



Department of Process Engineering

قسم هندسة

الطرائق

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

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option : **GÉNIE CHIMIQUE**

THÈME

**Approche Et Modélisation De La Modification Du Solvant MEA Dans
La Partie Décarbonatation Du Complexe GL2/Z Sur La Base D'un
Alliage D'amines MDEA/MEA**

Présenté par

- 1- DJEZZAR Mohamed
- 2- DAMENE Radhwane

Soutenu le 11 /06/ 2024 devant le jury composé de :

Président :	MERAD-DIB Hanae	Grade	MCB	Université de MOSTAGANEM.
Examineur :	KHEDIM Mohamed Amine	Grade	MAA	Université de MOSTAGANEM
Rapporteur :	BENDENIA Chahrazed	Grade	MCA	Université de MOSTAGANEM
Co-Encadreur	MOULEBHAR Samia	Grade	PHD	Université de MOSTAGANEM

Année Universitaire 2023/2024

Remerciements

En premier lieu, Nous tenons à remercier le DIEU le tout puissant pour nous avoir donné : le courage, la patience et la bonne santé afin de mener ce projet à terme.

Un grand merci tout particulier à madame **Chahrazed BENDENIA**, Maître de conférences A, à l'Université de Mostaganem, qui a accepté de nous encadrer. Nous la remercierons, aussi, pour sa gentillesse, ses conseils, ses encouragements, ses remarques et surtout son aide assez précieuse.

Nos vifs remerciements vont, également, à Madame **Hanaa MERAD DIB**, Maître de conférences B, à l'université de Mostaganem, d'avoir accepté de présider le jury, c'est un grand honneur pour nous.

Nous tenons à exprimer toutes nos reconnaissances à Monsieur **Mohamed Amine KHEDIM**, Maître Assistant A, à l'Université de Mostaganem, d'avoir accepté d'examiner ce travail et pour sa disponibilité. c'est un grand honneur pour nous.

Nous tenons à exprimer également notre sincère gratitude à M^{elle} **Samia MOULEBHAR**, doctorante en génie électrique, à l'Université de Mostaganem, pour ses efforts inlassables, ses précieux conseils et son soutien indéfectible. Elle a généreusement consacré son temps à nous co-superviser et à nous guider étroitement tout au long de la réalisation de ce projet. Son expertise et ses conseils ont été déterminants pour notre réussite.

Nous adressons nos sincères remerciements à toutes personnes ayant contribué, de près ou de loin, à l'aboutissement de ce travail trouvent ici le témoignage de notre profond respect.

Dédicace

Je dédie ce modeste travail aux deux êtres qui me sont très chers dans cette vie, à savoir mon père et ma mère. Je leur dis merci papa du fond de mon cœur pour ton éducation, ton sacrifice, ton assistance et pour ce que tu m'as fait et qui m'a permis d'avoir cette réussite et ce bonheur.

Je te dis merci et mille fois merci maman pour ta patience, ton courage et ton sacrifice pour moi.

Avec toute ma fidélité et tout mon amour pour vous, mes parents, je ne pourrai jamais égaler votre mérite.

A mes chères sœurs qui n'ont jamais cessé de m'encourager.

A mes chères frères youcef et yahia

*Merci à mes amis intimes et à mes collègues de travail ;
radhwane, mohamed, abedrahmen , oussama , djwade ,
walid, imed, wassim, et tous mes amis .*

A la fin je dédie à tous ceux qui m'ont aidé dans mon parcours scolaire de près ou de loin.

DJEZZAR MOHAMED

Dédicace

Je dédie ce modeste travail aux deux êtres qui me sont très chers dans cette vie, à savoir mon père et ma mère. Je leur dis merci papa du fond de mon cœur pour ton éducation, ton sacrifice, ton assistance et pour ce que tu m'as fait et qui m'a permis d'avoir cette réussite et ce bonheur.

Je te dis merci et mille fois merci maman pour ta patience, ton courage et ton sacrifice pour moi.

Avec toute ma fidélité et tout mon amour pour vous, mes parents, je ne pourrai jamais égaler votre mérite.

A mes chères sœurs qui n'ont jamais cessé de m'encourager.

A mon chère frère Qaddour

Merci à mes amis intimes et à mes collègues de travail ; mohamed, abedrahmen oussama , djwade ,walid, imed , abed , wassim et tous mes amis.

A la fin je dédie à tous ceux qui m'ont aidé dans mon parcours scolaire de près ou de loin.

DAMENE RADHWANE

ملخص

في إطار هذه العملية، تم بحث مسألة تعديل محاليل الأمينية الأولية (MEA) monoethanolamine موجودة عادة في قطاع إزالة الكربونات من مجموعة GL2/Z باستخدام مزيج من الأمينية الأولى والثانية من خلال نموذج باستخدام برنامج ASPEN HYSYS ونتيجة لذلك، فإن معالجة MDEA تنتج تركيزات CO₂ في الغاز المعدل 1500 PPM. هذه النسبة هي أعلى بكثير من تركيز 70 PPM المحدد في التوصيات. بالإضافة إلى ذلك، أظهرت أن التدخل في MDEA مع جزء صغير من MEA يؤدي إلى نتائج جيدة. وبالتالي، كان من الممكن تطوير المكون المثالي الذي يستند إلى 41% من MDEA و 9% من MEA في الوزن، للحصول على أقل تكلفة. تم تقييم موثوقية هذا البديل لتقييم الحاجة إلى تقليل استهلاك الطاقة للمعدات الحرارية والتقنيات الهيدروجيناميكية من كلا الجانبين .

الكلمات الدالة: إزالة الكربونات، محاكاة، MEA، MDEA، معدل التغيير.

RESUME

Dans le cadre de ce travail, la question de la modification de la solution d'amine primaire monoéthanolamine (MEA) habituellement présente dans la section de décarbonatation du complexe GL2/Z en utilisant un mélange d'amine primaire et tertiaire à travers une simulation utilisant le logiciel ASPEN HYSYS a été examinée.

Il en résulte que le traitement à la MDEA génère une concentration de CO₂ dans le gaz traité de l'ordre de 1 500 PPM. Ce taux est largement supérieur à la concentration de 70 PPM prévue par les spécifications. En outre, il est apparu que le fait de faire intervenir la MDEA avec une petite portion de MEA aboutit à de bons résultats. Ainsi, il a été possible de mettre au point une composition optimale à base de 41% de MDEA et 9% de MEA en poids, pour un débit minimum.

La vérification de la fiabilité de cette alternative a permis d'évaluer la nécessité de réduire la consommation d'énergie de l'équipement thermique et les paramètres hydrodynamiques des deux colonnes.

Mots clé : décarbonatation, simulation, MEA, MDEA, taux de chargement.

Abstract

In this work, the question of modifying the primary amine monoethanolamine (MEA) solution usually present in the decarbonation section of the GL2/Z complex by using a mixture of primary and tertiary amine through a simulation using the ASPEN HYSYS software was examined.

As a result, MDEA treatment generates a CO₂ concentration in the treated gas of around 1,500 PPM. This is considerably higher than the 70 PPM concentration provided by the specifications. In addition, it appeared that involving MDEA with a small portion of MEA leads to good results. It was thus possible to develop an optimum composition based on 41% MDEA and 9% MEA by weight, for a minimum flow rate.

Verification of the reliability of this alternative made it possible to assess the need to reduce the energy consumption of the thermal equipment and the hydrodynamic parameters of the two columns.

Key words: decarbonation, simulation, MEA, MDEA, loading rate.

SOMMAIRE	Page
INTRODUCTION GENERALE	
CHAPITRE I : PRESENTATION GENERALE DU COMPLEXE GL2Z, SONATRACH, ALGERIE	03
I.1. Introduction	03
I.2. Description Du Complexe GL2/Z	04
I.3. Caracteristiques Générales Des Zones Du Complexe GL2/Z	04
I.3.1. Zone d'utilités	04
I.3.2. Zone de procédé	05
I.3.2.1. Section de démercurisation	05
I.3.2.2. Section de décarbonatation	06
I.3.2.3. Section de Déshydratation	08
I.3.2.4. Section de séparation	08
I.3.2.5. Section de liquéfaction	10
I.3.2.6. Section de compression	10
I.3.2.6.1. Le système de propane réfrigérant	11
I.3.2.6.2. Le système de réfrigérant mixte (MCR)	13
I.3.2.7. Section de fractionnement	13
I.3.2.7.1. Séparation de l'éthane	13
I.3.2.7.2. Séparation du propane	13
I.3.2.7.3. Séparation du butane et gazoline	14
I.3.3. Zone de stockage et de chargement	15
I.4. Conclusion	15
CHAPITRE II : DECARBONATATION DU GAZ NATUREL(GN)	
II.1. Introduction	16
II.2. Décarbonatation du gaz naturel	16
II.2. 1. Le dioxyde de carbone (CO2)	16
II .2.2. Mécanismes de décarbonatation du gaz naturel	17
II. 2.2.1. Décarbonatation du gaz naturel par membrane (MDR)	17
II. 2.2.2. Décarbonatation du gaz naturel par adsorption	18
II. 2.2.3. Décarbonatation du gaz naturel par absorption	18
II. 2.2.3. a. Absorption par solvants physiques	19
II. 2.2.3. b. Absorption par solvants chimiques	19
II.2.3. Propriétés des solvants chimiques MEA et MDEA	20
II.3. Présentation et fonctionnement du système de décarbonatation	20
II.3.1. Unité de décarbonatation	20
II.3.2. Principes opératoires	20
II.3.2.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatations	20
II.3.2.2. Régénérateur de MEA	22
II.3.2.3. Rebouilleur du régénérateur	23
II.3.2.4. Filtration de MEA pauvre et riche	23
II.3.2.5. Filtration de la solution de MEA pauvre	23
II.3.2.6. Filtration de MEA riche	23
II.3.2.7. Vaporisateur de MEA	23
II.3.2.8. Système de stockage et puisard de MEA	24
II.3.2.9. Système d'injection anti-mousse	24
II.4. Problemes lies a l'absorption chimique	25
II.4.1. Problème de décroissance de MEA	25

II.4.2. Problèmes induits par la corrosion	25
II.4.3 Problème de contamination	25
II.4.4. Déficit de la solution MEA	25
II.4.5. Problème de moussage	25
II.4.6. Engorgement de la colonne	25
II.5. Conclusion	26
CHAPITRE III MODELISATION DE L'UNITE DE DECARBONATATION	26
III.1. Introduction	27
III.2. Problématique	27
III.3. Critères de choix du procédé	27
III.4. Logiciel de simulation Aspen HYSYS	27
III.4.1. Présentation du logiciel de simulation HYSYS	28
III.5. Simulation du mécanisme de décarbonatation	28
III.5.1. Modalités de simulation par HYSYS	28
III.5.2. Modèles utilisés pour la simulation	28
III.5.3. Choix des composants du gaz naturel	29
III.5.4. Interfaces d'utilisation	30
III.6. Résultats de simulation	31
III.6.1. Comparaison des résultats simulés aux évaluations initiales du design	32
III.6.2. Comparaison des résultats simulés aux données du DCS (cas réel)	32
III.6.3. Modélisation de la reproduction de MEA par MDEA	35
III.6.4. Simulation de la substitution de mea par un mélange d'amines MDEA/MEA	36
III.6.4.1. Effet de la variation du débit et la composition du solvant sur la teneur en CO2	38
III.6.4.2. Effet de la variation du débit sur la teneur du CO2 résiduel pour le mélange d'amines de 41% MDEA et 9% MEA	39
III.6.5. Taux de chargement	40
III.6.5.1. Taux de chargement dans le solvant pauvre	40
III.6.5.2. Energie des équipements d'échange de chaleur	42
III.7. Estimation du cout lie a l'utilisation de MDEA activée	43
III.7.1. Gain énergétique résultant	43
III.7.2. Durée de récupération du capital investi	43
III.8. Conclusion	44

Listes du tableaux	Page
Tableau I.1. Capacités de production et de stockage du complexe GNL2Z [2]	03
Tableau I.2. Composition du MCR [5].	11
Tableau II.1. Capacités de production et de stockage du complexe GNL2/Z [7].	20
Tableau III.1. Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section décarbonatation (cas design)	30
Tableau III.2. Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation.	31
Tableau III.3. Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section décarbonatation (cas réel)	31
Tableau III.4. Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation dans le cas réel.	31
Tableau III.5. Comparaison de données simulées et de l'étude de design initiale.	33
Tableau III.6. Comparaison du débit de gaz sortant de l'absorbeur obtenu par simulation et l'étude de design initiale.	34
Tableau III.7. Comparaison des énergies résultantes de simulation et celles de l'étude de design initiale.	34
Tableau III.8. Comparaison des caractéristiques obtenues par le DCS et celles résultant de la simulation	35
Tableau III.9. Paramètres utilisés dans la simulation du procédé avec MDEA.	36
Tableau III.10. Teneur de CO ₂ du gaz sortant pour des différents débits et concentrations de solvant.	40
Tableau III.11. Effet de la variation du débit sur la composition du CO ₂ résiduel pour le mélange d'amines 41% MDEA/ 9% MEA.	40
Tableau III.12. Paramètres de marche et dimensions du régénérateur 32E.	41
Tableau III.13. Energies échangées des différents équipements de la section de décarbonatation	42
Tableau III.14. Energies échangées des différents équipements	42

Listes du figures	Page
Figure I.1. Vue général du complexe GL2/Z [1]	04
Figure I.2. Section d'absorption CO2 et régénération MEA [4,5]	06
Figure I.3. Section de déshydratation [4,5]	08
Figure I.4. Séparation et liquéfaction du GN [5].	10
Figure I.5. Boucle propane [5].	11
Figure I.6. Boucle MCR [6].	12
Figure I.7. Fractionnement [6].	15
Figure II.1. Diagramme des concepts de capture du dioxyde de carbone	17
Figure II.2. Schéma de la séparation membranaire	17
Figure II.3 : Étapes du procédé d'adsorption [13].	18
Figure II.4. Configuration de procédé de décarbonatation	21
Figure III.1. Organigramme des étapes de simulation	29
Figure III.2. Choix du model thermodynamique	30
Figure III.3. Paramètre de l'absorbeur	32
Figure III.4. Paramètre de régénérateur	32
Figure III.5. Variation de la teneur en CO2 sortant de l'absorbeur en fonction du débit de la solution aqueuse de de MDEA	37
Figure III.6. Efficacité de l'absorption du co2 (a) par le solvant MEA, (b) par le solvant MDEA	38
Figure III.7. Évolution de la teneur en CO2 dans le gaz sortant de l'absorbeur en fonction du débit de solvant et de la composition du mélange d'amines	39
Figure III .8. Effet de la variation de l'énergie sur le taux de chargement à différents débits pour la concentration d'amine de 41% MDEA 9% MEA.	40
	41

Nomenclature

Nomenclature

DCS : digital control système.

MEA : Monoéthanolamine.

DIPA : Diisopropanolamine.

TEA : Triéthanolamine.

MDEA : Méthyldiéthanolamine.

aMDEA : Méthyldiéthanolamine activée.

a ou PZ : pipérazine.

GNL : gaz naturel liquéfié.

MCR: multi composé réfrigérant.

GN: gaz naturel.

GNT : gaz naturel traité.

COV : composé organique volatil.

NOx : oxydes d'azote.

INTRODUCTION GENERALE

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel constitue la plus importante source d'énergie au monde, à côté du pétrole et du charbon. Son intérêt réside dans son empreinte environnementale plus faible que celle des autres sources d'énergie. Cependant, à l'état naturel, le gaz est un combustible contaminé et pollué, d'où la nécessité de son traitement.

Le fait de traiter cette source d'énergie (GN) est par conséquent un défi technico-économique déterminant à relever. En effet, le GN est susceptible de contenir notamment des quantités particulièrement diverses de gaz acides du type CO₂, H₂S et de polluants divers tels que l'eau, les métaux lourds ou les impuretés issues de nombreux gisements qu'il convient d'éliminer. De ce fait, en les séparant du GN, il est indispensable de procéder à une opération de fractionnement et de purification que l'on appelle liquéfaction.

Le processus de liquéfaction du GN est une procédure préalable à son transport. Cette opération ne peut intervenir que suite à un ensemble de mesures préliminaires destinées à purifier le gaz naturel des substances susceptibles de poser de problèmes considérables dans le système de liquéfaction, à savoir, le mercure, l'eau, ou encore le dioxyde de carbone (CO₂).

Par ailleurs, la teneur en dioxyde de carbone (CO₂) a pour effet de diluer le gaz naturel, réduisant en conséquence son potentiel énergétique et élevant ses coûts de transport. L'opération mise en œuvre pour éliminer le CO₂ s'appelle décarbonatation.

Le concept de décarbonatation s'effectue via différentes techniques telles que les membranes, l'adsorption ou encore l'absorption laquelle est réalisée avec des solvants physiques ou chimiques. Parmi les solvants chimiques, les alcanolamines telles que la monoéthanolamine (MEA) qui est depuis toujours le solvant de choix dans l'industrie pour l'absorption du CO₂ dans les mélanges gazeux, en raison de son efficacité et de sa sélectivité.

Toutefois, son usage entraîne régulièrement des problèmes majeurs dans les installations de traitement du gaz ayant impacts néfastes sur le fonctionnement des unités de liquéfaction, entraînant parfois une réduction de la production, voire un arrêt complet du processus comme la forte corrosion, la dégradation et la perte du solvant.

