



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES



N° d'ordre : M2...../GC/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie Chimique

Thème

**Etude par simulation de la substitution du solvant MEA par un
mélange d'amine MDEA/MEA dans la section de
décarbonatation du complexe GL2/Z**

Présenté par

- HAOUACH Walid
- KHADER Ismail

Soutenu le : 04/07/ 2019 devant le jury composé de :

Présidente :	F. BENDAHMA	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	M. BOULAKOUD	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	S. TERKHI	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

Remerciements

Ce projet n'aurait pas abouti sans la bénédiction du Bon Dieu, Qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce travail et Qui a entendu nos prières.

Notre première pensée va tout naturellement à notre encadreur Mme.TERKHI SABRIA qui nous a aidé, conseillé et guidé a fin de finaliser ce modeste travail dans de bonne conditions.

Nos sincères remerciements vont également aux personnels du complexe GL2/Z pour leur assistance.

Nos vifs remerciements aux membres de jury Mme.BENDAHMA et Mme.BOULAKOUD d'avoir accepté d'évaluer notre travail.

Nous tenons aussi à remercier tous nos enseignants pour leur aides continues ainsi que le Département de génie des procédés pour l'opportunité qu'il nous a offerte pour travailler sur ce projet.

Dédicace

Tout d'abord, je remercie dieu qui m'a aidé à réaliser ce projet.

Je dédie ce travail à tous ceux qui me sont chers.

A ceux qui ont passé leur vie rêvent de ce jour ci.

A mon très cher père qui m'a encourager et soutenue durant mes années d'études.

A ma très chère mère qui a sacrifié son bonheur pour le mien.

A mes frères et ma sœur et sa fille RITAJ .

A tous mes collègues et mes amies sans exception .

SOMMAIRE

Introduction général	1
-----------------------------------	---

Chapitre 1:Description générale du complexe

1.1.Introduction.....	3
1.2. Caractéristiques générales du complexe GL2/Z	3
1.3. Description et fonctionnement.....	3
1.3.1. Zone d'utilités	4
1.3.1.1. Sources d'énergie	4
1.3.1.2. Source de refroidissement	4
1.3.1. 3. Production d'électricité	4
1.3.1. 4. Unité dessalement	4
1.3.1. 5. Production d'air instrument.....	4
1.3.2. Zone de stockage et de chargement.....	5
1.3.3. Zone de procédé	5
1.3.3.1. Section de démercurisation	5
1.3.3.2. Section de décarbonatation.....	6
1.3.3.3. Section de Déshydratation.....	8
1.3.3.4. Section de séparation.....	8
1.3.3.5. Section de liquéfaction	10
1.3.3.6. Section de fractionnement.....	11

Chapitre 2:Description de la section de décarbonatation

2.1.Introduction.....	14
2.2. Description détaillé de la section	14
2.2.1. Système de décarbonatation	15
2.2.2. Régénérateur de MEA.....	16
2.2.3. Rebouilleur du régénérateur	17
2.2.4. Système de stockage et puisard de MEA	17
2.2.5. Système d'injection anti-mousse	18

Chapitre 3:Résultats de simulation de la section de décarbonatation

3.1.Introduction	19
3.2.présentation du logiciel HYSYS.....	19
3.3. Validation du choix du modèle thermodynamique	20
3.3.1. Données considérées pour la comparaison avec le cas design 20	
3.3.1.1. Comparaison entre les valeurs générées par simulation sur HYSYS et l'étude de conception initiale	21
3.3.2. Comparaison avec un cas réel	23
3.4. Simulation de la substitution de la MEA par la MDEA.....	24
3.5. Simulation de la substitution de la MEA par un mélange d'amines MDEA/MEA.....	28
3.5.1. Résultats et discussions	28
3.5.1.1. Effet de la variation du débit et la composition du solvant	28
3.5.1.2. Taux de chargement	31
3.5.1.3. Energie des équipements d'échange de chaleur.....	35
3.6.Discussion du résultats	36
conclusion général	38

Listes des figures

Figure 1.1: Section d'absorption CO ₂ et régénération MEA.....	7
Figure 1.2: Section de déshydratation	9
Figure 1.3: Séparation et liquéfaction	11
Figure 1.4: Fractionnement	13
Figure 2.1: Procédé de décarbonataion	14
Figure 3.1 : Variation de la concentration du CO ₂ dans le gaz traité en fonction du débit MDEA	25
Figure 3.2: Efficacité de l'absorption du CO ₂ par le solvant MDEA.....	26
Figure 3.3: Efficacité de l'absorption du CO ₂ par le solvant MEA	26
Figure 3.4: Effet de la variation du débit solvant sur la composition sur le CO ₂ résiduel à différentes concentrations du mélange.	29
Figure 3.5: Effet de la variation de l'énergie sur le taux de chargement à différents débits pour la concentration d'amine de 45% MDEA 5% MEA.	32
Figure 3.6: Effet de la variation du taux de chargement sur la teneur du CO ₂ dans le gaz sortie absorbeur à débit minimum.....	33
Figure 3.7: Effet de la variation du taux de chargement du mélange de solvant pauvre sur la teneur du CO ₂ dans le gaz sortie absorbeur à différents débits.	34

