techniques et économiques comme la possibilité de solidification de CO₂ et la consommation énergétique très élevée qui est due au système de refroidissement [19].

II.3 Sélection de procédé d'élimination de gaz carbonique [20, 21]

La sélection de procédé d'élimination de gaz carbonique dépend des aspects économiques et techniques qui répondent principalement aux besoins des exploitants. Le choix convenable s'effectue après la connaissance des composants présents dans le gaz, les impuretés et aussi la quantité des hydrocarbures lourds, qui ont un impact significatif sur la conception des procédés de purification du gaz naturel et des installations de traitement. Donc la sélection des procédés est basée sur la composition du gaz, ainsi que les conditions de fonctionnement. Par exemple, une haute pression partielle des gaz acides (plus de 345 kPa) favorise l'utilisation d'un solvant physique, tandis que, la présence des quantités importantes d'hydrocarbures lourds dans le gaz d'alimentation diminue la probabilité d'utilisation des solvants physique. Pour des faibles pressions, il est recommandé généralement d'utiliser les procédés d'amines pour un traitement adéquat.

II.4 Avantages et inconvénients des différents procédés de décarbonation

Le tableau II.2 résume les avantages et les inconvénients des procédés citer [22]:

Tableau I.2:Avantages et inconvénients des différents procédés de décarbonatation.

Procédés	Avantages	Inconvénients
Absorption chimique.	<ul style="list-style-type: none"> -Technologie maîtrisée. -Ne nécessite pas une section de déshydratation du gaz brut. 	<ul style="list-style-type: none"> -Perte et dégradation du solvant. -Besoins énergétiques élevés pour la régénération de solvant.
Absorption physique.	<ul style="list-style-type: none"> -Nécessite moins d'énergie pour la régénération de solvant. 	<ul style="list-style-type: none"> -Le solvant physique a une affinité vers les hydrocarbures lourds (solubilité des hydrocarbures). -Pression opératoire élevée. -Pression partielle élevée du CO₂.
Absorption par un solvant Mixte.	<ul style="list-style-type: none"> -Faible besoin en énergie. -Le solvant hybride n'est pas moussant et non corrosif. -Pouvoir absorbant élevé. 	<ul style="list-style-type: none"> -L'absorption élevée des hydrocarbures lourds. -Une installation de récupération est nécessaire pour éliminer les produits oxazolidones, (un composé thermostable).
Adsorption.	<ul style="list-style-type: none"> -Disponibilité commerciale. -Faible coût des adsorbants. -Les adsorbants peuvent être régénérés et réutilisés. 	<ul style="list-style-type: none"> -Faible capacité d'adsorption. -Faible sélectivité des adsorbants actuellement utilisés.
Procédé par membrane.	<ul style="list-style-type: none"> -Peu de maintenance et nécessite peu d'espace. -Temps de démarrage court et faible consommation d'énergie. 	<ul style="list-style-type: none"> -Faible sélectivité pour le captage du CO₂. -Perte d'hydrocarbure élevée. -Différence de pression élevée avant et après la membrane.

Chapitre II : Les procédés de capture de CO₂

Séparation cryogénique.	<ul style="list-style-type: none">-Récupération de CO₂ à haute pureté.-Capable à fonctionner à la pression atmosphérique.	<ul style="list-style-type: none">-Forte demande énergétique.-Possibilité de solidification de CO₂.-Nécessité d'une section de déshydratation avant la colonne d'adsorption.
-------------------------	---	---

Chapitre III : Décarbonatation de gaz naturel par le procédé d'absorption

III.1 Introduction

Les procédés d'amines sont largement utilisés dans le domaine de purification du gaz naturel, tel que plus de 50% des procédés d'élimination des gaz acides (CO_2 et H_2S) utilisent des solutions aqueuses d'alcanolamines. Les composants réagissent avec les alcanolamines par une réaction exothermique réversible dans une colonne d'absorption. Ensuite, ils sont éliminés du solvant dans un régénérateur. Les principales amines commercialisées pour la purification des gaz sont la monoéthanolamine (MEA), la diéthanolamine (DEA) et la méthyl diéthanolamine (MDEA). Le complexe GL2/Z utilise la MEA comme solvant pour le procédé de décarbonatation. Dans les années quatre-vingt, les mélanges d'amines ont commencé à être utilisés en ajoutant des activateurs comme pipérazine (Pz), ou des amines primaires ou secondaires comme la MEA, et la DEA [23].

Notre travail consiste à faire une étude comparative entre les solvants d'amines commerciaux les plus utilisées afin de remplacer la solution MEA qui est devenue corrosive comme elle entraîne le gaz naturel et les pertes de cette solution sont importants, en ce référent sur plusieurs paramètres tels que : la teneur de CO_2 dans le gaz traité, la réactivité, la chaleur fournie pour la régénération, le débit de circulation de chaque solvant et les pertes de chaque solvant.

III.1 Généralités sur les solvants d'amines

III.1.1 Les alcanolamines

Parmi les solvants chimiques, les solutions d'alcanolamines sont les plus couramment utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides. Le gaz réagit avec l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés. La structure moléculaire des alcanolamines contient au moins un groupement hydroxyle (OH) et un groupement amine (N) [24].

La monoéthanolamine (MEA) et la diglycolamine (DGA), amines primaires, la diéthanolamine (DEA), amine secondaire, et la méthyldiéthanolamine (MDEA), amine tertiaire sont les amines les plus utilisées [5].

III.1.2 Mécanisme réactionnel

Dans tous ce que suit, $\text{R}_1\text{R}_2\text{NH}$ pour la MEA où $\text{R}_1=\text{H}$ et $\text{R}_2=\text{C}_2\text{H}_4\text{OH}$, et $\text{R}_1=\text{R}_2=\text{C}_2\text{H}_4\text{OH}$ pour la DEA, les amines tertiaires ont la forme $\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{N}$, avec $\text{R}_1=\text{R}_2=\text{C}_2\text{H}_4\text{OH}$ et $\text{R}_3=\text{CH}_3$.

III.1.2.1 Amines primaires et secondaires [5]

Le mécanisme réactionnel d'absorption du CO₂ dans les amines primaires et secondaires en présence de H₂O comprend la formation d'un Zwitterion R₁R₂NH⁺COO⁻ par la réaction (1), suivi d'une de protonation par une base ou une molécule d'eau pour produire un ion carbamate stable et R₁R₂NCOO⁻ une base protonée. La réaction (1) est rapide et la réaction d'échange de proton (2) est considérée comme étant instantanée. Donc les réactions dans les amines primaires et secondaires entraînent une dégradation par formation des sels stables (carbamates)



La réaction globale est :



La réaction (4) permet l'hydrolyse du carbamate et libère du bicarbonate. Cette dernière est une lente réaction :



La formation de bicarbonate HCO₃⁻ consomme plus de CO₂ que la formation de carbamates R₁R₂NCOO⁻. En outre, les carbamates sont thermiquement plus stables que les bicarbonates et consomment une énergie plus élevée dans le procédé de désorption de CO₂.

III.1.2.2 Amines tertiaires

Contrairement à l'amine primaire et secondaire, le nitrogène (N) dans l'amine tertiaire R₁R₂R₃N n'a aucun hydrogène libre (H) pour donner des carbamates et ne peuvent donc subir qu'à une neutralisation acide-base lorsqu'elles réagissent avec du CO₂ en solution aqueuse pour former l'amine protonée et l'ion d'hydrogénocarbonate [5].



III.1.2.3 Mélange des amines [5]

Les mélanges d'amines sont souvent des mélanges de solutions aqueuses d'amines tertiaires, dans lesquelles quelques pour cents d'amines sont remplacés par des amines primaires ou secondaires, le mécanisme réactionnel fait intervenir des réactions entre amines et amines protonées selon la réaction d'échange de proton présentée ci-dessous qui permet de déprotoner l'amine primaire ou secondaire.



L'ajout d'amine primaire, secondaire ou de pipérazine dans une solution d'amine tertiaire permet l'accélération le processus d'absorption.

III.1.3 Procédés d'alcanolamines

III.1.3.1 Système de fonctionnement par la monoéthanolamine (MEA)

La solution MEA est utilisée pour l'élimination profonde du CO₂, H₂S ou lorsque les deux composants sont présents (H₂S et CO₂) dans le gaz d'alimentation. Donc, ce n'est pas un procédé approprié pour une élimination sélective du H₂S lorsque H₂S et CO₂ sont présents dans le GN. La MEA réduira facilement les concentrations de H₂S et de CO₂ pour répondre aux exigences du produit, elle est utilisée dans des solutions aqueuses avec des concentrations comprises entre 15 et 25 % en poids de MEA et un taux de charge qui ne dépasse pas 0.4 mole de gaz acide par mole de MEA [5].

III.1.3.2 Système de fonctionnement par la diglycolamine (DGA)

Autant qu'une amine primaire, la DGA présente des réactions comparables à celles de la MEA. Sauf que sa pression de vapeur inférieure permet d'utiliser des concentrations de solvants plus élevées, généralement de 50 à 60% en poids ce qui entraîne un faible débit de circulation donc une utilisation d'énergie nettement inférieure. Le faible point de congélation de la solution (une DGA de 50% en poids a un point de congélation de 35°F (-34.44 °C)) offre un avantage par rapport aux autres solutions, en particulier dans les zones à froid ou les climats arctiques où l'hivernage est un problème [5].

III.1.3.3 Système de fonctionnant avec la diéthanolamine (DEA) [5]

Ce procédé a été largement utilisé pour le traitement de gaz naturel à haute pression avec des concentrations élevées de composants acides. La Société Nationale des Pétroles d'Aquitaine (S.N.P.A), a rappelé que des solutions aqueuses relativement concentrées de diéthanolamine peuvent absorber les gaz acides jusqu'à un taux de charge qui vont de 0,35 à 0,65 moles de gaz acide par mole de DEA et des concentrations comprises entre 30 et 40% en poids ce qui est plus élevé par rapport à celle du MEA.