Pour répondre à ces enjeux, la recherche dans ce domaine s'est concentrée sur l'alternative à la MEA, à laquelle il est essentiel de trouver des solutions, d'où le développement d'un mélange d'amines comprenant de la méthyldiéthanolamine (MDEA), une amine tertiaire, combinée à de la MEA, une amine primaire non corrosive. Cette solution devrait permettre de réduire les problèmes opérationnels et les besoins en énergie du procédé.

Dans le cadre de notre étude sur le traitement du gaz naturel, nous nous concentrons sur un aspect crucial : la décarbonatation. Cette opération revêt une importance majeure dans l'industrie gazière, notamment au sein du complexe GL2/Z de la société SONATRACH d'ARZEW.

Dans notre démarche, nous examinons en détail les divers procédés de traitement du gaz naturel, en mettant l'accent sur la décarbonatation, opération visant à éliminer efficacement le CO₂ du GN.

Nous nous penchons également sur les différentes techniques de décarbonatation, notamment l'absorption chimique à l'aide d'une solution d'amine telle que la méthyl-diéthanolamine (MDEA). Notre objectif principal est de déterminer la concentration optimale de MDEA nécessaire pour réduire les niveaux de CO₂ dans le gaz naturel du complexe GL2/Z à moins de 0.3%.

Afin de mieux appréhender ce processus, nous divisons notre travail en plusieurs chapitres. Dans le premier chapitre, nous introduisons un aperçu général sur le complexe GL2/Z de la société SONATRACH d'ARZEW. Le deuxième chapitre fournit une description détaillée du procédé de décarbonatation utilisé dans le complexe et le troisième chapitre démontre les résultats générés par la simulation tout en interprétant et discutant des résultats aboutis. Au final, nous terminons notre étude par une conclusion générale et des perspectives.

Chapitre

I

*PRESENTATION GENERALE DU COMPLEXE GL₂/Z,
SONATRACK, ALGERIE*

I.1. INTRODUCTION

Le complexe GL2/Z de GNL d'arzew représente l'une des plus avancées industrielles à grande échelle dans la chaîne de traitement des hydrocarbures développés par l'industrie SONATRACH en Algérie.

Le complexe a pour objectif principal, la production et l'exportation du Gaz Naturel liquéfié (GNL). Ce chapitre est consacré à la description du complexe de liquéfaction GL2/Z tout en évoquant ses différentes installations.

I.2. DESCRIPTION DU COMPLEXE GL2/Z

Le complexe GL2/Z est un site industriel de production de gaz naturel liquéfié (GNL) situé dans la zone industrielle de la Société SONATRACH d'Arzew au Nord-Ouest de l'Algérie sur une superficie de 72 Hectares. Il est le dernier complexe de liquéfaction en date, réalisé par la société américaine M.W. KELLOG depuis 1977 [1].

Il figure parmi les plus importantes indispensables réalisations industrielles de la chaîne de traitement des hydrocarbures dont dispose l'industrie de production GNL de SONATRACH. Il s'inscrit dans le cadre du pôle pétrochimique et gazier de la région, l'une des plus grandes structures industrielles du pays. En effet, à l'instar de tous les développements industriels à grande échelle, le site GL2/Z a marqué un certain nombre d'étapes dans son évolutivité. Il comprend ainsi plusieurs installations, notamment la liquéfaction du gaz naturel, une technologie née de l'émergence du marché mondial du gaz, en fait partie. Ainsi, le complexe GL2/Z assure la liquéfaction de 41,25 millions de m³/jour de gaz naturel originaire des gisements de Hassi-R'mel et extrait le propane et le butane de l'essence [2].

Il est doté de capacités de production et de stockage indiquées sur le tableau I.1.

Tableau I.1. Capacités de production et de stockage du complexe GNL2Z [2]

Capacité de production annuelle	Capacité totale de stockage
GNL : 17,8 Millions m ³ / an Propane : 410 000 Tonnes / an Butane : 327 000 Tonnes / an Gazoline : 196 000 Tonnes / an	3 bacs aériens de stockage GNL : 100 000 m ³ chacun 2 bacs de gazoline : 14 000 m ³ chacun

Le positionnement maritime du site GL2/Z constitue une alternative au regard tout à la fois des enjeux et des contraintes énergétiques et sécuritaires. Cela se traduit par une utilisation optimale de l'eau de mer comme source d'approvisionnement pour la réfrigération, la production d'eau dessalée

et la prévention des incendies. Cette installation facilite également en outre les exportations de GNL et d'autres hydrocarbures liquides au moyen de la voie maritime.

I.3. CARACTERISTIQUES GENERALES DES ZONES DU COMPLEXE GL2/Z

L'une des installations primordiales du groupe GL2/Z, la liquéfaction du gaz naturel qui se procède via six trains identiques (voir figure I.1), indépendants et fonctionnant en parallèle au niveau de trois zones principales dont le complexe se dispose [1,3] ; Une zone d'utilités, Une zone de procédé et une zone pour le stockage et le chargement.



Figure I.1. Vue général du complexe GL2/Z [1]

I.3.1. Zone d'utilités

C'est un site crucial pour l'industrie pétrolière et gazière comprenant plusieurs installations et infrastructures liées à l'exploitation et au traitement du pétrole et du gaz . Elle fournit l'énergie nécessaire aux différentes unités du processus de liquéfaction de gaz naturel en mettant en œuvre un système de fluides et de sources d'énergie tels que la source de refroidissement, l'unité de dessalement, la production d'électricité et d'air instrument qui s'assurent du bon fonctionnement du complexe [4] :

I.3.2. Zone de procédé

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. Cette unité regroupe six trains de liquéfaction

identiques et indépendants entre eux qui permettent d'assurer la transformation du gaz naturel de l'état gazeux à l'état liquide. Ces trains sont divisés en sept sections telles décrites ci-dessous [4] :

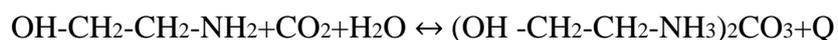
I.3.2.1. Section de démercurisation

Le processus de démercurisation du gaz est réalisé par adsorption moléculaire lors du passage (de haut en bas) du flux gazeux à travers un lit de tamis moléculaire, de 5 mm de diamètre, recouvert de sulfate de cuivre (CuSO₄) et protégé par une couche de billes d'alumine de 20mm de diamètre.

I.3.2.2. Section de décarbonatation

La fonction de cette section est d'éliminer le CO₂ du gaz naturel en empêchant sa solidification à une basse température de l'ordre de -70°C et sa formation de bouchons de glace causant ainsi une obstruction des canalisations de service [5].

L'élimination du CO₂ se fait selon la réaction réversible suivante :



L'opération de décarbonatation schématisée à la figure I.2 implique deux étapes importantes : l'absorption et la régénération (réaction de neutralisation) :



La solution aqueuse de monoéthanolamine C₂H₅ON-H₂ (MEA), ayant la spécificité de capter et de réagir avec les molécules de CO₂, entre avec le flux ascendant de gaz naturel dans la colonne X31E. Ce mélange gazeux est chauffé à la sortie de la colonne avant d'entrer dans la colonne de régénération X32E, où une grande partie du dioxyde de carbone est rejetée dans l'atmosphère [5].

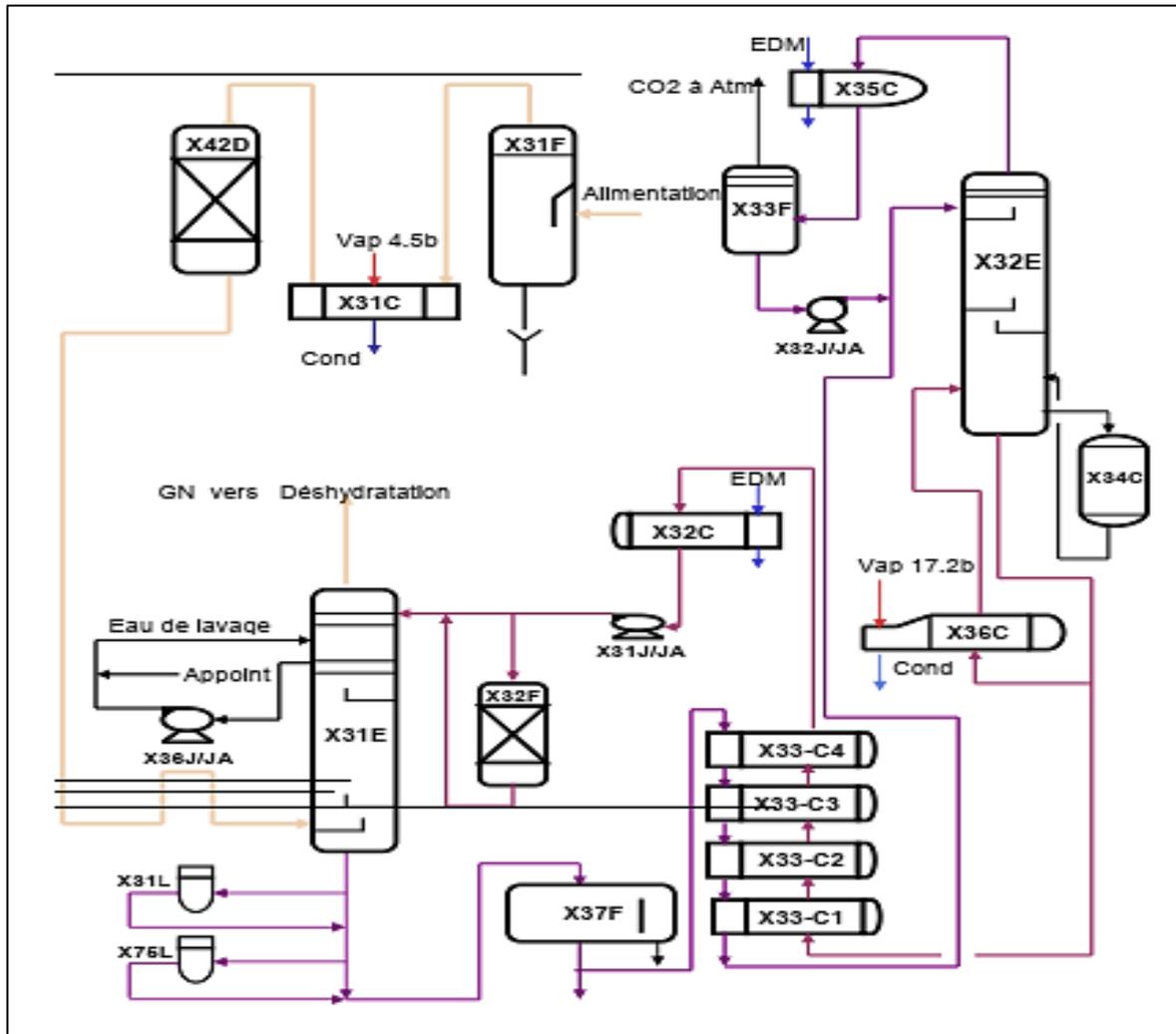


Figure I.2. Section d'absorption CO₂ et régénération MEA [4,5]

I.3.2.3. Section de Déshydratation

L'objectif principal de cette section est d'éliminer l'eau contenue dans le gaz naturel en la réduisant à un niveau inférieur à 1 ppm. Pour se faire, le GN est refroidi dans un échangeur à propane X41C à une température de 39°C à 21°C, comme indiqué dans la figure I.3, pour condenser le maximum d'eau avant de pénétrer dans les trois sécheurs (X41DA/DB/DC) dont deux fonctionnant en mode d'adsorption et le troisième est maintenu en mode de régénération. Le GN entre dans des lits d'alumine et de tamis moléculaires superposés ayant la capacité d'adsorber les molécules d'eau. Ensuite, il traverse un ballon séparateur X41F où l'eau condensée est séparée puis évacuée par le fond du ballon. A la sortie, il passe dans un des filtres (X41LA/LB/LC) pour déposer les poussières entraînées et évolue ensuite vers la section en aval [4,5].

Le cycle de régénération des sécheurs comprend trois phases :

Phase de régénération chaude (03h30)

Le gaz naturel traité (GNT) (Environ 10 %), prélevée en aval des sécheurs en service, est chauffée jusqu'à 288°C par deux fluides caloporteurs à savoir ; le gaz de régénération sortant du sécheur avec une température encore élevée au niveau de l'échangeur X44C et la vapeur d'eau (à 62 bars) permettant au gaz d'atteindre 288°C au niveau des deux échangeurs X42C1/C2. Le gaz chaud à 288°C traverse le sécheur par le bas et entraînant ainsi l'humidité dans son mouvement ascendant et ressort saturé en eau et est refroidi dans l'échangeur X44C puis dans un aéroréfrigérant X43C pour condenser une partie de l'humidité absorbée afin qu'elle soit séparée dans le ballon X42F. Le GN sortant du séparateur est aspiré et comprimé par un Moto-Compresseur X41J puis refoulé à l'entrée de l'échangeur à propane X41C au tout début de la section de déshydratation.

Phase de régénération froide (02h30)

Le gaz naturel traité (GNT) suit le même circuit que le gaz utilisé lors de la régénération chaude, à l'exception des échangeurs X44C et X42C1/C2 qui sont contournés. Le GNT non chauffé est injecté directement, permettant un refroidissement progressif du sécheur ainsi que de l'échangeur X44C.

Phase d'attente (02h00)

Après sa régénération, le sécheur est mis en isolement du système durant deux heures. Cette attente est déterminée par le temps de cycle alloué à la phase de régénération qui est géré par des minuteries afin de maintenir en permanence deux sécheurs en service et un seul en régénération.

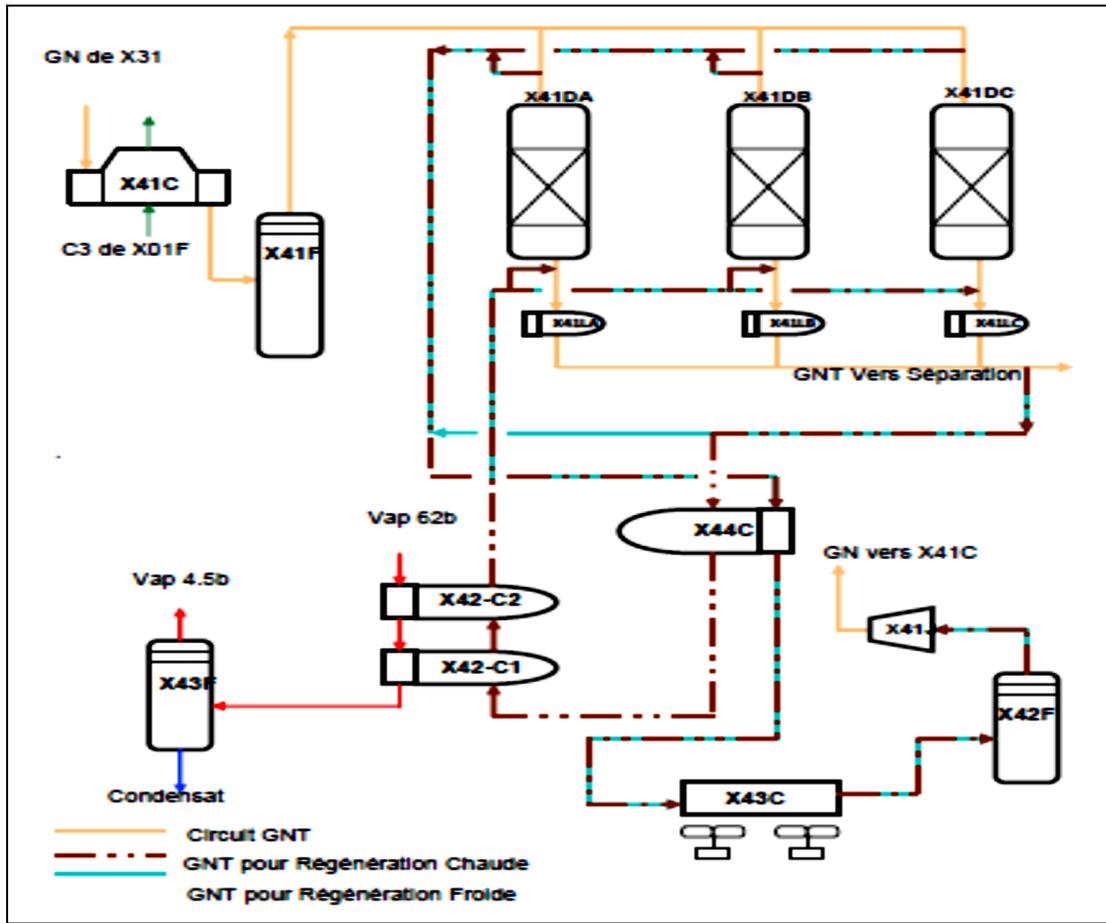


Figure I.3. Section de déshydratation [4,5].