Listes des tableaux

Tableau 3.1: Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section décarbonatation (cas design).....	20
Tableau 3.2: Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation.....	20
Tableau 3.3: comparaison entre les résultats obtenus par simulation et l'étude de conception initiale.....	21
Tableau 3.4: Comparaison du débit de gaz sortant de l'absorbeur obtenu par simulation et l'étude de conception initiale.	22
Tableau 3.5: Comparaison des énergies obtenues par simulation et fournies par l'étude de conception initiale.	22
Tableau 3.6: Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section décarbonatation.....	23
Tableau 3.7: Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation dans le cas réel.	23
Tableau 3.8: Comparaison des paramètres indiqués par DCS et ceux générés par simulation.	24
Tableau 3.9: Paramètres considérés pour la simulation du procédé avec la MDEA.	25
Tableau 3.10: débit minimum enregistré pour différentes concentrations du mélange d'amines.	30
Tableau 3.11: Effet de la variation du débit sur la composition du CO ₂ résiduel.....	30
Tableau 3.12: Paramètres de marche et dimensions du régénérateur 32E.....	31
Tableau 3.13: Variation des énergies du rebouilleur pour différents taux de chargement.....	33
Tableau 3.14: Energies échangées des différents équipements.....	35

Liste des abréviations

- DCS : Salle de contrôle
- GN : Gaz naturel
- GNT : Gaz naturel traité
- GNL :Gaz naturel liquéfié
- A.P.C.I: Air Products and Chemicals-Incorporation
- HP: Haute pression.
- BP: Basse pression
- GPL: Gaz pétrole liquéfié
- GP: Gaz pétrole
- PCI: Pouvoir calorifique inférieure
- PCS: Pouvoir calorifique supérieure
- Atm: Atmosphère
- Q: Chaleur
- δ : La tension superficielle
- R : Rayon de la bulle
- CH₄: Méthane
- C₂H₆: Éthane
- C₃H₈: Propane
- C₄H₁₀:Butane
- C₅+ : Les hydrocarbures lourds (gazoline)
- C₅H₁₂ : Pentane
- C₆H₁₄: Hexane
- C₇H₁₆ : Heptane
- C₈ : Octane
- i-C₄ :iso-butane
- n-C₄ :normal-butane

- i-C5 :iso-pentane
- n-C5 :normal-pentane
- SO₂ : Dioxyde de soufre
- He : Helium
- N₂ : Azote
- Hg :Mercure
- 131 E : Absorbeur
- 132 E : Régénérateur.
- 133-C : Échangeurs thermiques
- 135-C : Condenseur
- 134-C : Rebouilleur
- 131-J/JA : Pompe
- LV : Vanne de niveaux
- TV : Vanne de température
- PV : Vanne de pression
- MCR : Multi composant réfrigérant
- JT : Joule Thomson valve
- X42-D : Le ballon démercuriseur
- X41-C : Un échangeur à propane
- X41-F : Ballon séparation
- X41-DA/DB/DC : Les sécheurs à gaz
- X41-LA/LB/LC : Les filtres
- X03-C à X06-C : Les 4 échangeurs au propane
- X07-C : Inter-échangeur
- X01-E : La tour de lavage
- X08-F : Reflux
- X08-C : Un rebouilleur
- X16-C : Le faisceau chaud
- X06-J ou JA : Les pompes
- X17-C : L'échangeur de gaz de rejet
- X10-F : Ballon flash
- X02-E : Déazoteur