Le DEA est une amine secondaire chimiquement faible que la MEA, et requise une énergie faible pour ça régénération.

III.1.3.4 Système de fonctionnant avec la méthyldiéthanolamine (MDEA) [5]

La MDEA est une amine tertiaire, présente un avantage majeur par rapport aux autres procédés, il est constaté que le taux d'absorption de CO₂, dans MDEA peut être considérablement augmenté par l'ajout de faible quantité d'amine primaire, secondaire ou de pipérazine.

La concentration de la solution varie généralement de 40% à 50% de MDEA en poids, pour un chargement de gaz acide entre 0,2 et 0,4 moles de gaz acide par mole de MDEA.

Pour une élimination importante de CO₂, la MDEA nécessite la présence d'un activateur comme la pipérazine (PZ) (généralement de 3% à 10% de PZ en poids). Le mélange de MDEA+PZ est utilisé dans l'industrie de traitement du gaz naturel pour l'élimination profonde de CO₂ et/ou du sulfure d'hydrogène (H₂S) est testé avec succès, ainsi, il est moins corrosif et plus résistant à la dégradation thermique et oxydante.

III.2 Description générale de la section de décarbonatation [7]

Le gaz naturel d'alimentation arrivant à l'entrée de l'usine, à travers un collecteur commun principal, est distribué dans les six trains de procédé au moyen d'un réseau de canalisations. Le procédé est divisé en deux sections, une section d'absorption de CO₂ et une de régénération de MEA. Le schéma de procédé d'élimination du CO₂ du complexe GL2/Z est représenté dans la figure suivante :

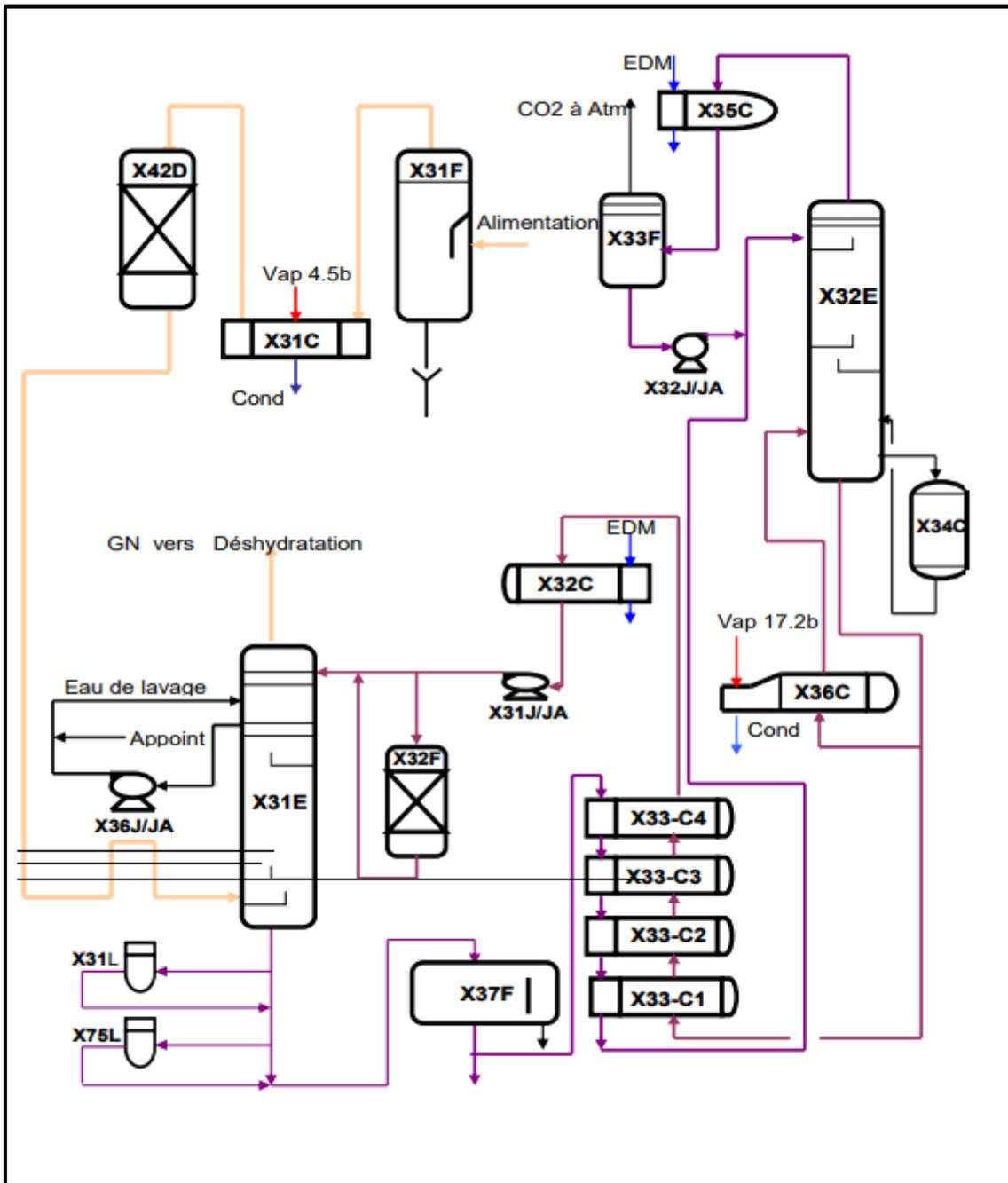


Figure III.1: Section d'absorption de CO₂ et régénération de MEA.

III.2.1 Section de décarbonatation

Le gaz à température ambiante et à une pression de 41.5 bars entre dans un ballon de séparation des liquides **X31-F** là où les hydrocarbures liquides entraînés en amont sont séparés du courant de gaz d'alimentation.

Le gaz naturel passe ensuite dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation **X31-C** où sa température est ramenée à environ 38°C par de la vapeur d'eau BP (4,5 bars) avant son entrée dans le démercuriseur **X42D**.

A la sortie du démercuriseur le gaz naturel passe par l'humidificateur pour se saturer en eau et ensuite il pénètre par le fond de l'absorbeur **X31-E** composé de 29 plateaux.

Le gaz s'élevant dans l'absorbeur est mis en contact à contre-courant avec une solution de MEA régénérée pauvre en gaz carbonique. Cette solution est injectée au niveau du cinquième plateau à une température de 38°C et au fur et à mesure qu'elle descend dans la colonne, sa charge en CO₂ augmente. Le gaz naturel à 38°C, dont la teneur en gaz carbonique a été réduite à 70 ppm, sort par le sommet de l'absorbeur et est dirigé vers l'opération de séchage.

La solution de MEA chargé de CO₂ (solution riche) quitte l'absorbeur par le fond pour entrer dans le ballon de séparation des hydrocarbures **X37-F** à environ 43°C. Dans ce ballon, la majorité des hydrocarbures dissous sont libérés par vaporisation (flash). Un dispositif est prévu pour permettre aux hydrocarbures lourds liquides accumulés dans le ballon de déborder dans le compartiment de purge situé à l'intérieur du ballon. Ces hydrocarbures lourds sont dirigés vers le système de rejet d'hydrocarbures liquides (installations auxiliaires).

Les quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur sont des plateaux de lavage à l'eau permettant de récupérer la MEA vaporisée et entraînée par le gaz. Ce lavage réduit au minimum les pertes de MEA. Une pompe **X36-J** assure un débit d'eau de 17 m³ /h du quatrième plateau vers le premier. De l'eau d'appoint provenant de l'eau d'alimentation des chaudières est ajoutée en cas de besoin. Une quantité d'eau équivalente est soutirée au refoulement de la pompe et injectée en aval du préchauffeur de gaz d'alimentation **X31-C**. L'injection d'eau a pour but de saturer le gaz d'alimentation de vapeur d'eau de façon à éviter l'encrassement des injecteurs de gaz à l'admission de l'absorbeur. Il est possible de renvoyer l'eau de purge vers le régénérateur comme eau d'appoint. L'absorbeur fonctionne normalement lorsque le niveau de MEA est au-dessus du point d'admission de gaz, c'est à dire que le gaz naturel injecté dans l'absorbeur remonte sous pression dans la solution MEA sous forme de bulles.

III.2.2 Section de régénération de la MEA

La solution de MEA provenant du ballon de séparation des hydrocarbures **X37-F** est chauffée dans les échangeurs **X33-C1/C2/C3/C4** avec la solution chaude de MEA pauvre provenant du fond du régénérateur.

La MEA riche chauffée à 102°C est introduite en tête de la tour de régénération. Le régénérateur muni de 25 plateaux perforés fonctionne habituellement à 110°C et 1,0 bar en

fond de colonne. La solution à régénérer dans le rebouilleur **X34-C** est chauffée par la vapeur d'eau à 4,5 bar. La température du rebouilleur peut atteindre 121°C permettant ainsi d'extraire le maximum de gaz carbonique.

Le gaz carbonique extrait de la solution riche de MEA passe dans le condenseur de tête **X35-C** afin d'abaisser la température des vapeurs montantes à 60°C, permettant ainsi de condenser la majeure partie de la vapeur d'eau et de séparer les phases en présence dans le ballon de reflux **X33-F**. Le gaz carbonique contenant une petite quantité de vapeur d'eau est évacué en tête du ballon de reflux vers l'atmosphère.