I.3.2.4. Section de séparation

Dans cette section, les composés de condensats lourds et de gaz sont refroidis dans un échangeur d'alimentation X07C par échange thermique jusqu'à -47°C (voir figure I.5). Puis, ils sont séparés dans la tour de lavage X01E par distillation et envoyés vers la section de fractionnement. Les vapeurs de tête provenant du X01E sont refroidies et condensées partiellement par le MCR dans le faisceau chaud de l'échangeur principal X16C constituant le « condenseur de tête » de la tour de lavage et le gaz est liquéfié dans le ballon de reflux X08 F et les vapeurs légères sont refroidies et transformées en GNL [5].

I.3.2.5. Section de liquéfaction

La liquéfaction du GN implique sa condensation dans un intervalle de température de refroidissement comprise entre le point de rosée et le point de bulle. Le GNT riche en constituants légers, à -33°C et 37 bars absolus, pénètre dans le faisceau central dans lequel il circule de bas en haut.

La liquéfaction dans le faisceau central se fait en deux temps (voir figure I.4):

Le gaz est réfrigéré à -110°C par échange thermique avec le faisceau MCR liquide et vapeur, puis le gaz partiellement condensé sera liquéfié complètement par le MCR vapeur condensé. Le GNL sortant en tête de l'échangeur principal sous forme de liquide à 24,3 bars absolus et -148°C passe dans l'échangeur de rejet et se combine à sa sortie avec la réinjection du propane et de l'éthane venant du fractionnement. Ce mélange, à -151°C , sera détendu à 4,8 bars par flash dans le ballon de gaz combustible Haute Pression pour libérer l'azote et l'hélium dissous dans la phase liquide du GNL.

Ce liquide sera refroidi -156°C avant de pénétrer en tête de la colonne du déazoteur par échange avec le liquide de fond.

La phase GNL est récupérée au fond du déazoteur et sera acheminée par des pompes vers les bacs de stockage à -162°C . Les vapeurs de tête se réchaufferont au contact du MCR et du GNL dans l'échangeur de rejet et des réinjections d'éthane, de propane et du gaz combustible venant de tête du ballon flash se déchargeront dans le circuit fuel gaz [5].

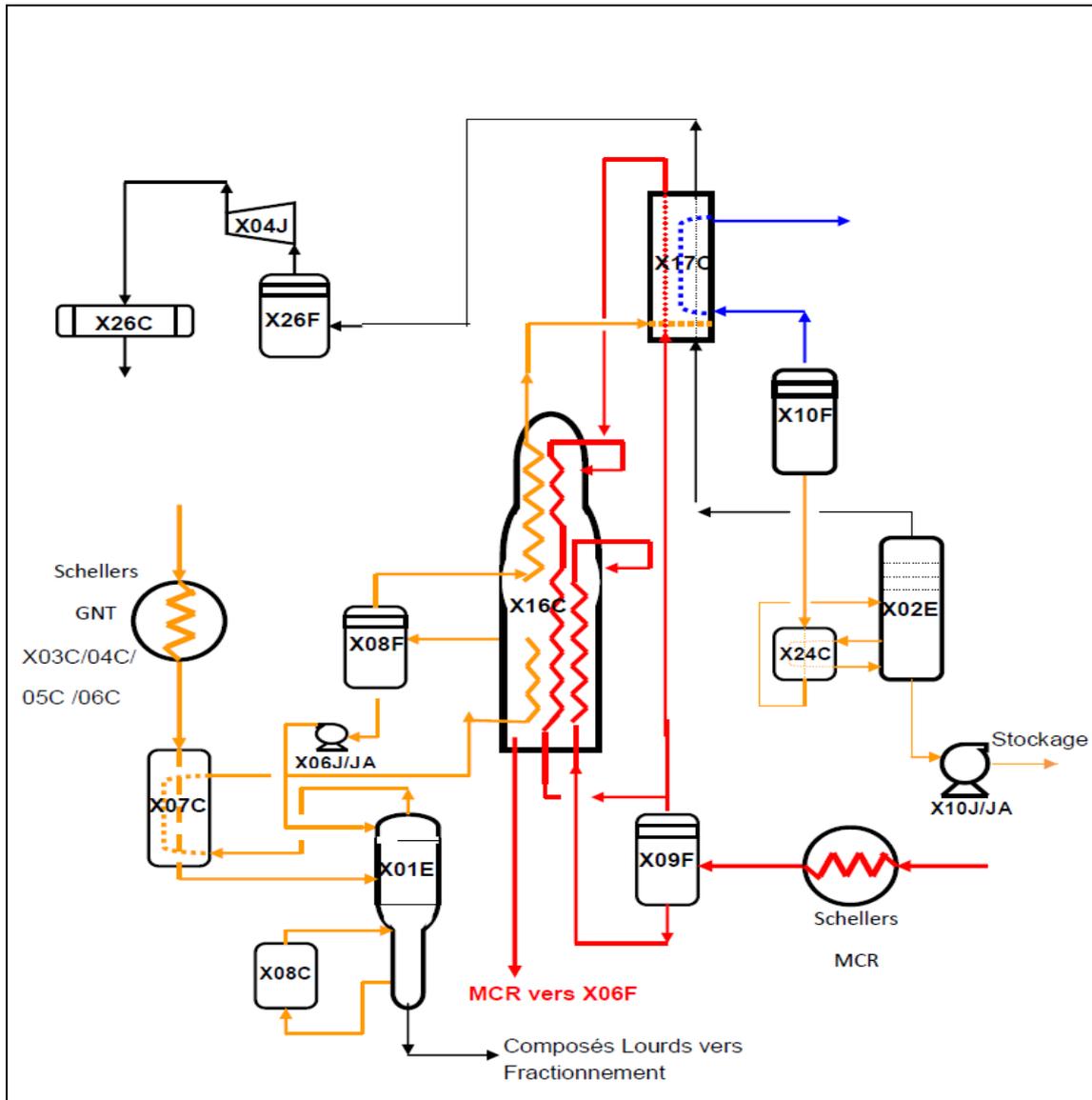


Figure I.4. Séparation et liquéfaction du GN [5].

I.3.2.6. Section de compression

I.3.2.6.1. Le système de propane réfrigérant

Comme représenté à la figure I.5, Le circuit de propane assurant la réfrigération des fluides est une boucle fermée à quatre niveaux de pression et de température.

Le propane gazeux à 1,31 bars absolu et 35°C est comprimé par un compresseur à quatre étages d'aspiration. Le cycle comprend quatre niveaux de détente formant ainsi un fluide frigorigène à quatre niveaux de température et de pression (5,19 bars/3,2°C, 3,25bars/-11,7°C, 2,27bars/-22°C, 1,31bars/-35°C). L'appoint en propane du système est assuré par le propane soutiré du dépropaniseur.

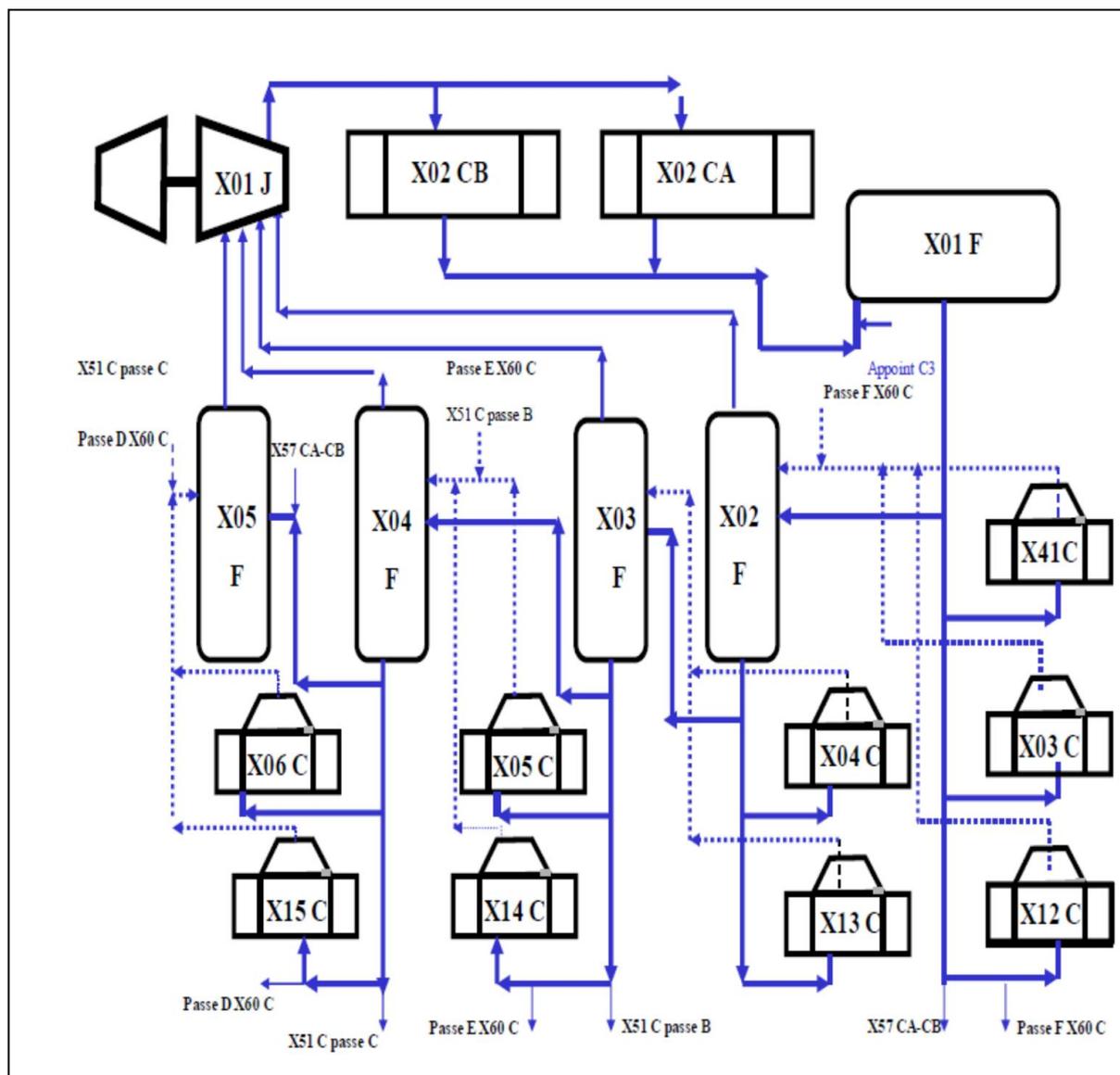


Figure I.5. Boucle propane [5].

I.3.2.6.2. Le système de réfrigérant mixte (MCR)

Le réfrigérant mixte (MCR) constitue un mélange frigorigène d'azote, de méthane, éthane et de propane circulant dans une boucle fermée. La composition du MCR est présentée dans le tableau I.2.

Tableau I.2. Composition du MCR [5].

	La composition			
	azote	méthane	éthane	propane
% mole	3,2	40,2	54,4	2,2

Ce mélange permet de liquéfier le gaz naturel traité dans le faisceau central froid de l'échangeur principal et condenser les vapeurs de tête de la tour de lavage dans le faisceau chaud. Le MCR vapeur à 1,9 bars et -35 °C est aspiré de la calandre de l'échangeur principal et comprimé par deux compresseurs à 12,3 bars et à 44,7 bars respectivement puis refroidi à 32,2°C pour condenser les constituants lourds du MCR (éthane, propane). Il est ensuite sous refroidi à -35 °C dans les échangeurs de propane à quatre niveaux appelés chillers [6].

Les deux phases sont ensuite séparées dans un ballon. Les vapeurs et le liquide traversent l'échangeur principal pour assurer la condensation et la liquéfaction du gaz naturel sous l'effet de leurs détente successives (voir figure I.6).

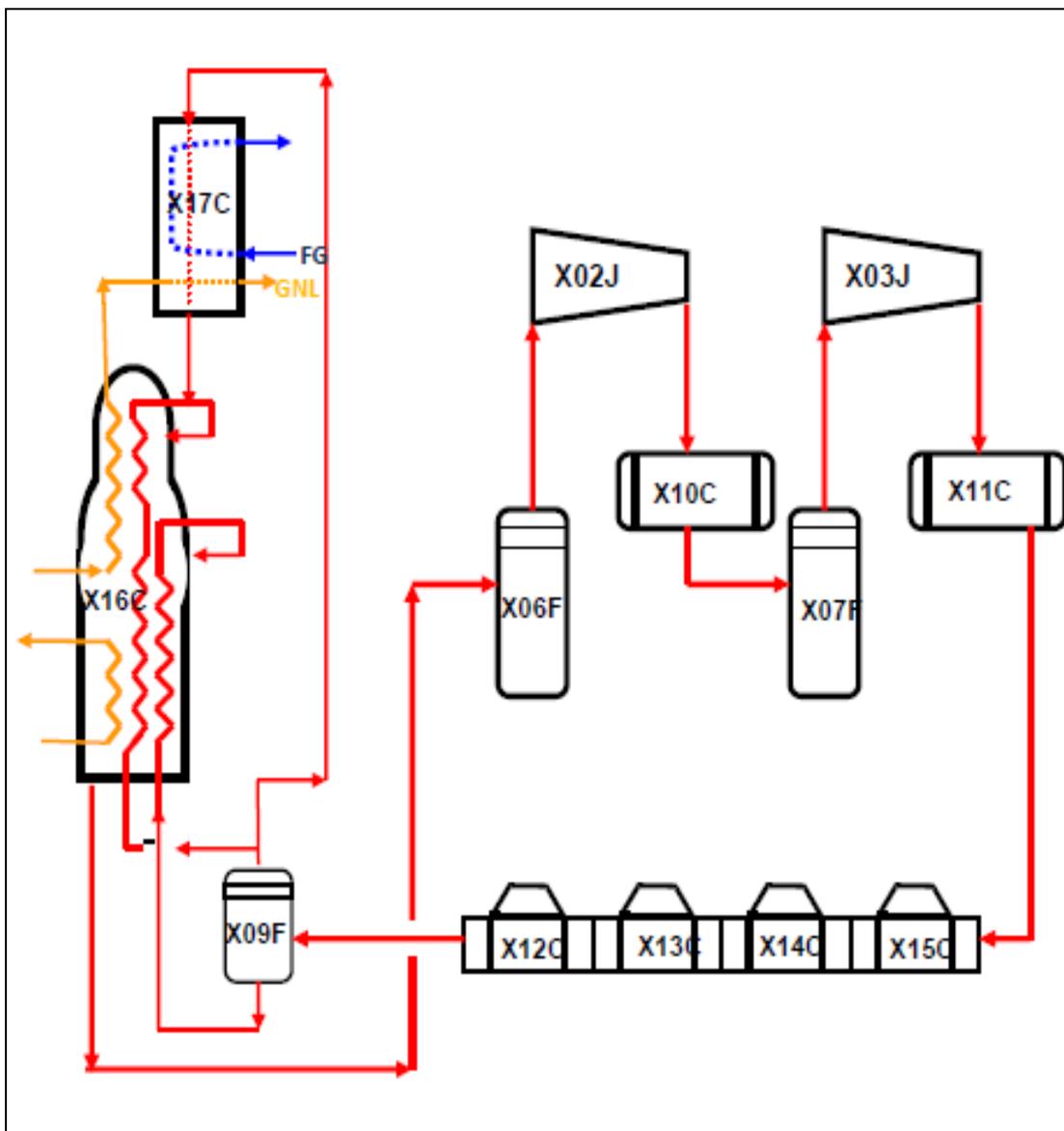


Figure I.6. Boucle MCR [6].

I.3.2.7. Section de fractionnement

Au niveau de cette section (voir figure I.7), la charge lourde issue de la tour de lavage sera traitée dans trois colonnes de distillation pour l'extraction des gaz ; l'éthane, le propane, le butane et la gazoline.

I.3.2.7.1.Séparation de l'éthane

Le mécanisme de séparation de l'éthane s'établit dans une colonne de distillation X51E (Dééthaniseur) à 29.9 bars et une température de 105°C en bas de colonne. Cette colonne est dotée d'équipements propres à une colonne de distillation, à savoir ;

- ✓ Un rebouilleur de fond X52C réchauffé par la vapeur 4.5 bars.
- ✓ Un condenseur de tête X51C de type échangeur à plaques avec trois passes, une passe pour le fluide chaud (éthane) et deux passes pour les fluides réfrigérants qui sont le propane correspondant aux deux ballons d'aspiration du Compresseur propane X03F & X04F (boucle propane).
- ✓ Un ballon de reflux X52F ou l'éthane incondensé est utilisé comme gaz combustible pour les chaudières.
- ✓ Deux pompes de reflux X51J/JA qui refoulent vers la Colonne X51E pour assurer le reflux et la passe propane de l'Echangeur Multi-passes X60 C.
- ✓ Deux pompes de reflux X51J/JA qui refoulent vers la Colonne X51E pour assurer le reflux et la sortie de la passe éthane de réinjection de l'Echangeur Multi-passes X60 C.
- ✓ Le sous refroidisseur propane X59C.
- ✓ L'Ethane de sous tirage de la colonne étant employé pour :
 - Charge pour la séparation du propane ;
 - Réinjection dans le GNL (cas d'utilité) en passant d'abord via l'échangeur X60C ;
 - Produit du gaz combustible des chaudières en passant d'abord par le sous refroidisseur propane X59C ;
 - Appoint pour le MCR vers le 1^{er} Ballon d'aspiration X06F du 1^{er} compresseur MCR X02J (boucle MCR) [6].