- PV 503 : Vanne de pression
- FV512 : Vanne de débit
- X04-J : Compresseur de gaz combustible
- X24-C : Le rebouilleur
- LV 506 : Vanne de niveau
- TV 516 : Vanne de température
- X10-J ou JA : Les pompes GNL
- X51-E : Colonne de distillation (dé-éthaniseur)
- X52-E : Colonne de distillation (dépropaniseur)
- X53-E : Colonne de distillation (débutaniseur)
- X62-C : Échangeur à l'eau de mer
- MEA : Monoéthanolamine
- DEA : Diéthanolamine
- TEA : Triéthanolamine
- MDEA : Méthyldiéthanolamine
- COS : Sulfure de carbone
- CS₂ : Désulfure
- H₂S : Sulfure d'hydrogène
- Cu : Cuivre
- Fe: Fer
- H₂CO₃: Acide carbonique
- SAG10 : Anti-mousse (silicone anti foamemulsion)
- Ppm : Partie par million
- Pext: Pression extérieure

résumé

Cette étude porte sur la possibilité de substituer la solution d'amine primaire la monoéthanolamine (MEA) utilisée actuellement dans la section décarbonation au niveau du complexe GL2/Z par un mélange d'amine primaire et tertiaire au moyen d'une simulation par le logiciel ASPEN HYSYS. Les résultats ont montré que l'utilisation de la MDEA donnait une concentration de CO₂ dans le gaz traité de l'ordre de 1500 PPM. Cette valeur dépasse largement la valeur de spécification fixée à 70 PPM. L'étude a aussi montré qu'une activation de la MDEA par une faible portion de MEA donnait des bons résultats. Nous avons ainsi pu trouver une composition optimale à base de 45% MDEA et 5% MEA en poids en utilisant le débit minimal. Aussi, une vérification de la faisabilité de cette substitution de point de vue consommation énergétique des équipements thermiques et paramètres hydrodynamiques des deux colonnes a été également effectuée.

Mots clé : *décarbonation, simulation, MEA, MDEA, taux de chargement*

abstract

This study investigates the possibility of substituting the primary amine solution monoethanolamine (MEA) currently used in the decarbonation section at the GL2 / Z complex by a mixture of primary and tertiary amine using software simulation. ASPEN HYSYS. The results showed that the use of MDEA gave a concentration of CO₂ in the treated gas of the order of 1500 PPM. This value greatly exceeds the specification value set at 70 PPM. The study also showed that activation of the MDEA by a small portion of MEA gave good results. We were able to find an optimal composition based on 45% MDEA and 5% MEA by weight using the minimum flow rate. Also, a verification of the feasibility of this substitution from the point of view of energy consumption of the thermal equipment and hydrodynamic parameters of the two columns was also carried out.

Key words: *CO₂ removal, simulation, MEA, MDEA, rate of loading*

المخلص

تبحث هذه الدراسة في إمكانية الاستعاضة عن مونو إيثانول امين بمحلول الأمين الأساسي المستخدم حالياً في قسم إزالة الكربون في مجمع GL2 / Z بمزيج من أمين أولي وثلاثي باستخدام المحاكاة البرمجية ASPEN HYSYS. وأظهرت النتائج أن استخدام MDEA أعطى تركيز CO₂ في الغاز المعالج في حدود 1500 جزء في المليون. تتجاوز هذه القيمة إلى حد كبير قيمة المواصفات المحددة عند 70 جزء في المليون. وأظهرت الدراسة أيضاً أن تفعيل MDEA من قبل جزء صغير من MEA أعطى نتائج جيدة. تمكنا من العثور على التركيبة المثلى بناءً على 45 % MDEA و 5 % MEA بالوزن باستخدام الحد الأدنى من معدل التدفق. أيضاً، تم إجراء التحقق من جدوى هذا الاستبدال من حيث استهلاك الطاقة من المعدات الحرارية والمعلومات الهيدروديناميكية للعمودين.

Introduction générale

Depuis de nombreuses années, la monoéthanolamine (MEA) s'était imposée comme étant le solvant le plus largement répandu, le plus efficace et le plus sélectif lorsqu'il s'agissait d'absorber le CO₂ présent dans un mélange gazeux. Au fil du temps et de l'expérience accumulée dans les unités de production, l'utilisation de la solution de MEA dans les procédés de décarbonatation s'est souvent traduite par l'apparition de sérieux problèmes sur les installations concernées. En effet, il a été constaté que l'apparition récurrente de ses problèmes définis essentiellement par une augmentation de la corrosion, de perte et de dégradation du solvant avait des répercussions nuisibles sur le fonctionnement normal de l'unité de liquéfaction conduisant souvent à une réduction du taux de production et, parfois même, à l'immobilisation du train de liquéfaction.

Ainsi, il est devenu impératif de trouver une alternative à l'utilisation de la MEA comme solvant d'extraction du dioxyde de carbone. En effet, le procédé de traitement du gaz, à travers le monde, a évolué considérablement grâce à la mise au point de nouvelles formulations de solutions d'amines non corrosives et ayant une faible aptitude au moussage et à la dégradation. La tendance actuellement va vers l'utilisation d'un mélange d'une amine tertiaire, la méthyl-diéthanolamine (MDEA) et d'une amine primaire, la MEA, dans le but de réduire les problèmes opératoires mentionnés précédemment et les besoins énergétiques nécessaires au fonctionnement du procédé.