Un faible débit de solution MEA pauvre est injecté dans la conduite de vapeur de tête du régénérateur. Ce courant sert d'inhibiteur afin de minimiser la corrosion dans la conduite de vapeur et dans le condenseur de tête du régénérateur **X35-C**. Ce courant est prélevé côté refoulement de la pompe de circulation de MEA **X31-J** et son débit est réglé par une vanne manuelle. L'eau condensée dans le condenseur de tête est renvoyée au régénérateur de façon à équilibrer le bilan eau du système.

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs **X33-C1/C2/C3/C4** avec la solution MEA riche. Elle est ensuite refroidie dans le refroidisseur **X32-C** jusqu'à une température de 38°C par l'eau de mer avant d'être dirigée vers le sommet de l'absorbeur de gaz carbonique.

La pompe de circulation de MEA pauvre **X31-J/JA** aspire à la sortie du refroidisseur **X32-C** et refoule au niveau du 5^{ème} plateau de l'absorbeur de CO₂.

III.3 Les équipements de procédé de décarbonatation

III.3.1 Séparateur d'entrée X31-F

La conception de séparation d'entrée doit être soigneusement prise en considération, les séparateurs sont généralement conçus pour l'élimination des liquides et des contaminants de GN qui peuvent être pénétrés dans le système de traitement par le procédé d'amine. L'expérience a indiqué que la filtration de gaz d'alimentation d'entrée est très importante pour le bon fonctionnement du système. Le séparateur est typiquement un récipient vertical avec une entrée latérale et une sortie supérieure de gaz vers l'absorbeur, généralement il est équipé par un filtre pour empêcher les gouttelettes liquides d'être transporté [25].

III.3.2 La colonne d'absorption X31-E

C'est un contacteur qui favorise le transfert de matière et de chaleur entre le gaz à traité et le solvant d'amine, pour garantir un meilleur rendement, la colonne a 29 plateaux réels (en acier inoxydable) fonctionne à contre-courant qui permet à fournir un meilleur transfert de matière entre le solvant d'amine et le gaz a traité, la concentration d'entrée de la solution d'amine pauvre est égale à 15% en poids avec une température de 38°C [7, 25].

III.3.3 Séparateur d'amine pauvre X37-F

Son objectif est d'éliminer les hydrocarbures absorbés par la solution d'amine riche, et entrainer le solvant liquide vers l'échangeur de chaleur (amine riche / amine pauvre).

III.3.4 Échangeur de chaleur (Amine riche/Amine pauvre) X33-C1/C2/C3/C4

Il permet de réchauffer la solution d'amine riche avant d'entrer au régénérateur pour économiser la quantité d'énergie nécessaire pendant la régénération. Les échangeurs utilisés dans le complexe GL2/Z sont de type tubes et calandre d'où, la solution riche circule en côté tube et la solution pauvre en côté calandre.

III.3.5 La colonne de régénération X32-E

La régénération de la solution d'amine riche en CO₂ s'effectue avec la vapeur d'eau qui est un fluide caloporteur, en utilisant la chaleur du rebouilleur pour générer la vapeur nécessaire pour inverser la réaction chimique (amine\CO₂). La vapeur circule à contre-courant avec la solution d'amine riche pour éliminer le gaz carbonique. Les colonnes utilisées dans le complexe GL2/Z pour les procédés d'amine sont à plateaux fonctionnent typiquement à une pression entre 1 et 2 bars et comprennent 25 plateaux, un rebouilleur et un condenseur de tête. L'alimentation d'amine riche est introduite sur le cinquième plateau depuis le haut, l'amine pauvre est enlevée au fond de la colonne et le gaz carbonique est retiré du haut.

III.3.6 Le rebouilleur X34-C

Son rôle est de fournir l'énergie nécessaire pour inverser la réaction chimique et libérer les quantités de gaz carbonique qui ont été absorbés.

III.3.7 Le condenseur X35-C

Le produit de tête du régénérateur est un mélange de vapeur \ gaz carbonique. Ce courant est géré par le condenseur où la vapeur d'eau est condensée pour générer du reflux vers le régénérateur. Il utilise un milieu de refroidissement ambiant disponible (refroidissement par eau utilisant un échangeur à tubes et calandre). Un séparateur de reflux

est fourni pour collecter l'eau condensée et le gaz carbonique du condenseur, le flux de gaz carbonique du séparateur est acheminé vers un procédé de valorisation ou vers le stockage, et l'eau est gérée par des pompes de reflux et acheminée vers régénérateur.

III.3.8 Refroidisseur d'Amine X32-C

Son objectif est de contrôler la température d'amine pauvre entrant dans l'absorbeur, à une valeur qui est égale à 38°C. Cet échangeur est un refroidisseur d'eau qui abaisse la température d'amine pauvre qui sort de l'échangeur (Amine riche \ Amine pauvre) avant qu'il pénètre dans l'absorbeur.

Chapitre VI : Simulation et interprétation des résultats

IV.1 Introduction

Le processus de conception préliminaire est généralement effectué à l'aide des simulateurs, qui sont devenus un outil standard pour résoudre les équations d'équilibres de masse et d'énergie (transfert de matière et de chaleur), le calcul des débits, la composition, la température, la pression et les propriétés physico-chimiques pour tous les flux circulants entre les opérations de l'unité [26].

Autrement dit la simulation est l'une des techniques qui permet de reproduire de façon virtuelle une situation, sous des conditions contrôlables et observables, de l'évolution des changements de processus sans avoir besoin d'effectuer des expériences coûteuses ou des tests pilotes. Ensuite les informations obtenues sont utilisées afin de prévoir le fonctionnement du processus dans le but de maximiser le bénéfice net, le taux de production et minimiser l'utilisation d'énergie...etc.

IV.2 Présentation du simulateur

Aspen HYSYS est un environnement de simulation des procédés, conçu afin d'aider les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage. À l'aide de l'interface d'Aspen HYSYS, on peut créer l'état d'équilibre rigoureux et les modèles dynamiques pour la conception des installations, amélioration et planification économique des projets, ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation, ou des conditions de fonctionnement de certains équipements. Par l'interface interactive d'Aspen HYSYS, on peut facilement manœuvrer les variables et la topologie des opérations unitaires du procédé [27].

Aspen HYSYS fonctionne en deux modes différents :

- État stationnaire (Steady State Simulation) ;
- État dynamique (Dynamic Simulation).

IV.2.1 Environnements dans Aspen HYSYS

L'environnements dans « ASPEN HYSYS » est un espace de travail où on peut accéder ou introduire des informations concernant la simulation, ces environnements peuvent être groupés en deux catégories :

- Properties Environment ;
- Simulation Environment.

1. Propriétés Environment

Lorsqu'on commence une nouvelle simulation dans « ASPEN HYSYS », automatiquement on entre dans « Propriétés Environment ». Dans cet environnement on peut créer, définir ou modifier « The Property Package » qui va être utilisé dans la simulation. « The Property Package » englobe :

- La liste des composés purs.
- Le modèle thermodynamique approprié (l'équation d'état) qui permet de prédire le comportement des mélanges.
- Les pseudo-composés « Hypotheticals » : ce sont les nouveaux composés chimiques qui n'existent pas dans la banque de données du logiciel et que l'utilisateur peut créer.
- Les réactions si elles existent.

2. Simulation Environment

Il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants et opérations unitaires.

IV.2.2 Fonctionnement de simulateur

Pour effectuer une simulation correcte, il faut suivre les étapes suivantes :

- Première étape : spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Deuxième étape : le choix du modèle thermodynamique est une étape importante pour le calcul des propriétés physico chimiques des fluides.
- Troisième étape : établir le schéma du procédé (PFD), et spécifier les paramètres opératoires selon les recommandations des exploitants.

IV.3 L'objectif et la méthodologie de travail

Les problèmes causés par l'utilisation de la MEA sont devenus plus importants il s'agit essentiellement de :

- La corrosion des conduites dans lesquelles circule la solution riche en CO₂.
- Quantité non négligeable de gaz naturel entraînée par la solution d'amine.
- Perte de solution de MEA.

L'objectif donc consiste à faire une étude comparative par simulation afin de trouver une autre amine en remplacement à la MEA.

Pour simuler l'unité de décarbonatation avec des solvants différents, nous avons :

- En premier temps, fait une simulation du circuit de décarbonatation du complexe GL2/Z utilisant la MEA avec les paramètres design de ce complexe suivi par une validation.
- Ensuite, ce solvant a été changé à plusieurs fois par d'autres faisant l'objet de notre étude tels que la DGA, DEA, MDEA et MDEA activée.
- Nous avons varié les débits de ces solvants en voyant le changement de plusieurs paramètres tels que :
 - Le pourcentage de CO₂ dans le gaz sortant de l'absorbeur.
 - Le taux de charge de solvant (mole CO₂/mole d'amine) à la sortie de l'absorbeur.
 - L'énergie nécessaire pour la régénération du solvant.
 - Les pertes d'amines.

IV.3.1 Simulation et validation

Pour nous assurer de la fiabilité du logiciel « ASPEN HYSYS » et de la pertinence du choix du modèle thermodynamique, nous avons commencé notre travail de simulation par la validation du modèle thermodynamique sélectionné ainsi que le schéma de procédé. Pour atteindre cet objectif, nous avons, dans un premier temps, simulé le procédé de décarbonatation utilisant les données spécifiées dans l'étude de conception initiale (design), voir tableau IV.1.

Dans une deuxième étape, nous avons fait une comparaison entre les paramètres restants (qui n'ont pas été introduits pendant la simulation) calculés par le logiciel et ceux du design en déduisant les erreurs.

❖ Simulation de l'unité de décarbonatation du complexe GL2/Z

Tableau IV.1: Composition et conditions du gaz d'alimentation et du solvant MEA.