I.3.2.7.2. Séparation du propane

Cette séparation s'opère dans une colonne de distillation X52E (Dépropaniseur) à 18 bars et une température de 122 °C en fond de colonne. Cette colonne dispose également d'équipements propres à une colonne de distillation, à savoir :

- ✓ Un rebouilleur de fond X54C réchauffé par la vapeur 4.5 bars.
- ✓ Un condenseur de tête X53C étant un échangeur tubulaire à eau de mer.
- ✓ Un ballon de reflux X53F.
- ✓ Deux pompes de reflux X52J/JA qui refoulent vers :
 - La Colonne X52E pour assurer le reflux.
 - La passe propane de l'Echangeur Multi-passes X60 C.
- ✓ Le Propane de soutirage de la colonne traversant l'échangeur X60 C pour être expédié vers le Complexes GP1/Z en passant par le sous refroidisseur propane X59C.
- ✓ Injecté dans le GNL (cas de besoin) en passant par l'échangeur X17C un autre soutirage du propane de la colonne assure l'appoint pour la boucle propane au niveau de l'accumulateur X01F.
- ✓ A la sortie des vapeurs de tête, des piquages peuvent servir d'appoint pour le MCR vers le 1^{er} Ballon d'aspiration X06F et de produit pour le gaz combustible des chaudières.
- ✓ Le soutirage de fond de colonne sert comme charge pour la séparation du butane et de la gazoline [6].

I.3.2.7.3.Séparation du butane et gazoline

Ce mécanisme se procède aussi dans une colonne de distillation X53E (Débutaniseur) à 4.9 bars et une température de 114°C en fond de colonne dont les équipements sont :

- ✓ Un rebouilleur de fond X56C réchauffé par la vapeur 4.5 bars.
- ✓ Un condenseur de tête X55C qui est un échangeur tubulaire à eau de mer.
- ✓ Un ballon de reflux X54F.
- ✓ Deux pompes de reflux X53J/JA vers la Colonne X53E pour assurer le taux de reflux et la passe butane de l'Echangeur Multi-passes X60C pour être refroidi et expédié vers le Complexe GP1Z au moyen des pompes X56J/JA.
- ✓ A la sortie des vapeurs de tête, un piquage peut fournir le produit au gaz combustibles des chaudières.

Le soutirage de fond de colonne, constituant la gazoline, sera refroidi dans un échangeur X62C, à eau de mer, et dirigé vers le stockage [6].

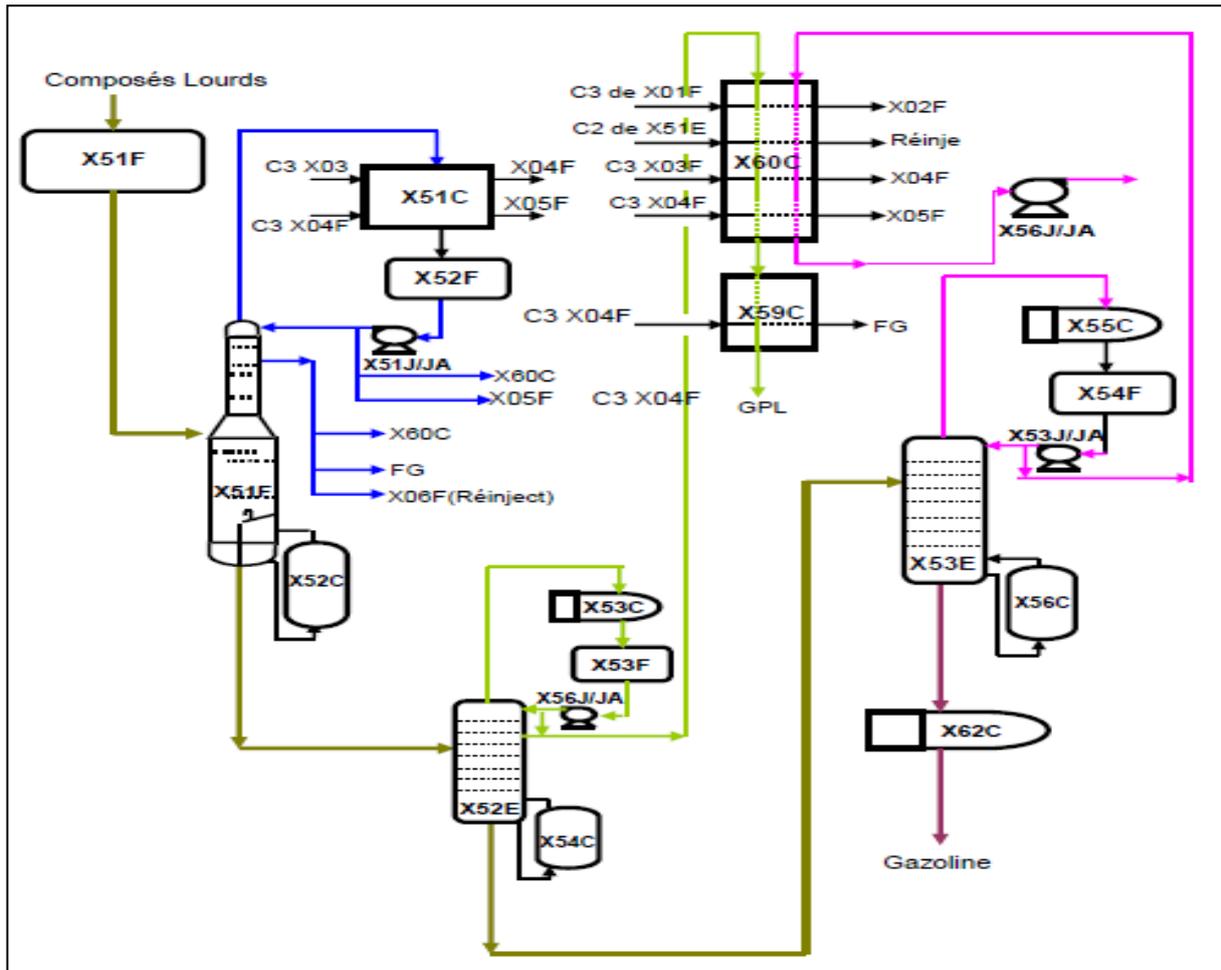


Figure I.7. Fractionnement [6].

I.3.3. Zone de stockage et de chargement

Cette zone 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 -160°C. Les installations de chargement contribuent au 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 [4-6].

I.4. CONCLUSION

Dans ce chapitre, nous avons présenté en premier lieu toutes les généralités du site industriel de production de gaz naturel liquéfié GL2/Z de la société SONATRACH d'Arzew. En second lieu, les installations élémentaires du complexe ont été décrites tout en déterminant leurs utilités dans le procédé de liquéfaction du GN et par conséquent l'évolution du complexe telles que La section de décarbonatation qui sera détaillée dans le chapitre II.

Chapitre

II

DECARBONATATION DU GAZ NATUREL(GN)

II.1. INTRODUCTION

Le gaz naturel consiste en un mélange de méthane (CH₄) d'autres constituants gazeux acides à savoir le dioxyde de carbone CO₂.

La présence du CO₂ réduit la valeur énergétique du gaz naturel liquéfié, ce qui nécessite son élimination par différents procédés appelés décarbonatation. Le traitement d'élimination de ces composants relève également du domaine du traitement des gaz acides. A cet égard, le mode de traitement des gaz acides est essentiel, notamment au niveau de l'investissement initial et des coûts opérationnels.

II.2. DECARBONATATION DU GAZ NATUREL

II.2. 1. Le dioxyde de carbone (CO₂)

Le dioxyde de carbone, ou gaz carbonique, est l'un des principaux gaz à effet de serre majeur. Il est un composé chimique, de formule brute CO₂, formé d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène. Dans les conditions normales de température et de pression, il est un gaz acide, incolore, inodore et à saveur piquante. Il est présent naturellement dans l'atmosphère, représentant environ 0.0375 % en volume, au début du XXI^e siècle (soit 375 parties par million- ppm). En 2009, cette proportion a atteint 386 ppm [7].

Dans le gaz naturel, il peut provoquer la corrosion des équipements et des tuyauteries ainsi que le givrage (solidification) suite à la formation de cristaux de dioxyde de carbone (CO₂) dans les zones de liquéfaction du gaz naturel fonctionnant à des températures très basses [8].

II .2.2. Mécanismes de décarbonatation du gaz naturel

La décarbonatation du gaz naturel vise à retirer le dioxyde de carbone (CO₂) du gaz naturel (GN) pour en améliorer la qualité et réduire son impact environnemental. Elle se procède par différents concepts comme membrane, adsorption et absorption cependant cette dernière technique reste la plus utilisée en industrie, vu sa maturité. Elle est divisée à deux procédés physique et chimique (voir figure II.1) [9].

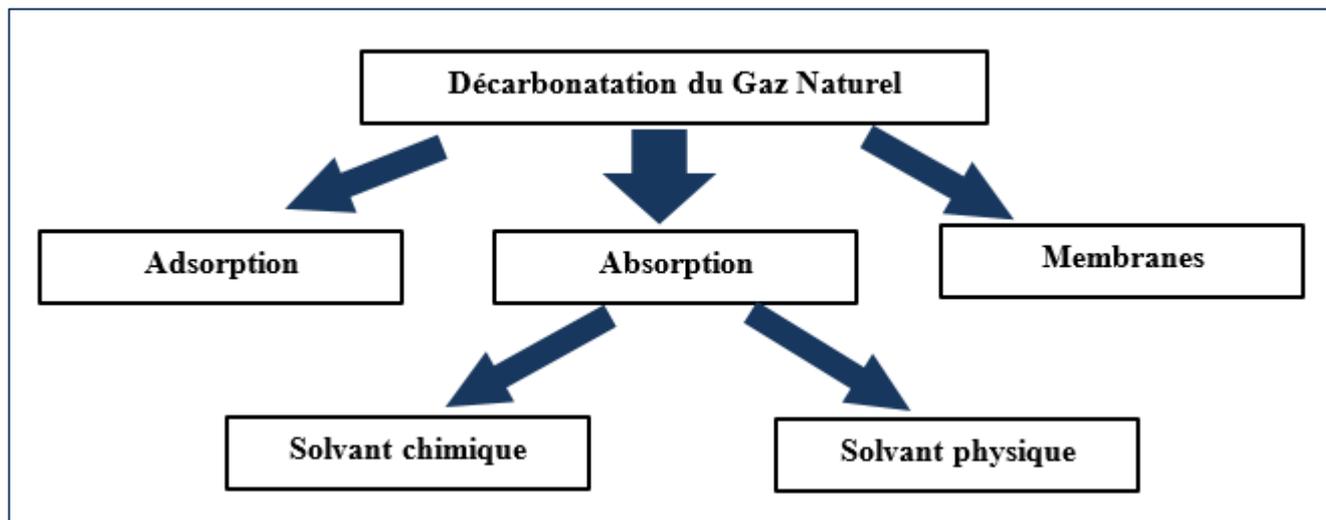


Figure II.1. Diagramme des concepts de capture du dioxyde de carbone

II. 2.2.1. Décarbonation du gaz naturel par membrane (MDR)

Le procédé MDR illustré à la figure II.2 utilise une membrane semi-perméable pour séparer les composés gazeux du gaz naturel. En soumettant le gaz naturel à une membrane, les molécules de CO_2 , traversant la membrane sous l'effet de la pression, sont capturées et séparées des autres composés gazeux. Le GN décarbonaté, riche en méthane et en azote, est ensuite injecté dans le réseau de distribution, tandis que le CO_2 est collecté et peut être stocké ou utilisé dans d'autres applications, telles que la production d'énergie renouvelable ou la capture du carbone [10-12].

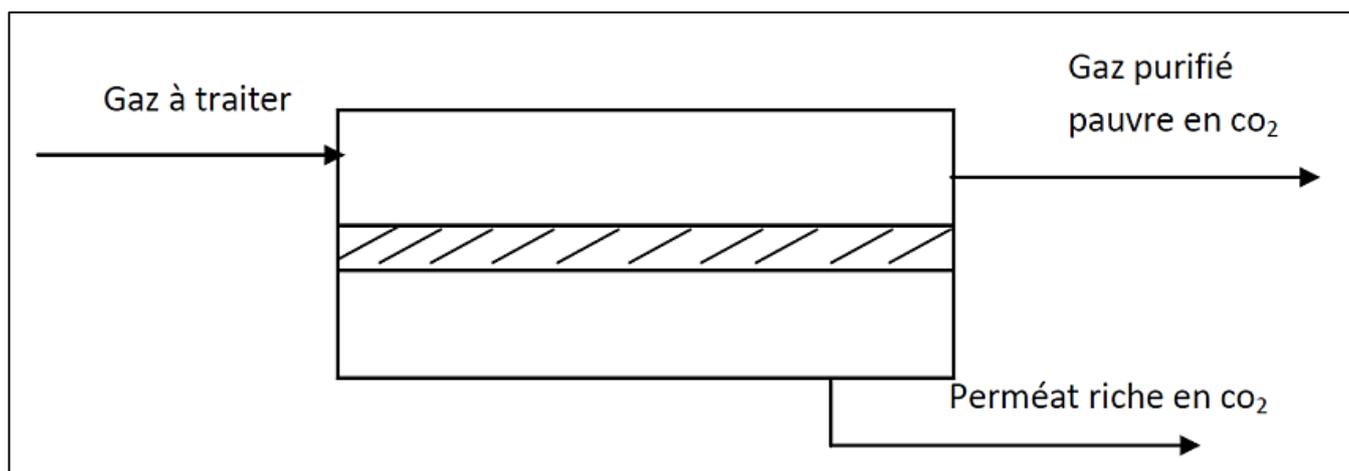


Figure II.2. Schéma de la séparation membranaire.

II. 2.2.2. Décarbonation du gaz naturel par adsorption

Le processus d'adsorption implique la rétention des gaz acides sur un support adsorbant solide qui comprend généralement une structure microporeuse susceptible de retenir efficacement les composants à séparer, dès que le lit de la colonne d'adsorption est saturé en gaz acide.

L'adsorption repose ainsi sur une réaction chimique ou une liaison ionique entre les particules solides et le gaz acide. Les procédés d'adsorption couramment utilisés sont l'oxyde de fer, l'oxyde de zinc et le procédé du tamis moléculaire (zéolite). L'adsorbant se caractérise généralement par une structure microporeuse qui retient sélectivement les composants à séparer, une fois que le lit de la colonne d'adsorption est saturé de gaz acide [10-12].

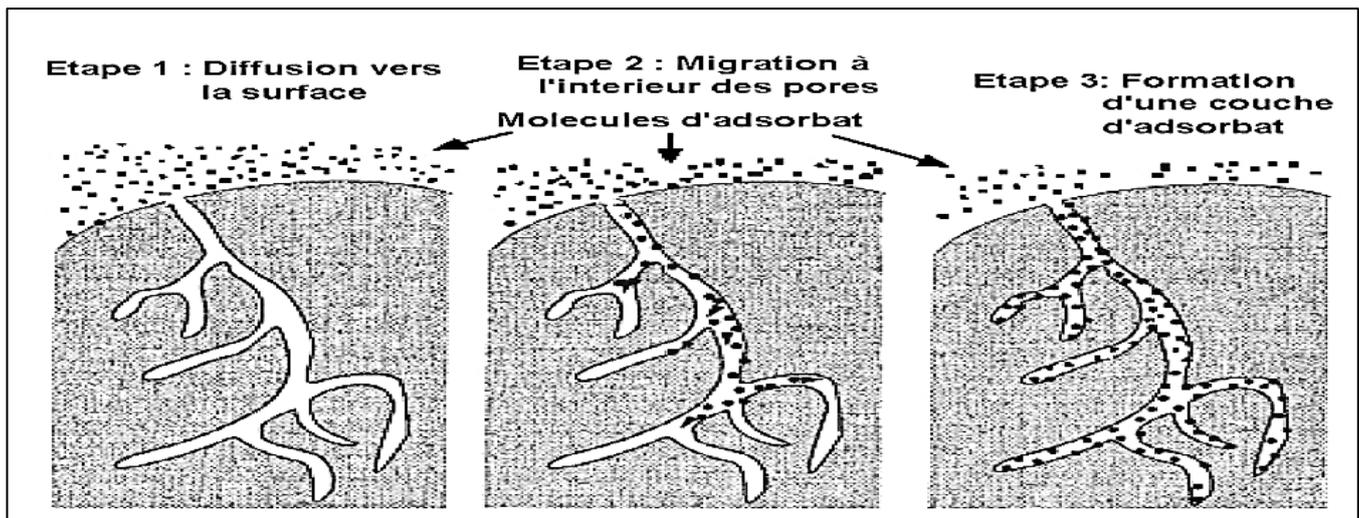


Figure II.3 : Étapes du procédé d'adsorption [13].

II. 2.2.3. Décarbonatation du gaz naturel par absorption

L'absorption désigne un système de séparation des mélanges gazeux dont les composants sont retenus de manière sélective par des corps absorbants. Ces mélanges de gaz se séparent également par récupération, ce qui nécessite toutefois une dépense d'énergie considérable de refroidissement et de condensation des vapeurs de tête.

En industrie, l'absorption assure la purification des hydrocarbures gazeux en dissolvant l'un des constituants gazeux dans le liquide. Elle est caractérisée par un apport de matière depuis une phase gazeuse à une phase liquide laquelle est constituée d'une substance pure ou d'un mélange de plusieurs substances (solvant). En Outre, il est supposé que la phase gazeuse n'est constituée que de deux composants : le composant transférant (soluté) et le gaz inerte ou diluant [10-13].

Il existe trois types principaux de processus d'absorption par solvants : physique, chimique et une combinaison des deux.

II. 2.2.3. a. Absorption par solvants physiques

Cette technique de lavage repose sur l'utilisation de solvants organiques absorbant physiquement les composants des gaz acides sans interaction chimique.

Le procédé d'élimination du CO₂ par absorption physique nécessite la solubilité du CO₂ dans le solvant. Ce principe se caractérise par des températures basses et une pression partielle de CO₂ élevée, conditions dans lesquelles il est possible d'éliminer complètement le gaz acide du gaz naturel. Les solvants physiques les plus connus et les plus largement commercialisés sont Carbonate de Propylène (PC), N-Methyl-2 pyrrolidone (NMP), Dimethylether de polyéthylène glycol (DEPG), Méthanol [14,10].

II. 2.2.3. b. Absorption par solvants chimiques

Le procédé d'absorption chimique est une technique pour capturer le CO₂ des gaz à haute température et basse pression. Elle fonctionne en réagissant le gaz avec un liquide appelé solvant. Cette réaction est exothermique (dégager de la chaleur). Le procédé est appliqué dans le cas où la pression partielle du gaz acide est faible et pour une quantité réduite de gaz acide dans le gaz à traité.

La concentration de la solution en eau réduit l'absorption des hydrocarbures lourds, de telle sorte que le solvant chimique permet de retirer les gaz acides d'alimentation riches en hydrocarbures lourds. La majorité des procédés de solvants chimiques utilisent une des solutions aqueuses d'amines. Celles largement utilisés sont les alcanolamines tels que la monoethanolamine (MEA) et la diéthanolamine (DEA) [9]. Ce sont des amines très réactives avec les gaz acides et qui permettent l'obtention des teneurs faibles de l'ordre de PPM. Cependant, leur capacité d'absorption du CO₂ est relativement faible [14,10].

II.2.3. Propriétés des solvants chimiques MEA et MDEA

Les solutions aqueuses d'alcanolamine (solvants) utilisées pour capter le CO₂ du gaz naturel doivent présenter des caractéristiques appropriées, en particulier :

- la viscosité qui doit être faible ;
- La facilité de remise en état et de réutilisation du solvant ;
- la teneur en solvant ne doit affecter la santé et la sécurité ;
- La réactivité du solvant par rapport au dioxyde de carbone.

Les différentes caractéristiques des solvants MEA et MSEA sont énumérées dans le tableau II.1.

Tableau I.1. Capacités de production et de stockage du complexe GNL2/Z [7].

Propriétés de MEA	Propriétés de MDEA
Coût faible Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur. Forte réactivité Faible absorption des hydrocarbures	Sélectivité élevée. Faible corrosivité et volatilité

II.3. PRESENTATION ET FONCTIONNEMENT DU SYSTEME DE DECARBONATATION

II.3.1. Unité de décarbonatation

L'unité de décarbonatation assure l'élimination du dioxyde de carbone (CO₂) présent dans le gaz naturel, lors d'un traitement chimique par une concentration de monoéthanolamine (MEA), avec un taux résiduel inférieur à 70 ppm. La présence du flux gazeux à teneur élevée en dioxyde de carbone engendrerait sa cryogénéisation dans les circuits du procédé, et notamment le bouchage des refroidisseurs et de l'échangeur cryogénique principal.

Le processus opérationnel est alors arrêté de façon à récupérer les équipements fonctionnant à la température de base, créant ainsi un manque sur le plan de la rentabilité [15].

II.3.2. Principes opératoires

II.3.2.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatations

Lors du passage dans l'unité, le gaz d'alimentation est transmis à chaque train de traitement au moyen d'un collecteur principal. Le diagramme du processus d'élimination du CO₂ est schématisé dans la Figure II.4.

Le gaz naturel brut à température ambiante et à une pression de 42 bars parvient alors dans un premier temps dans le ballon séparateur (X31-F) pour y séparer les hydrocarbures lourds présents dans le gaz d'alimentation. Le liquide accumulé au fond de ce tambour est déversé dans le collecteur d'hydrocarbures liquides.

Le GN est alors envoyé aux tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation X31-C, où sa température est réduite à environ 38°C à l'aide de vapeur BP (4,5 bar eff.) pour entrer ensuite dans le démercuriseur X42D.

l'absorbeur. Il est également possible de rediriger l'eau de purge vers le régénérateur comme eau d'appoint supplémentaire.

L'absorbeur fonctionne idéalement si la teneur en monoéthanolamine (MEA) est supérieure au point d'entrée du gaz. Dès lors, le GN de l'absorbeur se diffuse par pression dans la solution de MEA sous forme de bulles. Le taux de MEA au bas de l'absorbeur est régulé par la pression résiduelle (LIC-X06) de la charge de liquide dans l'absorbeur. Ce système optimise l'extraction du dioxyde de carbone du gaz d'alimentation [10-13].

II.3.2.2. Régénérateur de MEA

La solution de MEA du bac de séparation des hydrocarbures (X37-F) est chauffée dans les échangeurs X33-C1/C2/C3/C4 avec la solution de MEA chaude et pauvre du bas du régénérateur.

La MEA riche chauffée à 102°C est acheminée vers le haut de la tour de régénération. Le régénérateur, muni de 25 plateaux perforés, tourne généralement à une température de 110°C et à une pression de 1,0 bar en bas de la colonne. La solution à régénérer dans le rebouilleur (X34-C) est chauffée sous vapeur à une pression de 4,5 bars, atteignant une température maximale de 121°C, optimisant ainsi l'extraction du dioxyde de carbone.

Le CO₂ retiré de la solution riche en MEA pénètre dans le condenseur de tête (X35-C) où la température des vapeurs ascendantes est abaissée à 60°C, condensant ainsi la majeure partie de la vapeur d'eau et séparant les phases dans la fiole à reflux (X33-F). Le CO₂ chargé d'une fraction de vapeur d'eau est libéré dans l'atmosphère par le haut de la fiole à reflux.

Un débit réduit de solution de MEA pauvre s'injecte dans la conduite de vapeur de la tête du régénérateur. Il agit par inhibition en réduisant la corrosion dans la conduite de vapeur et dans le condenseur supérieur du régénérateur X35-C. Ce débit vient du côté refoulement de la pompe de circulation de l'AME (X31-J) et est ajusté à l'aide d'un robinet manuel. Le condensat dans le condenseur supérieur est réintégré dans le régénérateur qui assure l'équilibre de l'eau dans le système.

La solution MEA pauvre de la partie inférieure du régénérateur est refroidie à 60°C dans les échangeurs X33-C1/C2/C3/C4 avec la solution MEA riche. Elle est alors refroidie dans le refroidisseur (X32-C) à 38°C par de l'eau de mer puis dirigée vers le haut de l'absorbeur de CO₂. La pompe de circulation de MEA pauvre (X31-J/JA) aspire le MEA provenant de la sortie du refroidisseur X32-C et le refoule vers la 5e plaque de l'absorbeur de CO₂ [10-13].

II.3.2.3. Rebouilleur du régénérateur

Le régénérateur utilise la chaleur fournie par le rebouilleur X34-C. La solution s'écoule naturellement dans les tubes du rebouilleur à partir de la plaque 25 du régénérateur. Cette vapeur est désurchauffée à l'aide de l'eau d'alimentation de la chaudière afin de produire la vapeur de 4,5 bars nécessaire au rebouillage [10-13].

II.3.2.4. Filtration de MEA pauvre et riche

Pour éliminer les impuretés solides, un filtre à charbon est prévu pour la solution de MEA pauvre (X32-F), tandis que deux filtres à cartouche sont destinés à la solution de MEA riche (X31-L et X75-L). Si les impuretés sont présentes dans la solution de MEA pauvre, cela pourrait entraîner un moussage de la solution dans l'absorbeur X31-E. Pour minimiser la fréquence de remplacement des filtres, seule une partie du débit de circulation de la solution d'ammoniac est dirigée vers ces derniers [12,13].

II.3.2.5. Filtration de la solution de MEA pauvre

La solution de MEA pauvre est prélevée en aval de la vanne de régulation FV-X10 et traverse le filtre X32-F. Le débit, indiqué sur FI-X12, est contrôlé par une vanne manuelle et est égal à environ 5% du débit de la solution pauvre (3,2 m³/h). Le courant de soutirage entre alors par le haut, traverse le lit de charbon actif et s'écoule par le fond, où il se mélange à la solution de MEA pauvre avant de rejoindre l'absorbeur [12,13].

II.3.2.6. Filtration de MEA riche

La solution MEA riche, issue du bas de l'absorbeur, est prélevée en amont de la vanne de régulation de niveau LV-X09 et pénètre par le fond du filtre à cartouche X31-L. Son débit, indiqué sur FI-X04, est égal à environ 10% de celui de la solution riche (6,35 m³/h) et est contrôlé manuellement par une vanne montée sur la conduite d'admission du filtre. Le reste de la solution MEA est traité par l'autre filtre à cartouche X75L [12,13].

II.3.2.7. Vaporisateur de MEA

La régénération à l'aide de l'évaporation de la MEA au long des processus de désacidification n'élimine pas certains des produits non évaporés tels que les sels d'acides lourds, les polymères et les produits de dégradation résultant de la réaction, dans des conditions normales d'exploitation du rebouilleur.

Pour les éliminer, une vaporisation complète d'une petite partie de la MEA sortant du régénérateur (1 à 3 %) est effectuée dans un récupérateur (X36-C) étant un échangeur type KETTLE travaillant par la vapeur d'eau à 17.2 bars [12,13].

Les vapeurs de MEA sont renvoyées dans le régénérateur sous la 25ème plaque où elles contribuent à l'apport d'énergie. Ce retour s'accompagne d'un piège à gouttelettes (SP X12) destiné à empêcher la formation de liquide. Les produits lourds non volatils se trouvant sous forme de boue dans la calandre seront éliminés après l'arrêt du régénérateur.

II.3.2.8. Système de stockage et puisard de MEA

Les trois bacs de stockage de MEA, répartis sur les niveaux des trains 1, 3 et 5, ont une capacité de 128,5 m³ chacun et alimentent deux trains de liquéfaction.

Le sommet de ces réservoirs est équipé d'une entrée d'azote (N₂) munie d'une vanne de régulation de la pression. Ces vannes sont ajustées de manière à réduire la pression positive dans les réservoirs, et à empêcher l'entrée d'air. Des systèmes de purge et de contrôle du niveau local sont prévus, ainsi que des jauges de pression et de température qui complètent les accessoires. Ces réservoirs servent ainsi à stocker l'AME produite par l'un ou l'autre des deux trains, pour purger le système de MEA à cause d'un arrêt ou d'une maintenance.

Le puisard MEA X34-F avec sa pompe X35-J sert au réservoir de stockage MEA. Le bassin absorbe les fuites et les purges de MEA du système, aussi bien que la solution aqueuse de MEA en tant que charge initiale, et produit un appoint normal à l'unité de traitement de MEA. Ce réservoir est partiellement enterré et est relié au collecteur de vidange par le biais d'une canalisation.

La pompe de puisard MEA X35-J puise au fond du bac en transférant la solution MEA vers l'aspiration de la pompe de circulation X31J, l'entrée de l'évaporateur MEA ou le bac de stockage X35-F au moyen d'une tuyauterie. Le bac comprend un point de remplissage supérieur où l'on ajoute la quantité initiale d'AME. Une fois la MEA introduite, l'eau traitée est injectée de façon à former une solution à 15 %. La solution est ensuite transférée dans le réservoir de stockage X35-F pour accroître la réserve initiale [12,13].

II.3.2.9. Système d'injection anti-mousse

L'unité d'injection d'antimousse qui permet d'éliminer ou de réduire l'émulsion se compose d'un réservoir équipé d'un indicateur visuel de niveau et d'un mélangeur en surface assurant l'agitation du contenu. Le liquide antimousse est inséré à travers un petit tuyau de remplissage à la tête du réservoir, et l'eau y est ajoutée. Le produit anti-mousse est pompé au fond du réservoir par une pompe doseuse (X32-LJ) et envoyé au niveau d'aspiration de la pompe de circulation MEA (X31-J) avec une vitesse déterminée par les conditions d'exploitation existantes [10-13].

II.4. PROBLEMES LIES A L'ABSORPTION CHIMIQUE**II.4.1. Problème de décroissance de MEA**

L'un des problèmes majeurs liés à l'absorption chimique utilisant la solution en solvant de MEA est sa dégradation par des réactions secondaires irréversibles avec le CO₂, l'oxygène et d'autres impuretés présentes dans le gaz à traiter, ou sous l'effet thermique, à travers la formation de composés stables, difficiles à éliminer.

Etant définie comme une altération de la solution par désactivation, La dégradation de la MEA peut engendrer une mauvaise absorption du CO₂ contenu dans le mélange gazeux traité [4].

II.4.2. Problèmes induits par la corrosion

Le véritable problème des installations à base d'éthanolamines (MEA, DEA et TEA) réside dans la corrosion. Celle-ci varie en vertu de multiples facteurs : le type d'amine, la nature des contaminants, le niveau de charge de la solution, les pressions et les températures régnant dans les différentes zones du système, ou encore la rapidité de la diffusion de la solution [4].

II.4.3 Problème de contamination

La MEA encrassée affecte à la fois les performances de l'équipement et l'efficacité de la section MEA, en réduisant sa capacité d'absorption.

Les contaminants (chlorures, oxygène, hydrocarbures, etc.) se comportent en agents moussants et provoquent, en réagissant avec la solution d'amine, des produits dégradants et corrosifs [4].

II.4.4. Déficit de la solution MEA

Le transfert de la solution, la dégradation chimique de l'amine, les éventuelles pertes mécaniques ou encore l'évaporation sont autant de causes de la perte d'amine [4].

II.4.5. Problème de moussage

La mousse est un système microhétérogène formé d'une phase gazeuse et d'un milieu liquide dispersant en films.

La tension surfacique de la MEA est de 48,8 erg/cm² à 20°C, et celle de l'eau est de 72,6 erg/cm² à la même température. Les solutions aqueuses de MEA sont moussantes, même non polluantes. Par conséquent, la croissance en concentration de la MEA engendre la formation de mousse et des rejets massifs de la MEA. Il est donc nécessaire de réduire au maximum les concentrations afin d'obtenir une solution de MEA à forte tension superficielle.

Lors du moussage, les écarts au niveau des plateaux et des déversoirs sont entièrement recouverts de mousse, et empêchent l'absorption du CO₂ par le liquide, créant ainsi un colmatage dans les échangeurs cryogéniques de la section de liquéfaction [4].

Les principaux producteurs de mousse utilisés sont en général les suivants :

- Matériaux en suspension, finement fragmentés ou solides.
- Hydrocarbures lourds condensés.
- Impuretés externes résultant d'inhibiteurs de corrosion, de graisses ou d'impuretés dans l'eau.
- Produits de dégradation de la MEA.

II.4.6. Engorgement de la colonne

Cette opération est similaire à un débordement, avec un débit élevé de liquide au niveau du déversoir qui ne peut pas se décanter sur ce dernier pour longtemps. Ainsi, une hausse de la pression est créée dans la colonne, causée par :

- La montée du niveau de liquide sur les plateaux.
- Le blocage ou l'entrave à la course des vannes moins souples par une surface fibreuse, provoquant généralement la polymérisation de l'oxyde d'éthylène.

Les colonnes disposent souvent d'un indicateur de pression différentielle (dPI) pour contrôler ce phénomène. Il est donc possible de réduire l'impact de ce phénomène par une légère baisse du débit de gaz à une valeur acceptable [4].

II.5. CONCLUSION

Dans ce chapitre, nous avons fourni une présentation du processus de décarbonatation du gaz naturel. Dans ce contexte, une description des différents mécanismes de cette technique a été effectuée tout en exploitant les types des solvants utilisés tels que MEA et MDEA. Par la suite, le principe fonctionnel de du procédé d'élimination du CO₂ du GN a été abordé et au final, les problèmes rencontrés lors de l'absorption par les solvants chimiques ont été discutés.

Chapitre

III

***MODELISATION DE L'UNITE DE
DECARBONATATION***

III.1. INTRODUCTION

L'industrie du gaz naturel recherche constamment de nouveaux solvants plus performants pour la décarbonatation du gaz naturel. Pour se faire, il a été nécessaire d'utiliser des logiciels de simulation de procédés industriels tels que HYSYS qui facilitent cette recherche en permettant de tester virtuellement différents solvants. Cette étude, menée pour la direction technique du complexe GL2/Z, a pour objectif d'évaluer la faisabilité de remplacer la solution d'amine en MEA actuellement utilisée dans le procédé de désacidification par un nouveau solvant de MDEA. Le logiciel HYSYS sera utilisé pour simuler la section de décarbonatation et comparer les performances des différents solvants.

III.2. PROBLEMATIQUE

La présente étude revient sur la problématique de notre sujet et met en perspective les résultats de l'optimisation du processus d'élimination du dioxyde de carbone contenu dans le gaz naturel du complexe GL2/Z par solution en solvant amine.