		GN	MEA
Conditions	T(°C)	38	38
	P(bar)	41.5	41.5
	Débit (Nm ³ /h) _{GN} (m ³ /h) _{MEA}	270.000	45
Composition (% en mole) _{GN}	CH ₄	83.49	0.00
	C ₂ H ₆	6.85	0.00
	C ₃ H ₈	2.15	0.00

(% en poids) _{MEA}			
	i C ₄ H ₁₀	0.30	0.00
	C ₄ H ₁₀	0.50	0.00
	i C ₅ H ₁₂	0.08	0.00
	C ₅ H ₁₂	0.11	0.00
	C ₆ H ₁₄	0.13	0.00
	CO ₂	0.18	0.00
	N ₂	6.00	0.00
	He	0.21	0.00
	H ₂ O	0.00	85.00
	MEA	0.00	15.00

Voir ci-après les captures prises depuis le simulateur HYSYS montrant les conditions et la composition du GN et MEA introduites :

	Mole Fractions
Methane	0,8349
Ethane	0,0685
Propane	0,0215
i-Butane	0,0030
n-Butane	0,0050
i-Pentane	0,0008
n-Pentane	0,0011
n-Hexane	0,0013
Nitrogen	0,0600
Helium	0,0021
H2S	0,0000
MEAmine	0,0000
H2O	0,0000
CO2	0,0018

Total

Edit... View Properties... Basis...

OK

Figure IV.1: Composition de GN(%mol).

	Mass Fractions
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
Nitrogen	0,0000
Helium	0,0000
H2S	0,0000
MEAmine	0,1500
H2O	0,8500
CO2	0,0000

Total

Edit... View Properties... Basis...

OK

Figure IV.2: Composition de MEA pauvre(%poids).

Stream Name	GN
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	38,00
Pressure [kPa]	4150
Molar Flow [kgmole/h]	1,205e+004
Mass Flow [kg/h]	2,275e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	686,8
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,280e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-115,1
Heat Flow [kJ/h]	-8,769e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1772
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

OK

Stream Name	MEA P
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	38,00
Pressure [kPa]	4150
Molar Flow [kgmole/h]	2224
Mass Flow [kg/h]	4,499e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	45,00
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,849e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-175,6
Heat Flow [kJ/h]	-6,337e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	44,40
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

OK

Figure IV.3: Conditions de la charge GN.

Figure IV.4: Conditions de la charge MEA.

La figure IV.5, représente le PFD de procédé de l'unité de décarbonatation du complexe GL2/Z qui a été développé pour le procédé d'amine à l'aide du logiciel de simulation Aspen HYSYS V11, utilisant le modèle thermodynamique Acide Gas-Chemical Solvents.

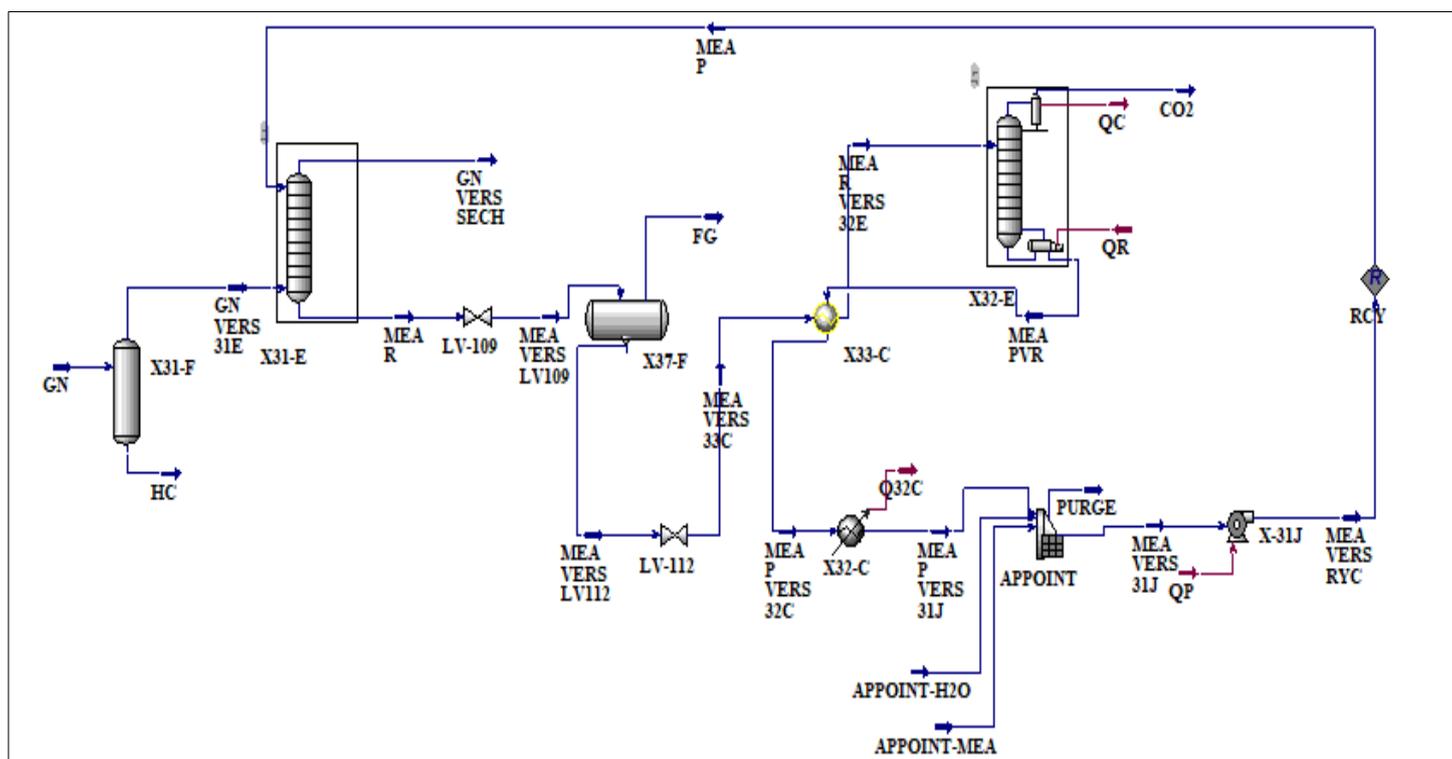


Figure IV.5: PFD de procédé de décarbonatation du complexe GL2/Z.

❖ **Validation de la simulation**

Pour la partie validation, nous avons sélectionné quelques paramètres, clés dans le procédé, qui sont calculés par le logiciel HYSYS. Par la suite nous avons vu les écarts de ces calculs par rapport aux valeurs de design en calculant les erreurs. Pour ce faire cette équation a été utilisée : $Erreur = \Delta X = |X_D - X_H|/X_D$

Tableau IV.2: Comparaison entre les résultats design et les résultats HYSYS.

Paramètre	Design	HYSYS	Erreur %
Teneur en CO ₂ dans le GNT <70ppm	70	3.20	/
Puissance de rebouilleur (kcal/h)	4.94*10 ⁶	5.37*10 ⁶	8.71%
Température de fond du régénérateur(°C)	118	114.90	2.63%
Température de tête du régénérateur(°C)	107	106.90	0.093%
Température de GNT(°C)	41	38.40	6.34%

Les résultats montrent que l'erreur moyenne pour les paramètres qui ont été pris pour validation est inférieure à 10%. Notre simulation donc est jugée valide pour être utilisée dans cette étude.

IV.3.2 Simulation de l'unité de décarbonatation utilisant divers types d'amines

Dans cette partie, nous avons utilisé notre simulation en exploitant celle réalisée avec divers types d'amine qui sont : DGA, DEA, MDEA et MDEA activée par la Pipérazine.

Sachant que pendant cette étude, les équipements de la section de décarbonatation et leurs paramètres d'exploitation (pression, température, nombre de plateaux et le diamètre) ont été maintenus tels qu'ils sont avec tous les solvants en gardant les mêmes conditions de la charge GN à traiter alors que les paramètres dépendant du type du solvant sont calculés par le logiciel comme ils sont différents par rapport à ceux de la solution MEA.

En se basant sur des équations d'estimation de débit de circulation de la phase liquide, nous avons convergé notre simulation.

Après, ces débits ont été changés en suivant le comportement des paramètres clés influencent sur la capacité de traitement du GN, les coûts d'investissement et la puissance de

régénération et nous avons tracé des courbes selon les résultats obtenues, en déduisant le débit minimum d'amine qui garantit une purification de la charge GN selon les spécifications.

Ce débit minimum est ensuite fixé et utilisé pour calculer à l'aide du logiciel HYSYS d'autres paramètres caractérisant les solvants l'un de l'autre dans le but des comparés.

IV.3.2.1 Estimation de débit de circulation minimum de la phase liquide

Vu que le débit de circulation d'amine pauvre est une donnée demandée par HYSYS, nous avons fait une estimation de ce débit en se basant sur des équations qui nous permettront juste une estimation qui est nécessaire pour faire converger le système, mais c'est l'étude statique sur le simulateur HYSYS qui va nous donner la possibilité d'avoir l'estimation proche du choix optimale de débit de circulation minimum qui va garantir la purification de la charge d'alimentation du gaz naturel. Les normes de commercialisation du complexe GL2/Z exigent une teneur en CO₂ inférieur à 70 ppm. La détermination de la variation de la teneur de CO₂ dans le gaz traité à la sortie de la colonne d'absorption permet de fixer le débit minimum de travail (DMT) qui donne une teneur de CO₂ ne dépassant pas 70 ppm.

Les équations utilisées pour l'estimation de débit primaire de circulation d'amine pauvre sont [5] :

Pour la DGA

$$DCAP = 55.8 * Q * \frac{y}{x}$$

Pour la DEA

$$DCAP = 45 * Q * \frac{y}{x}$$

Pour la MDEA et la MDEA activée

$$DCAP = 50.2 * Q * \frac{y}{x}$$

Avec :

DCAP : débit de circulation d'amine pauvre, gallon/min ;

Q : débit de circulation de la charge GN, MMscfd (million standard cubic feet per day) ;

y : concentration d'acide gaz, % mol ;

x : concentration d'amine, % en poids.