Ce travail a été centré principalement sur la substitution de la solution de MEA actuellement utilisée dans le processus de désacidification au complexe GL2/Z par un autre solvant MDEA, via le simulateur HYSYS, de manière à obtenir un gaz naturel de qualité optimale à des fins de commercialisation ou d'utilisation ultérieure.

Une modélisation des concentrations du CO₂ (3.56%-8.63%**référence**) a été élaborée par les solvants chimiques de MEA et MDEA pour prédire les performances du procédé et identifier les opportunités d'optimisation par le biais d'un modèle mathématique qui permet de générer une description significative du comportement d'un tel système physique (réel).

III.3. CRITERES DE CHOIX DU PROCEDE

L'utilisation du concept de décarbonatation par absorption avec des agents de capture de CO₂ tels que le MEA et l'MDEA est un outil technologique approprié pour éliminer le dioxyde de carbone présent dans du gaz naturel du complexe GL2/Z, ce qui permet de réduire les émissions de CO₂ dans l'atmosphère et de lutter contre le réchauffement climatique. Cette technologie offre une combinaison d'efficacité, de flexibilité, de fiabilité et d'adéquation aux caractéristiques spécifiques du gaz naturel et des installations du complexe.

III.4. LOGICIEL DE SIMULATION ASPEN HYSYS

II.4.1. Présentation du logiciel de simulation HYSYS

De nombreux logiciels de simulation de procédés chimiques sont disponibles à savoir ; Aspen, Chemcad, DesignII, Ideas, Indiss, Prosim, Pro II, Sim42 et HYSYS de Hyprotech, filiale du groupe Aspentech, avec lequel la présente étude a été réalisée.

Aspen HYSYS™ est un outil de simulation de processus doté d'une interface interactive qui permet de manipuler facilement les variables et la topologie du processus des opérations unitaires. Cet outil est destiné en particulier au personnel technique et aux ingénieurs des secteurs du pétrole, du gaz et du raffinage. Il permet de définir des modèles en régimes permanent et dynamique très précis utilisés dans des applications de conception d'installations, de développement et de gestion économique, d'analyse, d'amélioration et de planification de projets [16].

III.5. SIMULATION DU MECANISME DE DECARBONATATION

II.5.1. Modalités de simulation par HYSYS

le mécanisme de décarbonatation est modélisé à partir de la comparaison des résultats fournis par le simulateur HYSYS avec les conditions opératoires réelles au moyen des étapes de simulation illustrés sur l' Organigramme de la figure III.1 à partir d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des substances pures (masse molaire, température d'ébullition dans des conditions standard, paramètres de la loi de pression de vapeur, etc.).

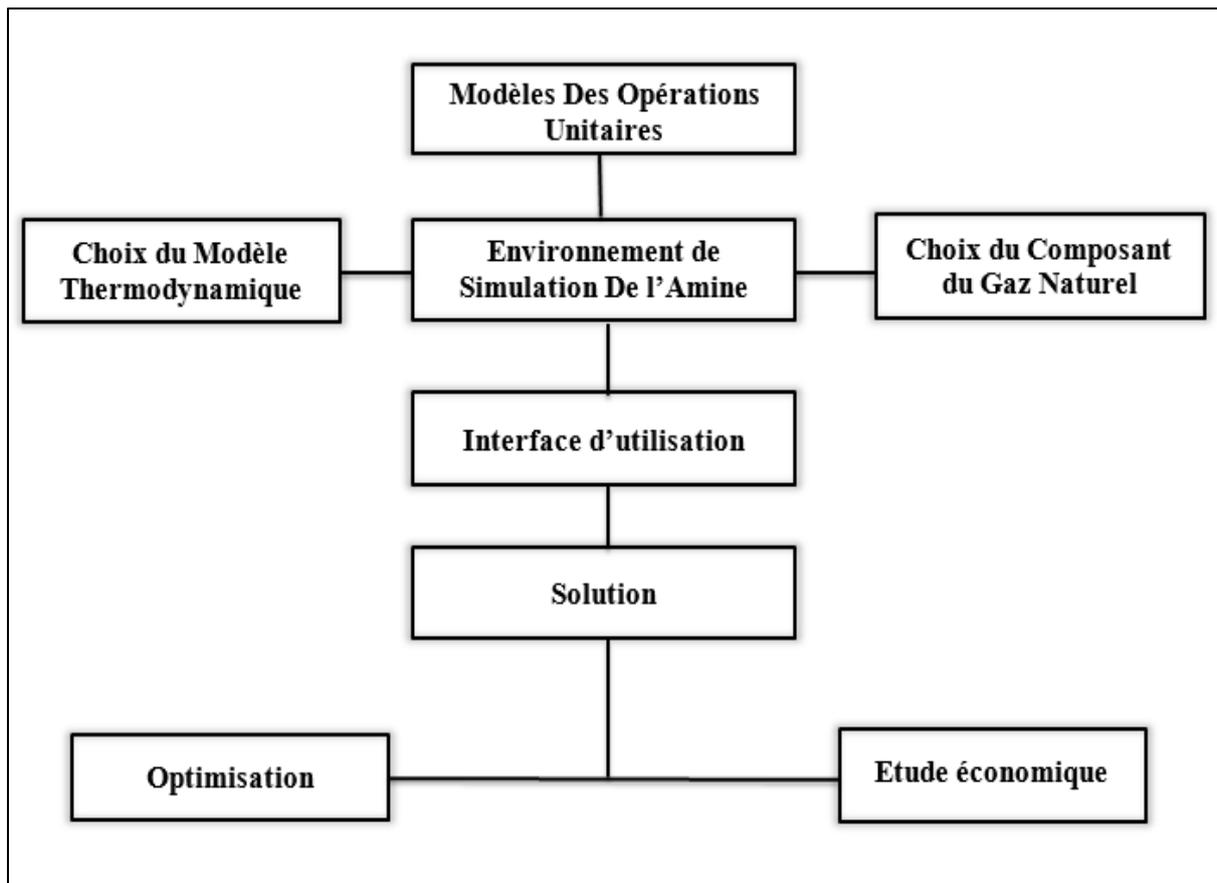


Figure III.1. Organigramme des étapes de simulation

III.5.2. Modèles utilisés pour la simulation

Pour réaliser la simulation du processus de décarbonation, avant d'intégrer la solution d'amine substituée, il a été suggéré d'utiliser le modèle thermodynamique approprié amine Pkg qui s'est avéré être spécifiquement développé pour modéliser les processus d'adoucissement des gaz utilisant DEA, TEA, MEA, MDEA, DGA et DIPA afin de prédire les propriétés du gaz traité.

Dans cette étude, nous avons simulé la section de décarbonation en fonction des paramètres fournis dans la conception initiale avec la charge de gaz naturel à l'entrée de la zone de décarbonation dont la teneur en CO₂ est la plus élevée susceptible d'être traitée dans l'usine. Puis, les données affichées par le DCS pendant l'exploitation réelle du train 200 ont été utilisées comme base de comparaison (voir figure III.3). De cette manière, le modèle thermodynamique et le diagramme de processus sont validés, et la MEA est modifiée avec la MDEA d'amine tertiaire afin d'évaluer le procédé de décarbonation et aboutir à une teneur en gaz acide dans le gaz de traitement inférieure à la valeur spécifiée [16,17]. Il est également envisagé d'évaluer cette solution et de désigner un mélange de MDEA et de MEA comme solvant approprié et, enfin, comme solvant de désacidification. Nous avons confronté

les résultats calculés à ceux de l'étude de cas originale. Une autre comparaison a porté sur le cas réel. Cette opération a porté sur une solution aqueuse de MEA dans le gaz à traiter, ayant un taux de CO₂ de 0,3 %.

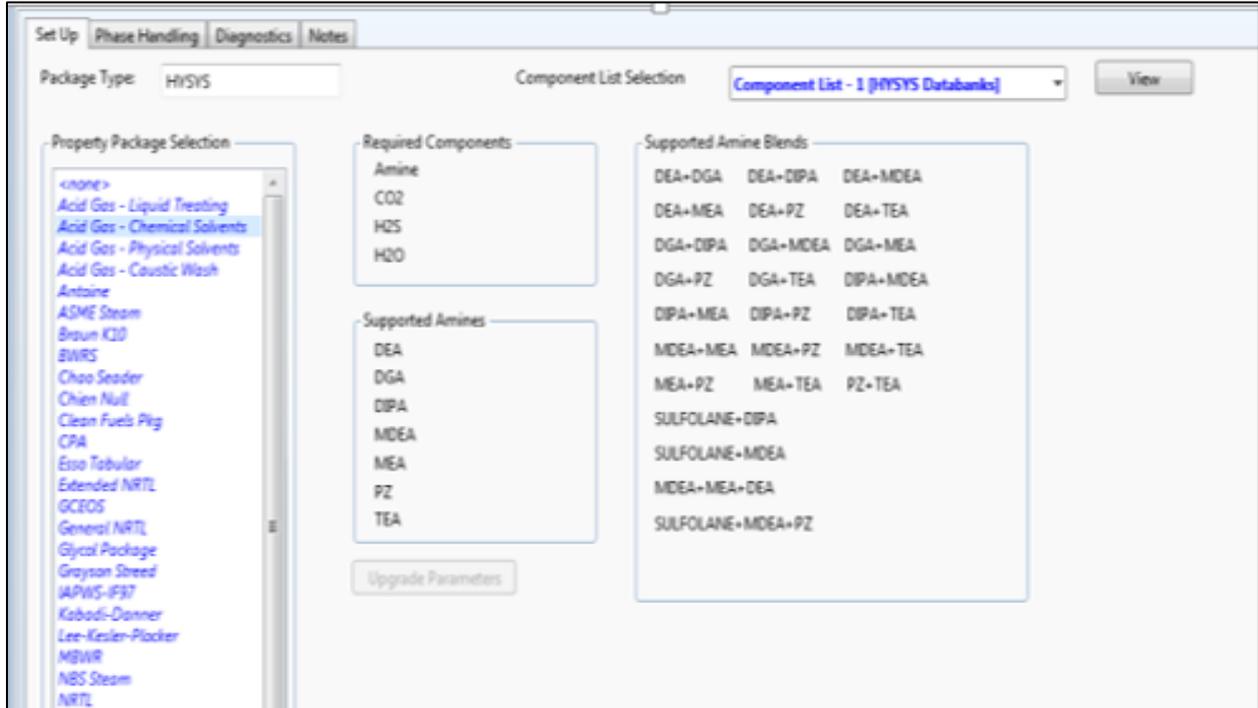


Figure III.2. Choix du model thermodynamique

III.5.3. Choix des composants du gaz naturel

Le Simulateur Aspen HYSYS intègre des données permettant d'enregistrer les caractéristiques du gaz à l'entrée de la section de décarbonatation et les principaux paramètres de fonctionnement de toutes les unités du cycle de décarbonatation du gaz naturel pour la conception et le cas réel, en matière de température, de pression, etc qui sont regroupés dans les tableaux III.1 et III.2 pour la conception et dans les tableaux III.3 et III.4 pour le cas réel. Avec les conditions initiales d'une teneur en CO₂ de 0,3% et 17,3% en masse.

Tableau III.1. Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section décarbonatation (cas design)

composition	C1	C2	C3	IC4	NC4	IC5	NC5	C6	N ₂	CO ₂
Fraction molaire (%)	84,77	7,91	2,15	0,40	0,50	0,16	0,17	0,20	3,43	0,30

Tableau III.2. Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation.

Paramètres	Données d'entrée du simulateur	
Débit (kg/h)	GN entrée ballon séparateur	249800
	MEA pauvre 17,3% mass	67163
Température (°C)	GN entrée Absorbeur	39,6
	MEA Pauvre	39,3
Pression (bar)	GN entrée Absorbeur	42,2
	MEA Pauvre	40,8
	MEA riche ballon séparateur 37F	6,9
	MEA riche ballon entrée régénérateur	6,1

Tableau III.3. Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section décarbonatation (cas réel).

Composition	C1	C2	C3	IC4	NC4	IC5	NC5	C6	N ₂	CO ₂
Molaire %	82,95	8,08	2,11	0,29	0,45	0,09	0,11	0,13	5,57	0,22

Tableau III.4. Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation dans le cas réel.

Paramètres	Données d'entrée du simulateur	
Débit (kg/h)	GN entrée ballon séparateur	231300
	MEA Pauvre 14.25% massique	44400
Température (°C)	GN entrée Absorbeur	37,82
	MEA Pauvre	39,44
Pression (bar)	GN entrée Absorbeur	42,2
	MEA Pauvre	44
	MEA riche ballon séparateur 37F	4,9
	MEA riche ballon entrée régénérateur	4,1

III.5.4. Interfaces d'utilisation

La modélisation du mécanisme de la décarbonatation par absorption ou régénération repose sur le nombre de plateaux répartis dans deux équipements à savoir l'absorbeur et le régénérateur.

L'Absorbeur : Les gaz acides parviennent dans le bas de la colonne d'absorption, dans laquelle ils sont mis en contact à contre-courant, à travers 25 plateaux de vannes, et une solution d'amine

pauvre introduite dans le haut de la colonne. Les gaz décarbonatés (sweet gaz) sont évacués par le haut de l'absorbeur (voir figure III.3) [16,17].

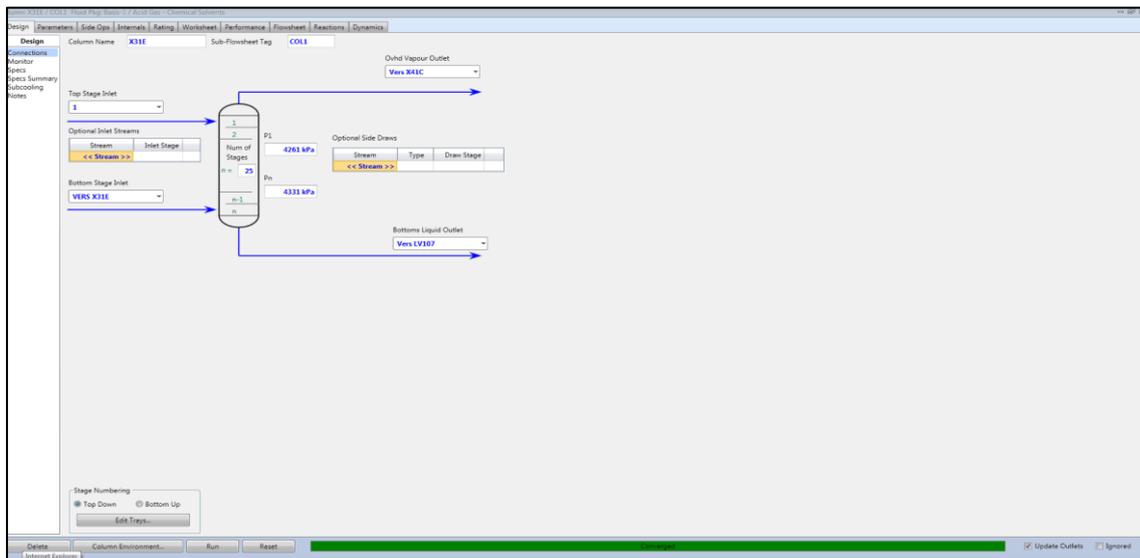


Figure III.3. Paramètre de l'absorbeur

Le Régénérateur : Le régénérateur d'amine à 18 plateaux de vannes assure la séparation du CO₂ et de l'amine (désintégration). Cette séparation s'effectue au moyen d'une augmentation de la température à l'aide de rebouilleurs comme indiqué à la figure III.4 [16,17].

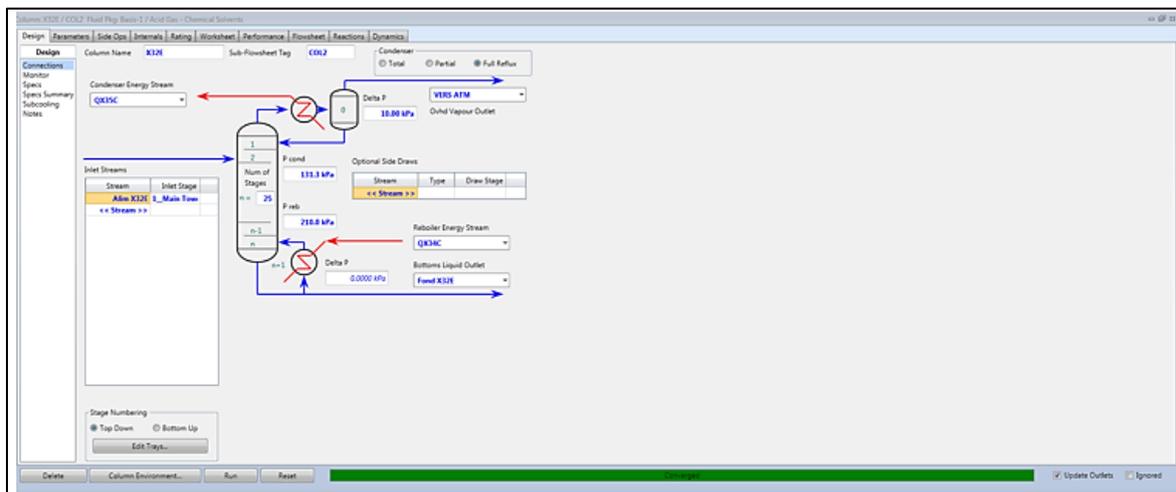


Figure III.4. Paramètre de régénérateur

III.6. RESULTATS DE SIMULATION

III.6.1. Comparaison des résultats simulés aux évaluations initiales du design

Nous avons simulé en premier lieu le processus de décarbonatation, y compris les caractéristiques du gaz et les paramètres de fonctionnement représentés dans les tableaux III.5, III.6 et III.7.

Les valeurs calculées sont ensuite confrontées à celles fournies par l'étude de conception, tout en déterminant le pourcentage d'erreur.

Tableau III.5. Comparaison de données simulées et de l'étude de design initiale.

Courant	Paramètres	Design	Simulation	Erreur % = $[(X_d - h)/X_d]*100$
MEA pauvre entrée absorbeur	T°C	39,3	38.33	2.4681
	débit (kg/h)	67163	67160	0,0178
	% mass	17,3	17,3624	2.0947
Gaz traité sortie absorbeur	T°C	43,4	42.63	1,7741
	débit (kg/h)	248444	248500	0,0225
MEA riche sortie absorbeur	T°C	40,2	40,07	0,3233
	débit (kg/h)	68558	68430	0,1867
MEA sortie ballon flash 37F	T°C	40,1	40,73	1,5710
	débit (kg/h)	68862	68380	0,6301
Entrée régénérateur32E	débit (kg/h)	68862	68380	0,6999
sortie régénérateur 32E	T°C	121,6	123.1	1,1235
	débit (kg/h)	67163	66510	0,9722
Entrée condenseur de tête du régénérateur 35C	T°C	104,1	104.6	0,4803
	débit (kg/h)	5237	4686	10.5212
MEA pauvre SORTIE échangeur Amine-amine	T°C	59,4	65	9.4276
	débit (kg/h)	67163	66510	0,9722
Taux de chargement d'amine	Entrée absorbeur Mol CO ₂ /Mol amine	Norme max 0,15	0,1445
	Sortie absorbeur Mol CO ₂ /Mol amine	Norme max 0,35	0,3493

Tableau III.6. Comparaison du débit de gaz sortant de l'absorbeur obtenu par simulation et l'étude de design initiale.

Courant	Composition	Débit (kgmol/h) Design	Débit (kgmol/h) Simulation	Erreur % = [(Xd - Xh)/Xd]*100
Gaz traité sortie absorbeur	C1	11165,04952	11168.9804	0,0352
	C2	1040,895581	1041,8948	0,0959
	C3	282,95935	283,5705	0,2795
	IC4	52,6436	52,7544	0,2104
	NC4	65,8045	65,9471	0,2167
	IC5	21,37353	21,0804	1,3714
	NC5	22,05744	22,4234	1,6591
	C6	26,3218	26,3820	0,2287
	N ₂	451,682088	452,4359	0,1668
	C0 ₂	-----	0,0240	-----
	MEA	-----	0,0214	-----
	H ₂ O	31,191333	29,4332	5.6366

Tableau III.7. Comparaison des énergies résultantes de simulation et celles de l'étude de design initiale.

Energies Kcal/h			
Interfaces	Design	Simulation	Erreur % = [(Xd - Xh)/Xd]*100
INTER ECHANGEUR 33C1/C2/C3/C4	3,93 × 10 ⁶	4,04 × 10 ⁶	2,72
REBOUILLEUR 34C	4,06 × 10 ⁶	3,999 × 10 ⁶	1,5024
CONDENSEUR DE TETE 35C	2,07 × 10 ⁶	1,653 × 10 ⁶	20.1444
REFROIDISSEUR MEA 32C	1,39 × 10 ⁶	1,655 × 10 ⁶	19.0647

En observant les performances calculées et celles de l'étude de conception initiale figurées dans les tableaux III.5 et III.6, il est apparu une faible divergence entre les deux cas (simulation et conception). Toutefois, l'erreur observée est très largement inférieure à 5 %. Contrairement à l'énergie au condenseur de la tête du régénérateur indiquée dans le tableau III.7, qui révèle une erreur de 20,1444 % (soit une valeur nettement supérieure à la moyenne).

III.6.2. Comparaison des résultats simulés aux données du DCS (cas réel)

Dans un second temps, une comparaison entre les résultats retirés de la simulation et les données du DCS pendant le procédé de décarbonatation est réalisée, ce qui a généré les résultats synthétisés dans le tableau III.8. Par ailleurs, il a été estimé intéressant de présenter les paramètres fournis par le DCS dans le même tableau, de sorte que la comparaison soit plus aisée.

Tableau III.8. Comparaison des caractéristiques obtenues par le DCS et celles résultant de la simulation.

Courant	Paramètres	DCS	Simulation	Erreur %
MEA pauvre entrée absorbeur	débit (kg/h)	44400	44650	0,56
	% massique	14,25	14,16	0,64
Gaz traité sortie absorbeur	T°C	41	40,77	0,5609
	débit (kg/h)	230500
	Teneur en CO ₂ PPM	1 Inferieur à < 70 PPM	1,6460 Inferieur à < 70 PPM	
MEA riche sortie absorbeur	T°C	38,5	37.8	1,8181
	debit (kg/h)	45160
MEA sortie ballon flash 37F	T°C	38,5	38,51	0,0259
	debit (kg/h)	45130
Sortie fond régénérateur 32E	T°C	116,7	123,2	5,5698
	debit (kg/h)	44080

D'après le tableau III.8, il est constaté que le DCS ne dispose pas de données permettant une comparaison minutieuse, même si les différences de température au niveau de l'unité principale sont minimes. Il semble donc que le débit de chargement du gaz acide dans le solvant est étroitement lié à la température du solvant, cela signifie que la quantité de gaz acide retirée du gaz dans le cas réel est comparable à la quantité estimée par simulation.

Cela peut aussi signifier que la température du gaz traité dans le cas réel est conforme à la température produite dans la simulation. Étant donné que dans la réalité, la hausse de la température du gaz à la sortie de l'absorbeur provient de la chaleur de réaction entre le gaz acide et l'amine. Dans ce cas, il est possible de considérer que la transformation du gaz acide s'est effectuée à raison de : La molécule d'AME est unique dans les deux cas.

La méthode thermodynamique adoptée a fait la preuve de son efficacité et sera utilisée dans la suite de nos travaux pour examiner notamment la faisabilité de remplacer la solution de MEA par une solution de MDEA ou par un mélange (MDEA/MEA).

III.6.3. Modélisation de la reproduction de MEA par MDEA

La présente étape est focalisée sur la simulation de la section de décarbonatation à partir d'une densité de 50 % de MDEA dans la solution aqueuse. Le débit optimal de la solution pauvre de MDEA étant fixé à la quantité maximale de la pompe à solvant alimentant l'absorbeur, soit environ 74 m³/h. Les paramètres physiques requis pour cette simulation sont énumérés dans le tableau III.9 et la variation de la teneur en CO₂ sortant de l'absorbeur en fonction du débit de la solution aqueuse de MDEA est indiquée dans la figure III.5

Tableau III.9. Paramètres utilisés dans la simulation du procédé avec MDEA.

Paramètres	Données d'entrée du simulateur	
Débit (kg /h)	GN entrée Absorbeur	231300
Température (°C)	GN entrée Absorbeur	38
	MDEA Pauvre	40
Pression (bar)	GN entrée Absorbeur	42,2
	MDEA pauvre entrée Absorbeur	44
	MDEA riche vers régénérateur	6.1

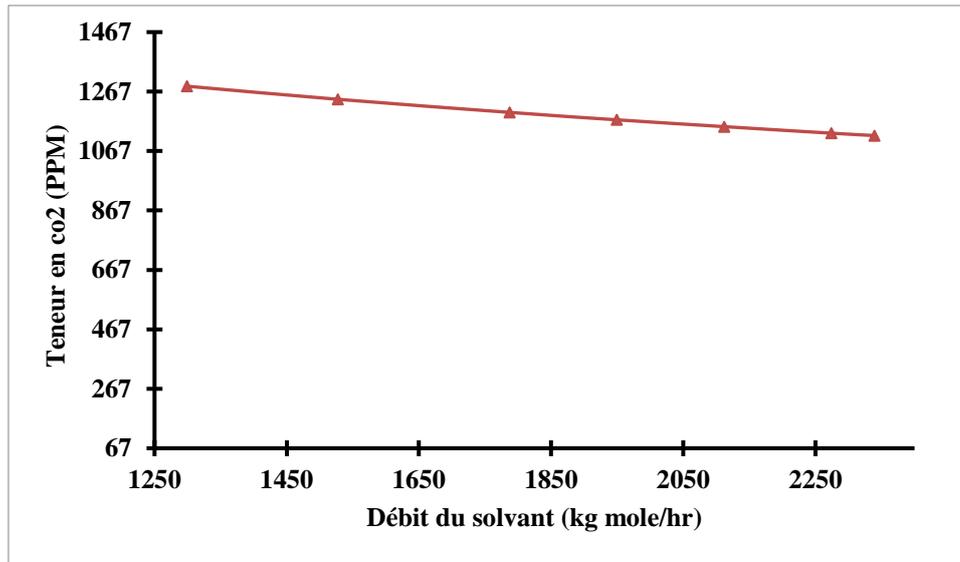


Figure III.5. Variation de la teneur en CO₂ sortant de l'absorbeur en fonction du débit de la solution aqueuse de de MDEA

La figure ci-dessus présente une relation linéaire entre le débit du solvant (kg mole/h) et la teneur en CO₂ (PPM) dans le processus. Il apparaît que le débit de la solution de MDEA à 50 % en masse progresse de 1200 kg mole/h à 2400 kg mole/h. Il est également noté que la concentration de CO₂ dans le flux de gaz sortant est supérieure à la référence, fixée à 70 ppm. Ainsi, la MDEA s'est avérée insuffisante pour les besoins de l'unité. Donc, un mélange d'amines formé de MEA et de MDEA peut être créé.

La figure III.6 met en évidence la variation de l'efficacité d'absorption du CO₂ le long de la colonne pour des solutions de 17,3 % de MEA et de 50 % de MDEA en masse, respectivement.

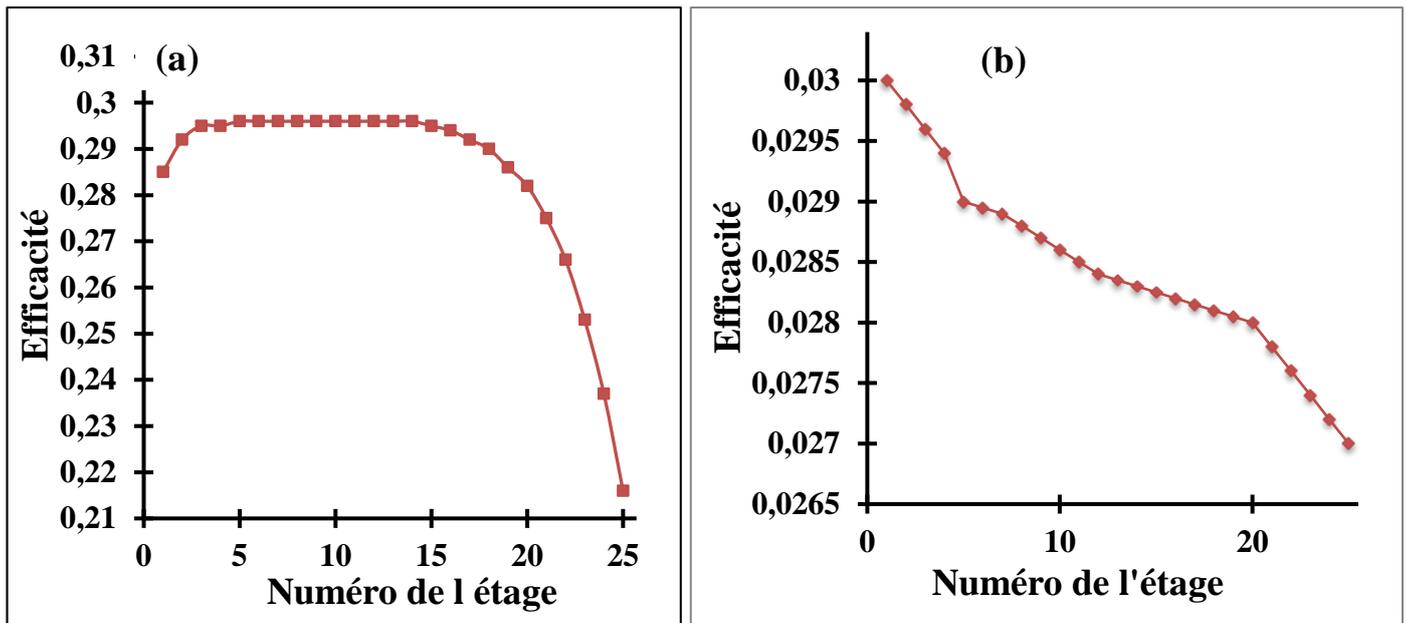


Figure III.6. Efficacité de l'absorption du CO_2 (a) par le solvant MEA, (b) par le solvant MDEA

Comme illustré à la figure III.6.a, l'efficacité de l'absorption du CO_2 lors de l'injection de la solution MEA varie entre 30% et 21%, tandis que celle dans le cas de l'injection d'une solution de MDEA (figure III.6.b) est très faible et ne dépasse la Valeur de 3%. Cette valeur est due probablement à la faible réactivité du CO_2 avec la MDEA.

Les résultats semblent indiquer que le remplacement de la solution de MEA existante par une solution de MDEA à 50 % est insuffisant pour atteindre la teneur en CO_2 de 70 PPM dans le gaz traité, de sorte que notre étude reste à poursuivre pour déterminer l'efficacité d'un autre solvant de mélange d'amines.

III.6.4. Simulation de la substitution de mea par un mélange d'amines MDEA/MEA

Récemment, le recours à des mélanges d'amines a fortement augmenté en tant que solvants dans les systèmes d'élimination des gaz acides. Ces mélanges d'amines comprennent généralement l'amine tertiaire méthyl-diéthanolamine (MDEA), à laquelle s'ajoutent des agents plus réactifs tels que la MEA ou la pipérazine.

Ce travail porte sur l'impact de la variation de la teneur en amine primaire (7-10%) sur l'efficacité de la décarbonatation dans un mélange MDEA/MEA (50% en masse). A cet effet, les paramètres indiqués dans le tableau (III.9) font office de données d'entrée pour la simulation relative à cette étude.

III.6.4.1. Effet de la variation du débit et la composition du solvant sur la teneur en CO₂

La figure III.7 expose l'effet de différentes concentrations du mélange d'amines MDEA/MEA sur la teneur en CO₂ du gaz sortant de l'absorbeur et données extraites des courbes sont présentés dans le tableau III.10. A noter que ces résultats sont obtenus avec un taux de concentration nul de CO₂ dans le solvant pauvre.

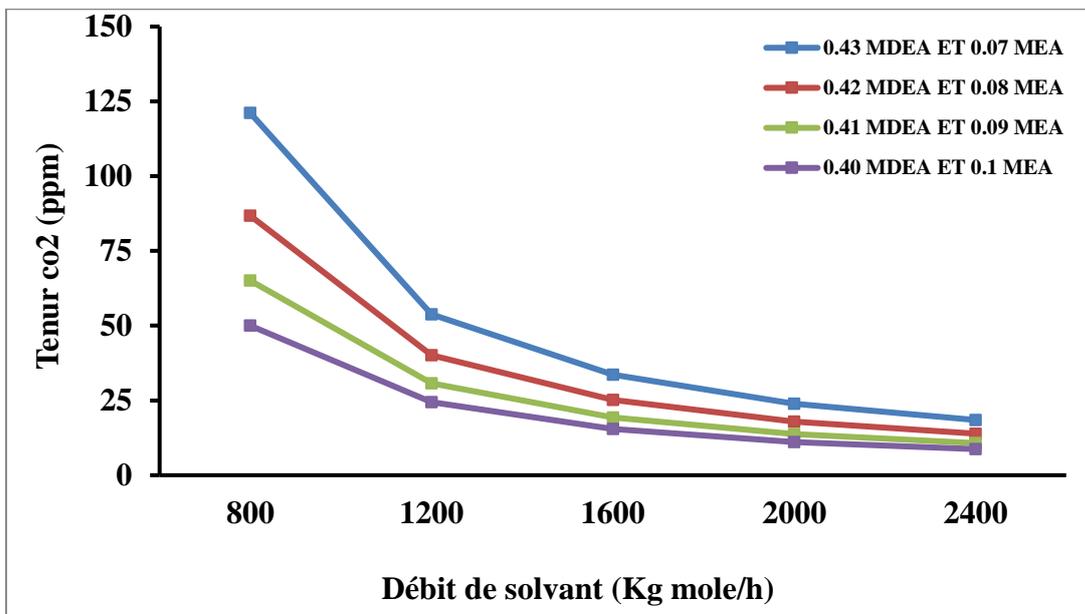


Figure III.7. Évolution de la teneur en CO₂ dans le gaz sortant de l'absorbeur en fonction du débit de solvant et de la composition du mélange d'amines.