❖ **Utilisation de la solution de diglycolamine (DGA)**

Pour une première approche on fait une estimation de DCAP à l'aide de la relation mentionnée précédemment on trouve :

$$DCAP = 55.8 * (12050/49.81) * (0.18/50)$$

$$DCAP = 48.60 \text{ gal/min (soit } 0.18 \text{ m}^3/\text{min)}$$

$$DCAP = 11,04 \text{ m}^3/\text{h}.$$

D'après les recommandations issues de la littérature, la concentration de fonctionnement avec la DGA est comprise entre 50% - 60% en poids, dans notre étude, on va choisir les concentrations minimales pour chaque amine.

L'utilisation de 50% de DGA avec un débit de 11.04 m³/h permet de converger le système, mais la teneur de CO₂ dans le gaz traité n'obéit pas aux spécifications recommandées par le complexe.

Par tâtonnement, HYSYS nous a permis de trouver le débit minimum de travail (DMT) qui assure une teneur de CO₂ ne dépassant pas 70 ppm. Les résultats sont montrés dans le tableau IV.3 et le graphe IV.6 :

Tableau IV.3 : Estimation du DMT (cas de DGA).

DCAP (m ³ /h)	Teneur de CO ₂ (ppm)
11.04	116.80
15	81.68
17.20	69.40
22	50.62
32	30.41
42	19.94
52	14.04
62	9.85
72	7.15

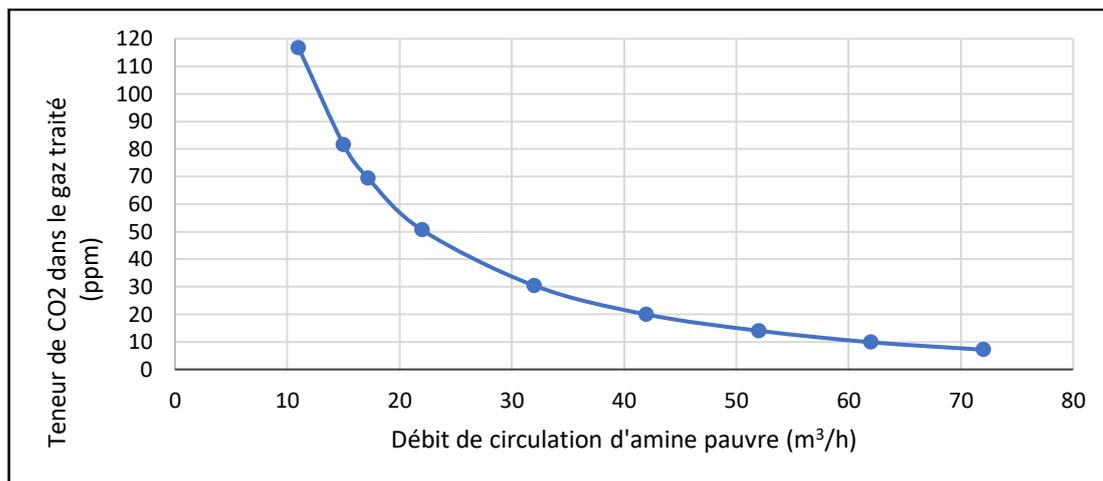


Figure IV.6: Variation de la teneur de CO₂ dans le GT en fonction de DMT (casDGA).

D'après les résultats on trouve que le DMT qui correspond à une teneur de CO₂ inférieur à 70 ppm égale à 17.20 m³/h.

❖ **Utilisation de la solution de diéthanamine (DEA)**

$$DCAP = 45 * (12050/49.81) * (0.18/30)$$

$$DCAP = 65.32 \text{ gal/min (soit } 0,25 \text{ m}^3/\text{min)}$$

$$DCAP = 14.84 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Tableau IV.4: Estimation de DMT (cas de DEA).

DCAP (m ³ /h)	Teneur de CO ₂ (ppm)
14,84	375.91
20	283.14
40	165.87
80	89.14
100	67.59
120	51.78
140	40.40
160	33.12

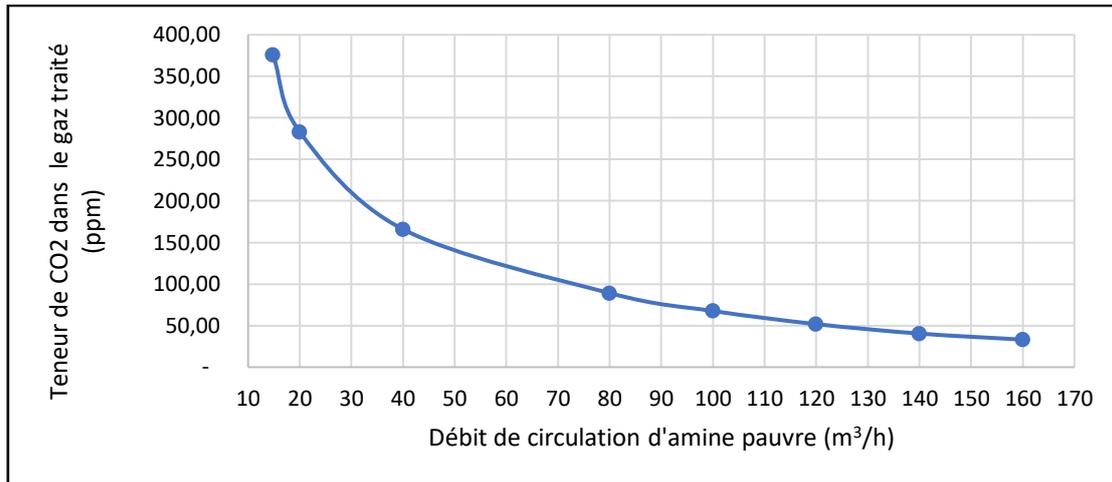


Figure IV.7: Variation de la teneur de CO₂ dans le GT en fonction de DMT (cas DEA).

À partir des résultats de la simulation illustrés dans le graphe IV.7 et le tableau IV.4 on déduit que pour une concentration minimale de 30% DEA en poids, le débit de la solution d'amine doit être supérieure ou égale à 100 m³/h.

❖ **Utilisation de la solution de méthyldiéthanolamine (MDEA)**

$$DCAP = 50.2 * (12050/49.81) * (0.18/40)$$

$$DCAP = 54.65 \text{ gal/min (soit } 0,21 \text{ m}^3/\text{min)}$$

$$DCAP = 12.41 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Tableau IV.5 : Estimation de DMT (cas de MDEA)

DCAP (m ³ /h)	Teneur de CO ₂ (ppm)
1700	83.16
1750	79.11
1800	75.30
1880	69.49
2000	62.12
2500	39.67
2800	31.00
3100	24.52

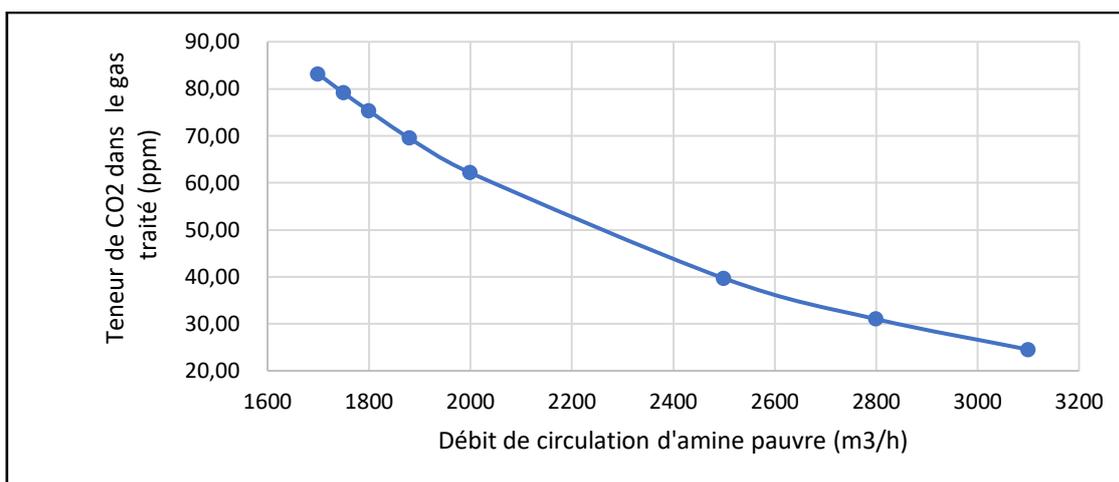


Figure IV.8: Variation de la teneur de CO₂ dans le GT en fonction de DMT (cas MDEA).

L'étude statique sur HYSYS montre que pour une concentration de 40% en poids de MDEA, le débit de la solution d'amine doit être supérieur ou égale à 1880 m³/h.

Il est bien clair que la MDEA consomme un débit très élevé donc pour le diminué, on va voir par la suite l'activation de cette amine par la pipérazine.

❖ **Utilisation de la solution de méthyl-diéthanolamine (MDEA) activée**

L'activation de la MDEA (40% en poids) par la pipérazine (3% en poids) donne les résultats suivants :

Tableau IV.6: Estimation de DMT (cas MDEA activée)

DCAP (m ³ /h)	Teneur de CO ₂ (ppm)
25	127.24
30	74.89
32	63.78
40	38.31
45	30.18
50	26.64

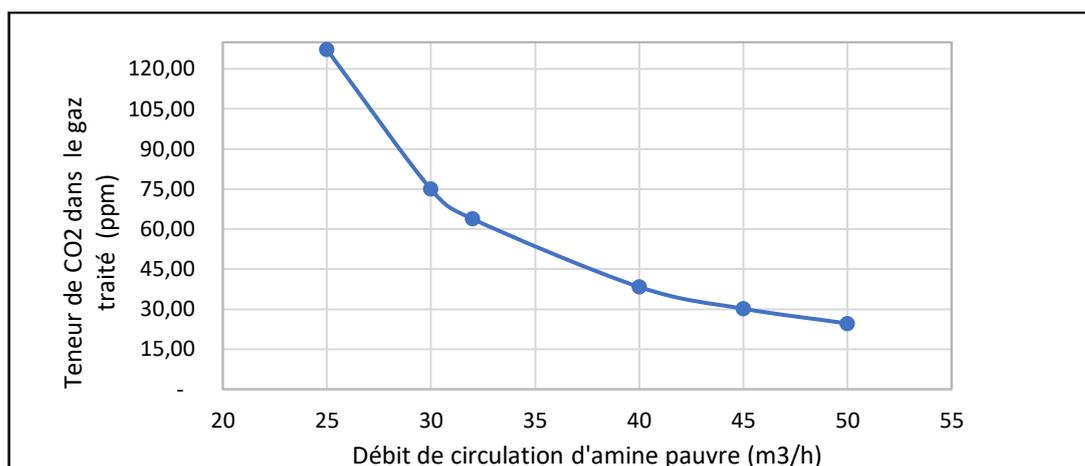


Figure IV.9: Variation de teneur du CO₂ dans le GT en fonction de DMT (cas MDEA activée).

D'après ces résultats, le débit d'amine qui permet de traiter le gaz d'alimentation et obtenir une teneur de CO₂ inférieure à 70 ppm doit être supérieure ou égale à 32 m³/h.

IV.4 Résultats de l'unité de décarbonation pour les divers types d'amines

Après avoir déterminé le débit minimum de travail grâce au simulateur, on résume les résultats de la simulation obtenus dans le tableau IV.7

Tableau IV.7: Résultats de la simulation de l'unité de décarbonation.

Amines	MEA (15%)	DGA (50%)	DEA (30%)	MDEA (40%)	MDEA/Pz (43%)
DMT(m ³ /h)	45	17.2	100	1880	32
La fraction molaire de CO ₂ dans le GT (ppm)	3.20	69.40	67.59	69.49	63.78
Température d'amine à la sortie de la CA (°C)	39.95	39.82	38.76	38.16	39.77
Taux de charge (moleCO ₂ /mole d'amine)	0.247	0.196	0.0713	0.0032	0.176
Perte d'amine totale (Kg/h)	0.852	0.234	0.0120	0.157	0.230
Quantité de GN entraînée par l'amine (Kg/h)	36.212	24.984	78.920	1678.570	30.0047
Puissance de rebouilleur (KJ/h)	2.247*10 ⁷	6.161*10 ⁶	2.897*10 ⁷	2.552*10 ⁸	1.248*10 ⁷

D'après les résultats obtenus, on retient que la puissance fournie au rebouilleur dépend directement du débit minimum de travail. Plus le débit de la solution d'amine est important, plus la puissance dépensée est importante.

L'autre point important qu'on retient également est que l'activation de la MDEA (à 43%) permet d'avoir un taux d'élimination comparable à celui de la DGA (50 %).

Parmi les cinq amines étudiées, il est clair que la MEA est celle qui permet d'avoir un taux d'élimination et une température les plus élevés. L'inconvénient reste que cette solution devient plus corrosive lorsque le taux de CO₂ devient important par rapport aux autres amines.

Le dernier point à relever est que l'utilisation de la MDEA non activée occasionne beaucoup de perte de GN.

IV.4.1 La puissance de rebouilleur

D'après les résultats du tableau IV.7, il est visible que la DGA demande un DMT le plus faible par rapport aux autres amines ce qui ne nécessite pas une puissance très élevée pour la régénération de cette amine, par contre le DMT de la MDEA est le plus élevé donc sa régénération utilise une puissance beaucoup plus élevée. On a remarqué aussi que la MDEA activée demande moins de puissance comparée aux MDEA et même aux DEA et MEA.

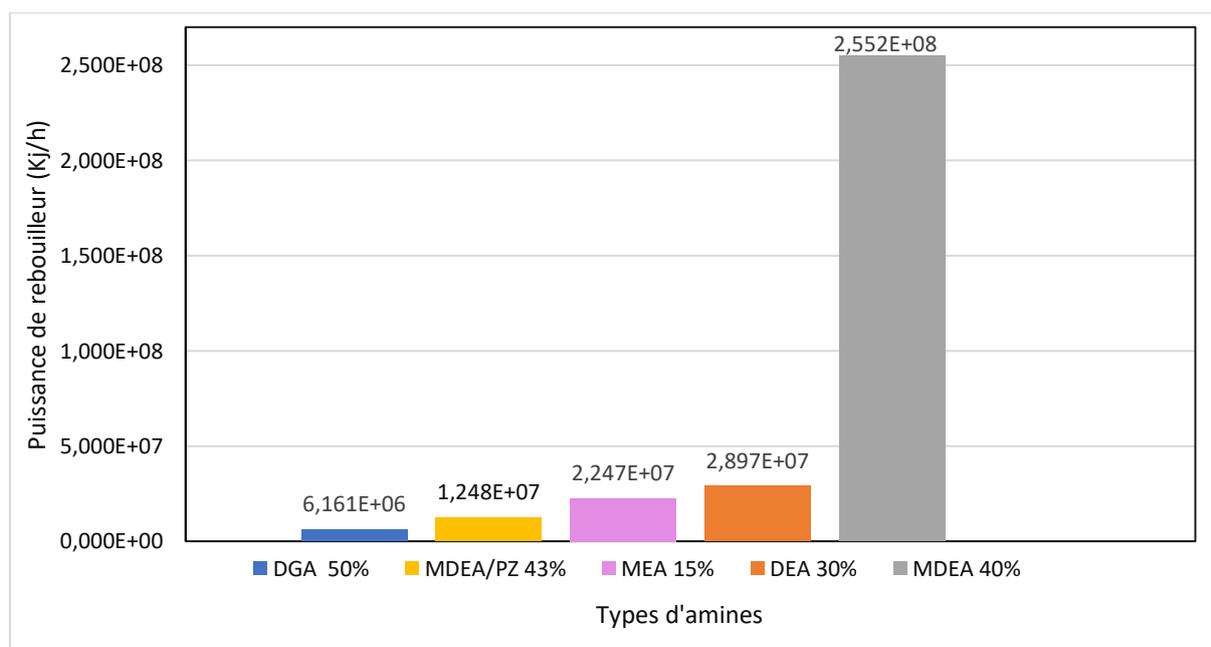


Figure IV.10: Comparaison des puissances de rebouilleur pour les divers types d'amines.

IV.4.2 La réactivité

Du fait que la réaction d'absorption est exothermique, la température qui règne à l'intérieur de la colonne ne peut qu'augmenter de haut en bas. À cet effet, le taux d'absorption du CO₂ augmente également de haut en bas jusqu'à atteindre une valeur maximale. Ceci signifie que la majorité du CO₂ est absorbé vers le bas de la colonne.

Au-delà, la température ne croît que très faiblement. C'est ce qui est montré sur les courbes de la figure IV.11 pour les trois amines MEA, DGA et MDEA activée. Pour la DEA, l'augmentation de la température ne commence qu'à partir du plateau 5 pour atteindre la valeur maximale au niveau du plateau 24. Par contre, pour la MDEA, la température reste sensiblement constante le long de la colonne. Ceci signifie que le taux d'absorption de CO₂ par la MDEA est très faible.

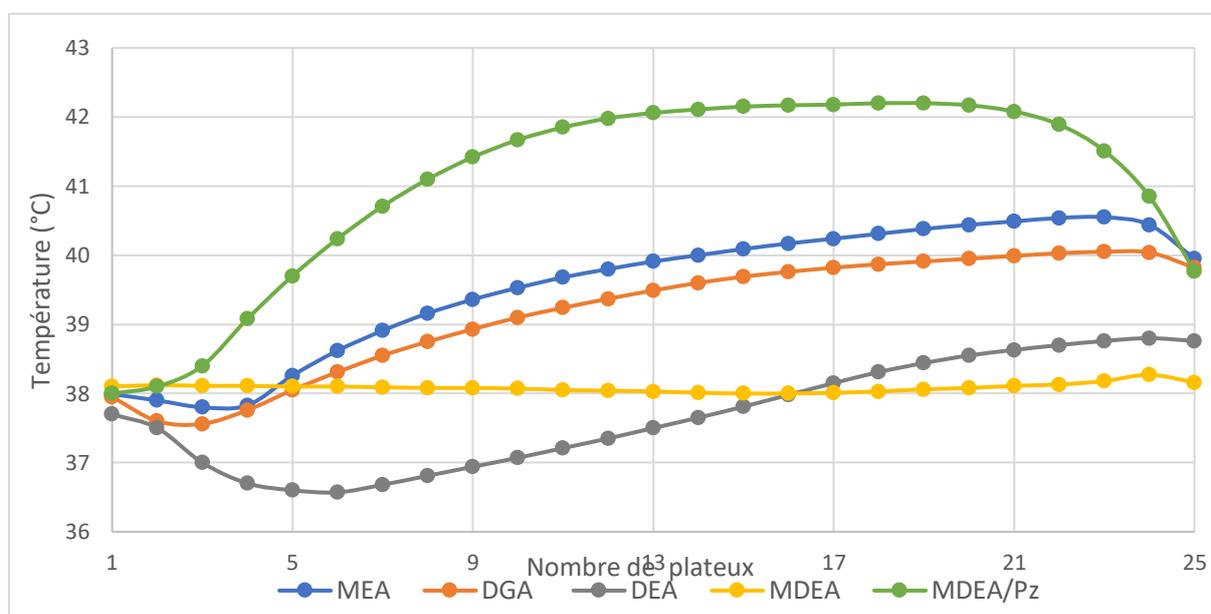


Figure IV.11: Les profils de températures de la colonne d'absorption des divers types d'amines.