Il se dégage des courbes que la spécification d'une teneur maximale de 70 ppm de CO₂ dans le gaz traité est respectée pour tous les mélanges d'amines (MDEA et MEA), y compris à des débits différents (excepté le mélange de 42% MDEA et 8% MEA à 1000Kg mole/h).

Il est également à noter que L'ajout de 8% de MEA dans le mélange d'amines permet de réduire le débit de circulation de 20% (1000 Kgmole/h vs 800 Kgmole/h) pour un même niveau de performance (moins de 70 PPM de CO₂) (voir tableau III.10). Ceci est en accord avec les courbes de la figure III.7. De ce fait, le mélange 41% MDEA et 9% MEA est optimal.

Tableau III.10. Teneur de CO₂ du gaz sortant pour des différents débits et concentrations de solvant.

Teneur co2 / Débit (kg mole/h)	0,43 MDEA/ 0,07 MEA	0,42 MDEA/ 0,08 MEA	0,41 MDEA/ 0,09 MEA	0,40 MDEA/ 0,1 MEA
800	121,1	86,75	65,08	50,01
1200	53,82	40,09	30,70	24,43
1600	33,65	25,14	19,33	15,51
2000	23,95	17,92	13,79	11,06
2400	18,46	13,90	10,73	8,73

III.6.4.2. Effet de la variation du débit sur la teneur du CO₂ résiduel pour le mélange d'amines de 41% MDEA et 9% MEA

Nous avons mesuré la teneur en Co₂ dans le gaz traité en variant le débit de la solution d'amine de 41% MDEA/ 9% MEA. Les résultats requis sont démontrés dans le tableau III.11. Ces résultats indiquent une faible variation dans la teneur du CO₂ dans le gaz traité pour des débits supérieurs à 1800 kgmol/h. Par conséquent, Le meilleur débit de la solution de 41% MDEA/ 9% MEA se limite à 1800 Kgmole/h.

Tableau III.11. Effet de la variation du débit sur la composition du CO₂ résiduel pour le mélange d'amines 41% MDEA/ 9% MEA.

Débit (Kgmole/h)	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400
Teneur en CO ₂	65,08	42,03	30,70	23,87	19,33	16,12	13,79	12,02	10,73

III.6.5. Taux de chargement

Le taux de chargement, caractérisé par le nombre de moles de CO₂ relatif au nombre de moles d'amine dans le solvant, figure parmi les paramètres déterminants permettant d'évaluer l'efficacité de la décarbonatation.

III.6.5.1. Taux de chargement dans le solvant pauvre

Le taux de chargement dans le solvant pauvre est déterminé généralement par les paramètres de fonctionnement et de la capacité du régénérateur utilisés dans notre simulation qui sont repris dans le tableau III.12.

Dans notre étude, le débit initial est égal à 700 kg mol/heure pour que la norme de 70 PPM soit respectée en fonction du taux de charge comme illustré sur la figure III.8.

Tableau III.12. Paramètres de marche et dimensions du régénérateur 32E.

Longueur	21040mm
Diamètre	1372mm
Matériau	SA 205-C
Nombre de plateaux	25 perforé
Hauteur du déversoir	46 mm
Pression de la colonne (fond)	1.4 Bar
Pression différentielle de la colonne	0.5 Bar
Pression nominale	2 Bar
pression de test hydrostatique	11.1 Bar
Température de tête de la colonne	107°C
Température du rebouilleur	122°C
Energie maximale du rebouilleur	4.95x10E6

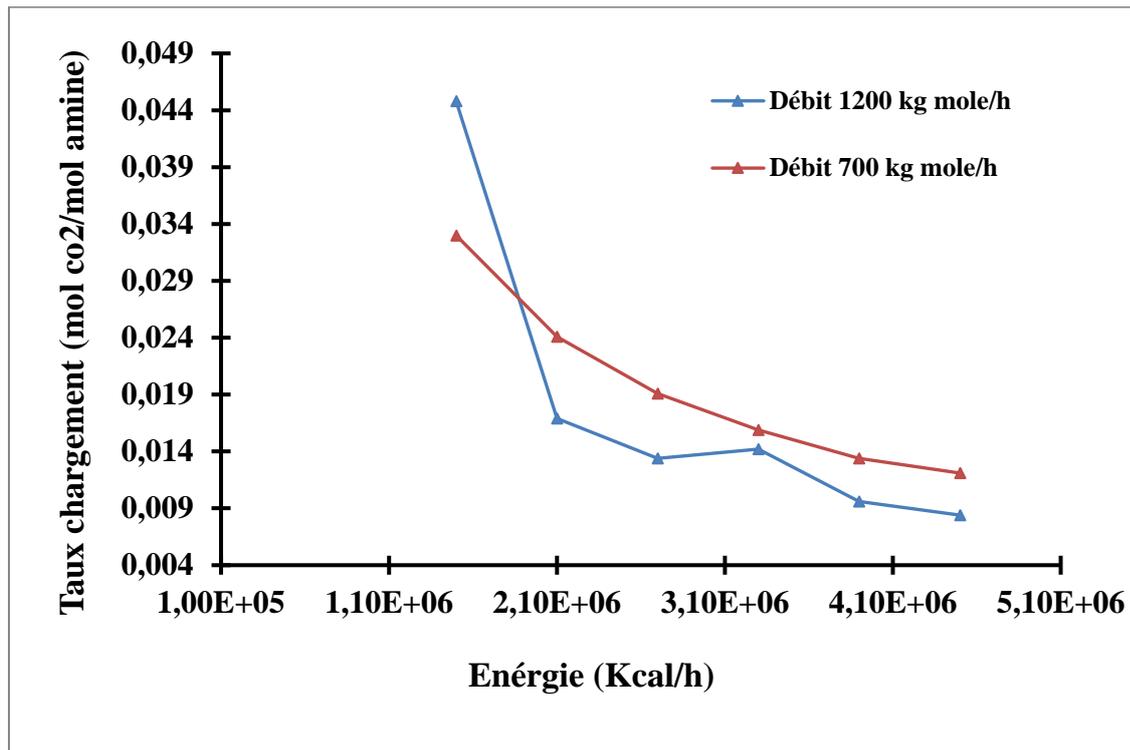


Figure III .8. Effet de la variation de l'énergie sur le taux de chargement à différents débits pour la concentration d'amine de 41% MDEA 9% MEA.

D'après la figure ci-dessus, il est démontré une diminution du taux de chargement avec l'évolution de l'énergie délivrée dans le rebouilleur et le débit de solvant. Cela est dû à la concentration d'amine de MDEA /MEA étant un absorbant optimal de CO₂.

III.6.5.2. Energie des équipements d'échange de chaleur

Les énergies échangées sur les différents dispositifs de transfert de chaleur et engendrées lors de la simulation pour un débit optimal de 1100 Kgmole/h sont présentées dans les tableaux II.13 et III.14.

Tableau III.13. Energies échangées des différents équipements de la section de décarbonatation

Echangeurs de la Section	31C kcal/h	32C kcal/h	33C1/C2/C3/C4 kcal/h	34C kcal/h	35C kcal/h
Energie simulée kcal/h	1,45 × 10 ⁶	6,43 × 10 ⁵	1,762 × 10 ⁶	3,67 × 10 ⁶	2,53 × 10 ⁶
Energie max (design) kcal/h	5,92 × 10 ⁶	1,71 × 10 ⁶	4,43 × 10 ⁶	4,95 × 10 ⁶	2,62 × 10 ⁶

Il apparaît que l'énergie échangée est inférieure à la capacité maximale de chaque équipement thermique. Il est donc possible d'affirmer que la substitution de MEA par MDEA ne nécessite pas le changement des équipements existants d'échange de chaleur dans le processus de décarbonatation.

Tableau III.14. Energies échangées des différents équipements.

Débit (Kgmole/h)	31C kcal/h	32C kcal/h	33C1/C2/C3/C4 kcal/h	34C kcal/h	35C kcal/h
700	1,80 × 10 ⁶	2,81 × 10 ⁶	1,48 × 10 ⁶	2,60 × 10 ⁶	1,62 × 10 ⁶
1200	1,80 × 10 ⁶	3,57 × 10 ⁵	1,80 × 10 ⁶	3,33 × 10 ⁶	2,32 × 10 ⁶
Energie max (design) kcal/h	5,92 × 10 ⁶	1,71 × 10 ⁶	4,43 × 10 ⁶	4,95 × 10 ⁶	2,62 × 10 ⁶

III.7. ESTIMATION DU COUT LIE A L'UTILISATION DE MDEA ACTIVEE

La modification de MEA par MDEA affecte l'exploitation de tous les trains du complexe GL2/Z. En effet, 25 tonnes de MDEA circulent dans les solvants, ce qui représente un coût de 4 725 000 DA par train (189 000 DA/tonne x 25 tonnes).

Pour l'ensemble des six (06) trains, nous aurons 28 350 000 DA (6 x 4 725 000 DA).

III.7.1. Gain énergétique résultant

Notre travail a fourni une description exhaustive de la méthode MDEA comparée à celle de MEA, laquelle présente l'avantage de réduire la consommation de vapeur nécessaire dans la section de régénération notamment dans les rebouilleurs.

En effet, cette consommation d'énergie par le rebouilleur d'un train est beaucoup plus faible qu'actuellement (12,56 MMBtu/h contre 14,87 MMBtu/h). Cela représente un gain de 2,31 MMBtu/h par rebouilleur. Sur une année (330 jours de marche), l'économie par rebouilleur s'élève à 18 295,2 MMBtu/an.

Impact financier est de 992 130,4008 DA (18 295,2 MMBtu/an x 54,229 DA).

Le gain énergétique en vapeur pour l'ensemble des six (06) trains est alors de 5 952 782,4048 DA (992 130,4008 MMBtu/an x 6)

III.7.2. Durée de récupération du capital investi

L'enjeu de cette étude vise à déterminer de manière précise la possibilité de réduire l'investissement nécessaire au remplacement de MEA par MDEA sur plusieurs années en fonction des économies d'énergie réalisées grâce à l'utilisation du nouveau solvant. Le délai de récupération (Pay Out Time) représente le temps nécessaire pour que les économies d'énergie remboursent l'investissement initial.

$$\text{Durée de récupération} = \frac{\text{Coût de revient de la aMDEA}}{\text{Gain énergétique}}$$

$$\text{Soit : } t = \frac{28\,350\,000}{5\,952\,782,4048} = 4 \text{ ans et 2 mois}$$

Le remplacement de MEA par MDEA activée est un investissement rentable avec une période d'amortissement de 4 ans et 2 mois. Cette rentabilité peut être encore améliorée en prenant en compte d'autres avantages financiers à savoir ; l'échange standard de MEA par le fournisseur contre le MDEA activée moyennant un paiement et la revente du MEA inutilisé.

La solution MDEA activée offre également des avantages supplémentaires tels que :

- L'augmentation de la capacité de traitement du gaz de 25%.
- Le taux d'appoint annuel de MEA plus élevé.
- Les coûts de maintenance inférieurs grâce à la nature non corrosive du MDEA.
- L'absence d'agents anticorrosion et donc moins de dépenses.

III.8. CONCLUSION

Notre étude s'est concentrée principalement sur le mélange constitué de MEA et MDEA à l'aide d'un modèle de simulation de la section décarbonatation crée sur le simulateur HYSYS et dont la fiabilité a été prouvée en procédant à deux comparaisons qui sont avérées concluantes. Ainsi, les résultats requis ont révélé que :

- Le remplacement total du MEA par le MDEA est inefficace. La teneur en CO₂ dans le gaz traité reste trop élevée.
- Un mélange optimal de 41% MDEA et 9% MEA est efficace. Il permet d'atteindre la teneur en CO₂ requise.
- Le débit optimal du mélange est de 1800 Kgmol/h.
- L'énergie du rebouilleur est suffisante pour la régénération.
- Le mélange MDEA/MEA n'atteint pas la capacité maximale des échangeurs thermiques.

Nous pouvons conclure que Le mélange MDEA/MEA est une alternative prometteuse au MEA pour la décarbonatation du gaz naturel. Il permet d'atteindre les objectifs de qualité tout en offrant une meilleure efficacité énergétique.

CONCLUSION GENERALE

CONCLUSION GENERALE

Le présent mémoire se veut une réflexion sur la recherche en matière de décarbonation du gaz naturel, au niveau du complexe GL2/Z de l'industrie SONATRACH, laquelle est confronté à des contraintes techniques sur ses sections. Ces contraintes sont généralement dues à l'utilisation de l'amine primaire MEA (monoethanolamine) comme solvant d'absorption.

En effet, la perception de la difficulté du processus et les contraintes techniques des études expérimentales sur des installations en conditions réelles, mettent en évidence une approche basée sur la simulation. Il s'agit du contexte dans lequel s'inscrit cette étude.

Pour ce faire, nous avons entrepris une description du procédé de décarbonation par absorption chimique à l'aide d'une substitution de la MéthylDiEthanol-Amine « MDEA » par un mélange d'amines MEA/MDEA afin de déterminer la quantité optimale du solvant MDEA permettant de réduire la teneur en dioxyde de carbone " CO2 " en dessous d'un certain niveau de 70 PPM.

Le procédé de décarbonation a été reproduit à l'aide du simulateur HYSYS d'Aspen tout en maintenant les données réelles du complexe pour mettre en évidence sa fiabilité sur le plan énergétique.

Les résultats des simulations aboutis justifient la faisabilité technique relative à la substitution du solvant MEA par les deux solvants cités précédemment sans avoir recours à des modifications des installations de la section de décarbonation. Ces résultats ont démontré également que :

- Le remplacement total du MEA par le MDEA est inefficace car le taux en CO2 dans le gaz traité reste trop élevé.
- Un mélange optimal de 41% MDEA et 9% MEA est efficace étant donné qu'il permet d'atteindre la teneur en CO2 requise.
- Le débit optimal du mélange MEA/MDEA est de 1800 Kgmol/h.
- L'énergie du rebouilleur est suffisante pour la régénération.
- Le mélange MDEA/MEA n'atteint pas la capacité maximale des échangeurs thermiques.

Nous pouvons conclure que Le mélange MDEA/MEA est une alternative prometteuse au MEA pour la décarbonation du gaz naturel. Il permet d'atteindre les objectifs de qualité tout en offrant une meilleure efficacité énergétique.

A cet effet, il est suggéré comme perspectives :

- Evaluer la teneur en CO₂ du gaz naturel en fonction de la variation des débits d'amine.
- Calculer les flux relatifs à l'huile chaude à mettre en œuvre pour régénérer le solvant MDEA de manière à limiter les effets de colmatage, la rentabilité de l'épuration du gaz naturel.
- Mener au préalable des recherches économiques sur le coût des produits à partir des quantités de pertes déterminées.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Service formation GL2/Z : soft tableau Process.
- [2] Manuel opératoire GL2/Z.
- [3] Soft process GL2/Z.
- [4] PFD complexe GL2/Z.
- [5] Bouhend Benyahia et M. Laroussi Sid-Ahmed ,Etude de la substitution du solvant MEA par la MDEA dans la section de décarbonatation du complexe GL1Z année 2012, (mémoire fin d'étude pour l'obtention du diplôme de MASTER).
- [6] M.Rafik abdessamed ,Etude du problème de moussage dans la section de décarbonatation au niveau du complexe « GL2/Z » année 2010, (mémoire fin d'étude pour l'obtention du diplôme de MASTER).
- [7] Manuel opératoire du procédé de liquéfaction Complexe GL2 /Z. Mars 1979 p 2-174
- [8] Pierre C. Distillation. Absorption Colonnes garnies. Techniques de l'ingénieur, opérations unitaires : séparation Gaz-Liquide. "1993/03/10.
- [9] Manuel de formation Industrie, « Décarbonatation du Gaz Naturel », UFR/ Gas Engineering& Refining.
- [10] PIERRE LEPRINCE. Le raffinage du pétrole 3 PROCEDES DE TRANSFORMATION, Institut français du pétrole, Edition technip Paris1998. ISBN 2-7108-0730-0.
- [11] A.ROJET. Le gaz naturel production traitement et transport. Edition TECHNIP « PARIS » -1997, page 253-299.
- [12] GUERRICHA MA, KHELLOU S. Récupération de CO2 rejeté vers l'atmosphère au niveau de la section décarbonatation d'une unité de traitement de gaz naturel : UNIVERSITE KASDI MARBAH OUARGLA 2012/2013.
- [13] BOUZIT Tarek Sami, TITIA Lakhdar, Décarbonatation Du Gaz Naturel Au Niveau De Complexe D'Alrar, année 2020, (mémoire fin d'étude pour l'obtention du diplôme de MASTER).
- [14] CHRISTINE ROIZARD, GABRIEL WILD ET JEAN-CLAUDE CHARPENTIER. Absorption avec réaction chimique. Techniques de l'ingénieur, traité génie des procédés.

- [15] KHEBBECHE Hicham & HAFIAN Sadok. Modélisation et simulation d'une unité d'absorption des gaz acides (CO₂) par solvants chimiques alkanolamine UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA.
- [16] Hysys Process Documentation, Hyprotech, Ing, AEA Groupe, Calgary, 2000 (CD.ROM).
- [17] Aspen tech basiss wizard. (2009). aspen tech wizard. aspen tech basiss 7.1. aspen plus. Manuel d'utilisation de logiciel.