Les résultats illustrés dans le tableau IV.7 montrent que la MEA permet d'avoir une meilleure purification comparée aux autres amines.

Malheureusement, lorsque la quantité de CO₂ absorbée est importante et que la température de sortie est élevée, ceci favorise le phénomène de corrosion dans plusieurs sections d'unité de décarbonatation vu que le pH de la solution tend à baisser avec

l'augmentation de la température. C'est le cas de la MEA. Pour la MDEA activée, le phénomène de corrosion sera relativement moins important.

La MDEA présente le taux de corrosion le plus faible, le seul inconvénient de ce solvant, c'est que pour une meilleure purification le système demande un débit très élevé, ce qui augmente le coût de fonctionnement.

IV.4.3 Perte d'amine

Les pertes d'amine dans l'unité de décarbonatation sont localisées dans trois zones principales, l'absorbeur, le séparateur d'amine et le régénérateur, comme il est illustré sur la figure IV.12. On constate que la majorité des pertes se présente dans l'absorbeur avec une perte énorme de la MEA qui est environ de 0.85 Kg/h. Les pertes de la MDEA activée sont aussi élevées comparées à la MDEA. On remarque aussi que la DEA présente les pertes les plus petits dans les trois zones.

Comme ces pertes sont dues à l'évaporation, il est évident que l'amine la plus volatile, en l'occurrence, la MEA enregistre le plus de perte.

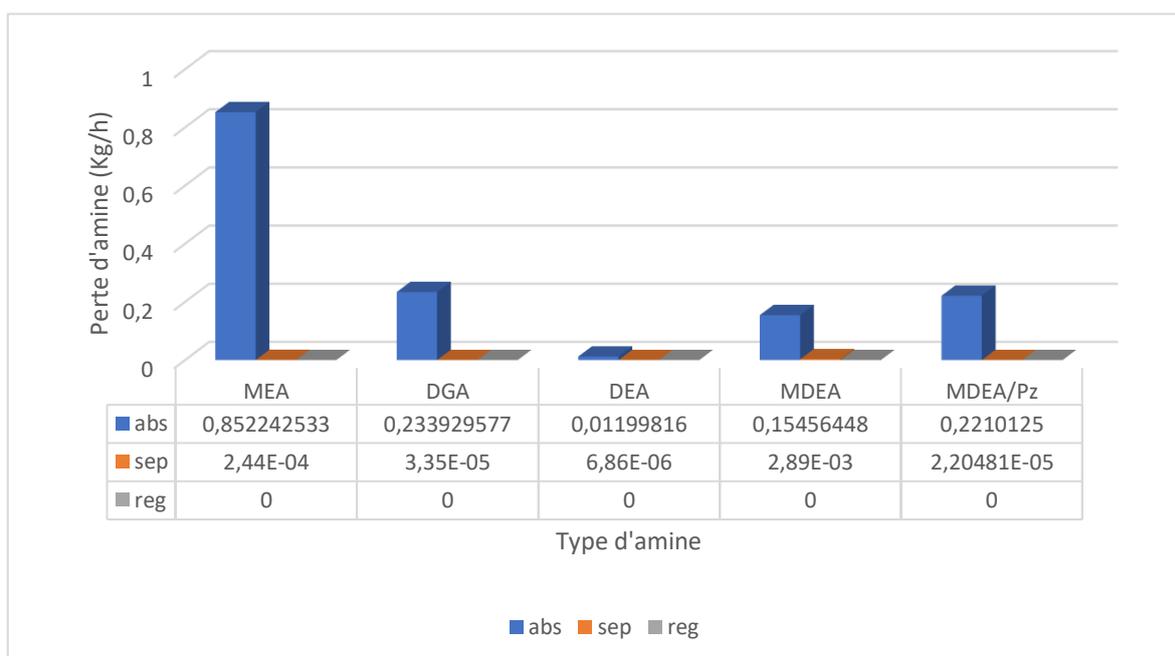


Figure IV.12 : Comparaison entre les pertes d'amine dans les trois zones principales.

IV.4.4 Influence de la température de fonctionnement sur les pertes d'amines

L'autre paramètre clé est la température d'amine pauvre à l'entrée de l'absorbeur. La figure IV.13 montre que les pertes d'amines augmentent avec cette température. Ce qui est tout à fait normale car, l'évaporation est plus importante lorsque la température est élevée.

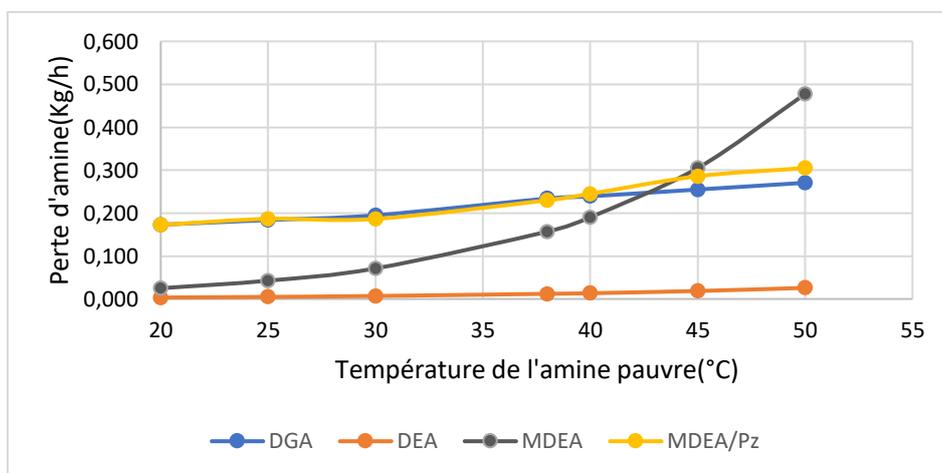


Figure IV.13: Comparaison entre les pertes par évaporation des quatre types d'amines en fonction de la température d'amine pauvre.

IV.4.5 L'effet de la température d'amine pauvre sur la capacité de traitement du GN

La figure IV.14 montre que plus la température à l'entrée est élevée, plus l'absorption est meilleure. Mais, il faut travailler à une température supérieure à 30°C pour obtenir la purification imposée (70 ppm), sauf pour la MDEA qui nécessite une température supérieure.

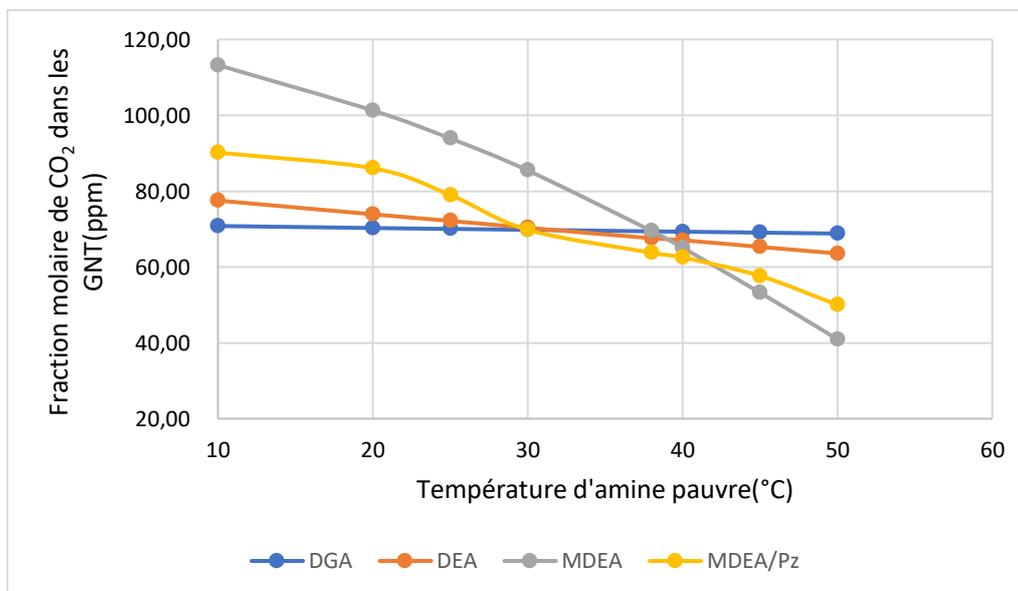


Figure IV.14 : Effet de la température d'amine pauvre sur l'absorption pour différents types d'amines.

IV.4.6 Effet de la pression sur la capacité de traitement de gaz naturel

Les résultats obtenus (fig. IV.15) montrent que l'augmentation de la pression de la solution d'amine pauvre améliore le rendement de purification du gaz naturel pour les quatre types d'amines. L'absorption est donc favorisée à des pressions élevées.

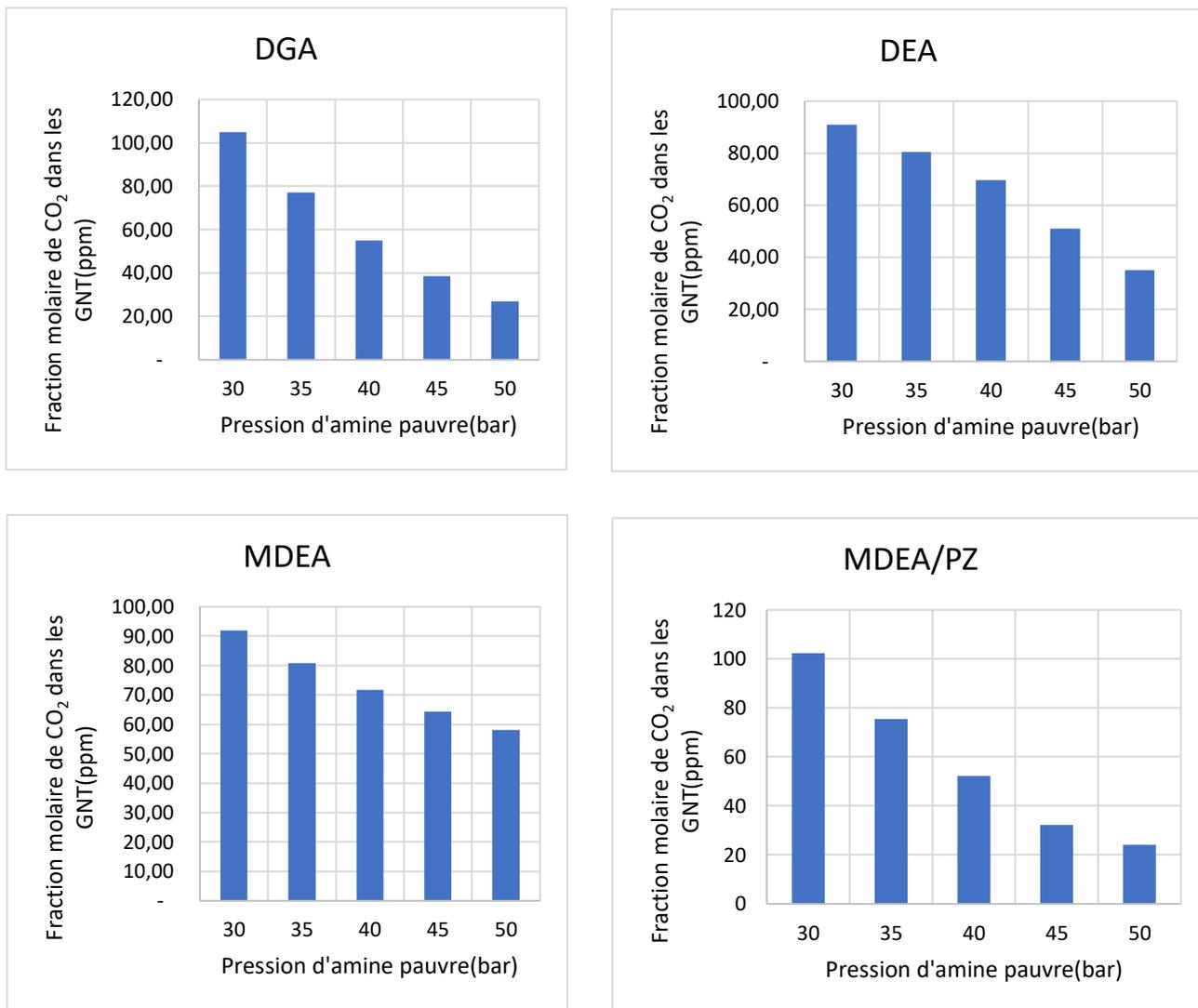


Figure IV.15: Effet de la pression d'amine pauvre sur l'absorption pour les quatre types d'amines.

Conclusion générale

La simulation sur HYSYS nous a permis de faire une étude comparative de l'absorption de CO₂ par différentes amines. Nous avons comparé les résultats obtenus avec quatre amines différentes (DGA, DEA, MDEA et MDEA activée) à ceux de la MEA qui est utilisée dans le complexe GL2/Z. Le tableau IV.8 résume les résultats les plus importants.

Tableau IV.8 : Comparaison des résultats avec les divers types d'amines.

Amines	DGA (50%)	MDEA/Pz (43%)	MEA (15%)	DEA (30%)	MDEA (40%)
DMT(m ³ /h)	17.2	32	45	100	1880
Taux de charge (mole CO ₂ /mole d'amine)	0.196	0.176	0.247	0.0713	0.0032
Température d'amine riche (°C)	39.82	39.77	39.95	38.76	38.16
Perte d'amine totale (Kg/h)	0.234	0.230	0.852	0.0120	0.157
Quantité de GN entraînée par l'amine (Kg/h)	24.984	30.0047	36.212	78.920	1678.570
Puissance de rebouilleur (KJ/h)	6.161*10 ⁶	1.248*10 ⁷	2.247*10 ⁷	2.897*10 ⁷	2.552*10 ⁸

D'après les résultats, on conclue que la MEA et la DGA sont les amines les plus réactives, elles réagissent avec le CO₂ rapidement donnant un taux de charge le plus élevé. Mais la perte d'amine est beaucoup plus importante avec la MEA (72% en plus). On constate également que l'activation de la MDEA permet d'améliorer sa réactivité.

Par rapport à la quantité de GN entraînée, la MEA cause plus de perte de GN que la DGA (31% en plus). De même pour la puissance fournie au rebouilleur, elle est supérieure de 72% avec la MEA.

Quant au débit de circulation de l'amine, la DGA et la MDEA activée nécessitent les débits les plus faibles.

Au vu de ces résultats, on peut recommander l'utilisation de la DGA en remplacement de la MEA. Sauf que sa concentration doit être beaucoup plus élevée que celle de la MEA (70% en plus). En définitive, c'est l'analyse technico-économique qui permet d'obtenir le meilleur choix.

Référence bibliographique

- [1] C. Mauger, «Tout savoir sur les différents types d'énergie,» 22 Novembre 2022. [En ligne]. Available: <https://www.letudiant.fr/college/tout-savoir-sur-les-differents-types-d-energie.html>. [Accès le 04 Juin 2023].
- [2] A. Hooman, K. Nazanin, F. Alireza, A. Mohammad, D. Mehdi et G. Annas, «Prediction of sulfur content in propane and butane after gas purification on a treatment unit,» IFP Energies nouvelles, Iran, 2018.
- [3] A. Rojey, Le gaz naturel, Paris: Technip, 2013.
- [4] S. D. Nasrin, B. Reza, S. Yasaman, A. Afshin et M. Amir, «Simulation and Optimization of the Acid Gas Absorption Process by an Aqueous Diethanolamine Solution in a Natural Gas Sweetening Unit,» ACS Omega, 2021.
- [5] Data Book Engineering Gas Processors Suppliers Association, Tulsa: Twelfth Edition, 2004.
- [6] «Techniques de l'ingénieur,» [En ligne]. Available: <https://www.techniques-ingenieur.fr/glossaire/decarbonatation-du-gaz-naturel#:~:text=Concr%C3%A8tement%2C%20la%20d%C3%A9carbonatation%20du%20gaz,pour%20d%C3%A9sorber%20les%20gaz%20acides>. [Accès le 04 Juin 2023].
- [7] K. Pullman, Manuel opératoire procédé, Arzew: E-1594, 1979.
- [8] P. Kellogg, «Manuel opératoire de procédé,» chez Traitement, vol. 1, Arzew, 1979.
- [9] «Futura,» [En ligne]. Available: <https://www.futura-sciences.com/planete/definitions/developpement-durable-dioxyde-carbone-729/>. [Accès le 5 Avril 2023].
- [10] P. F. Borowski, «Management of Energy Enterprises in Zero-Emission Conditions: Bamboo as an Innovative Biomass for the Production of Green Energy by Power Plants,» Warsaw, 2022.
- [11] P. Borowski, I. Patuk et E. Bandala, «Innovative Industrial Use of Bamboo as Key “Green” Material,» 2022.

- [12] D. Cathy, «Etude de la capture du CO₂ par absorption physique dans les systèmes de production d'électricité bases sur la gazéification du charbon,» Paris, 2005.
- [13] «Cour: La décarbonatation du gaz naturel,» Boumerdes, 2015.
- [14] «Techniques de l'ingénieur,» [En ligne]. Available: <https://www.techniques-ingenieur.fr/glossaire/decarbonatation-du-gaz-naturel#:~:text=Les%20proc%C3%A9d%C3%A9s%20d'adsorption%2C%20eux,avec%20la%20surface%20du%20solide..> [Accès le 18 04 2023].
- [15] S. Canadainc. [En ligne]. Available: <https://stscanadainc.com/separation-des-gaz-par-membrane.html>. [Accès le 18 04 2023].
- [16] N. Phuc, «Contacteurs à membranes denses pour les procédés d'absorption gaz-liquide intensifiés.Application à la capture du CO₂ en post combustion,» 2011.
- [17] B. D, Anantharaman et Neksa, «Low-temperature CO₂ capture technologies— Applications and potential,» Norway, 2013.
- [18] K. Timmerhaus et R. Reed, Cryogenic Engineering fifty years of progress, Berlin/Heidelberg: Springer, 2007.
- [19] G. Xu, F. Liang, Y. Yang et Y. Hu, «An improved CO₂ separation and purification system based on cryogenic separation and distillation theory,» Beijing, 2014.
- [20] P. W. Kidnay A, Fundamentals of natural gas processing, 1 éd., Boca Raton: CRC Press, 2006.
- [21] M. Stewart, Surface Production Operations, San Diego: Gulf Professional Publishing, 2014.
- [22] C. Font-Palma, D. Cann et C. Udemu, «Review of Cryogenic Carbon Capture Innovations and Their Potential Applications,» Hull, 2021.
- [23] N. Kohle, Gas purification, 5e éd., Houston: Gulf pub, 1997.
- [24] A. Kohl et F. Riesenfeld, Gas Purification, McGraw-Hill, Éd., California, 1960.
- [25] M. Subhasish, «A Technical Report on Gas Sweetening by Amines,» Mumbai, 2015.
- [26] Aspen HYSYS Tutorials and Applications, USA: Aspen Technology, 2005.

[27] «HYSYS : an introduction to chemical engineering simulation for UTM Degree,»
Malaysia, 2007.