Avec l'avènement des logiciels de simulation de procédés industriels, de nombreuses études sont menées actuellement par des compagnies gazières activant dans le domaine de la purification du gaz naturel pour tester de nouveaux solvants pouvant remplacer les anciennes formulations de solutions d'amines. C'est dans cette optique que l'étude de la substitution de la solution de MEA utilisée actuellement dans le procédé de désacidification au niveau du complexe GL2/Z par d'autres solvants nous a été confiée par la direction technique de cette unité.

Pour réaliser ce travail, le mémoire est structuré en trois chapitres:

- ✓ Le premier chapitre fournit un aperçu général sur le complexe de liquéfaction de gaz naturel GL2/Z.

- ✓ Le deuxième chapitre présente une description détaillée du procédé de décarbonatation utilisé dans le complexe
- ✓ Dans le troisième chapitre, les résultats générés par la simulation sont interprétés et discutés.

Enfin on termine cette étude par une conclusion générale et des perspectives

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

1. 1. Introduction

Le complexe industriel de GNL GL2/Z d'Arzew est considéré parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Le complexe a pour objectif principal, la production et la mise en vente du Gaz Naturel liquéfié (GNL).

Ce chapitre est consacré à la description du complexe de liquéfaction GP2/Z.

1.2. Caractéristiques générales du complexe GL2/Z

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.

Les données suivantes indiquent les capacités de production et de stockage au niveau du complexe GL2Z:

- 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 :
 - 3 bacs aériens de stockage GNL : 100 000 m³ chacun
 - 2 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.

1. 3. Description et fonctionnement

Le complexe GL2/Z est composé de trois zones bien distinctes :

- Une zone d'utilités.

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

- Une zone de procédé.
- Une zone pour le stockage et le chargement.

1.3.1. Zone d'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 :

1.3.1.1. Sources d'énergie

La vapeur d'eau est produite par 3 chaudières à haute pression (62 Bars) et une chaudière à basse pression (17 Bars). Cette vapeur sert à entraîner les équipements tels que les turbogénérateurs (03) et la turbopompe d'alimentation en eau de chaudière.

1.3.1.2. 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.

1.3.1.3. Production d'électricité

L'électricité est produite par trois (03) turbogénérateurs ayant une capacité chacun 20 MW. Une source supplémentaire de 60 KV 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.

1.3.1.4. Unité 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.

1.3.1.5. 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.

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

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 ya 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 sont propre réseaux de distribution.

1.3.2. 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 -160°C.

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.

1.3.3. 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.

Un train est divisé en sept sections qui assurent les opérations de :

- Démercurisation
- décarbonatation
- déshydratation
- Séparation
- Liquéfaction
- Compression
- Fractionnement

1.3.3.1. Section de démercurisation

La démercurisation du gaz est réalisé par adsorption moléculaire lors du passage du flux gazeux à travers un lit de tamis moléculaire recouvert de sulfate de cuivre (CuSO₄).

La direction du gaz dans la colonne de démercurisation est de haut en bas. Le lit de tamis moléculaire de 5 mm de diamètre est protégé par une couche de billes d'alumine de 20 mm de diamètre. La capacité d'adsorption du lit de tamis moléculaire et la faible quantité de mercure

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

contenue dans le GN (moins de $1\mu\text{g}/\text{Nm}^3$) permettent un temps de fonctionnement relativement long et évite une régénération.

1.3.3.2. Section de décarbonatation

La fonction de cette section consiste en l'élimination du CO_2 contenu dans le gaz naturel. En effet, le CO_2 porté à une basse température de l'ordre de -70°C se solidifie et forme des bouchons de glace causant une obstruction des canalisations de service. Pour réaliser l'opération de décarbonatation du gaz naturel, il est fait usage d'une amine primaire dénommée monoéthanolamine (MEA) qui a la particularité de capter et de réagir avec les molécules de CO_2 . Le procédé utilisé pour la décarbonatation comporte deux étapes importantes à savoir l'adsorption et la régénération.

Le procédé utilisé pour la décarbonatation est indiqué à la figure (1.1). La solution aqueuse de monoéthanolamine est mise en contact avec le gaz naturel ascendant au niveau de la colonne X31E. Cette solution chargée en CO_2 à la sortie de la colonne est réchauffée avant de pénétrer dans la colonne de régénération X32E où une grande partie du gaz carbonique est évacué vers l'atmosphère.

La section de décarbonatation, sujet d'intérêt dans la présente étude, sera détaillée dans le chapitre suivant.

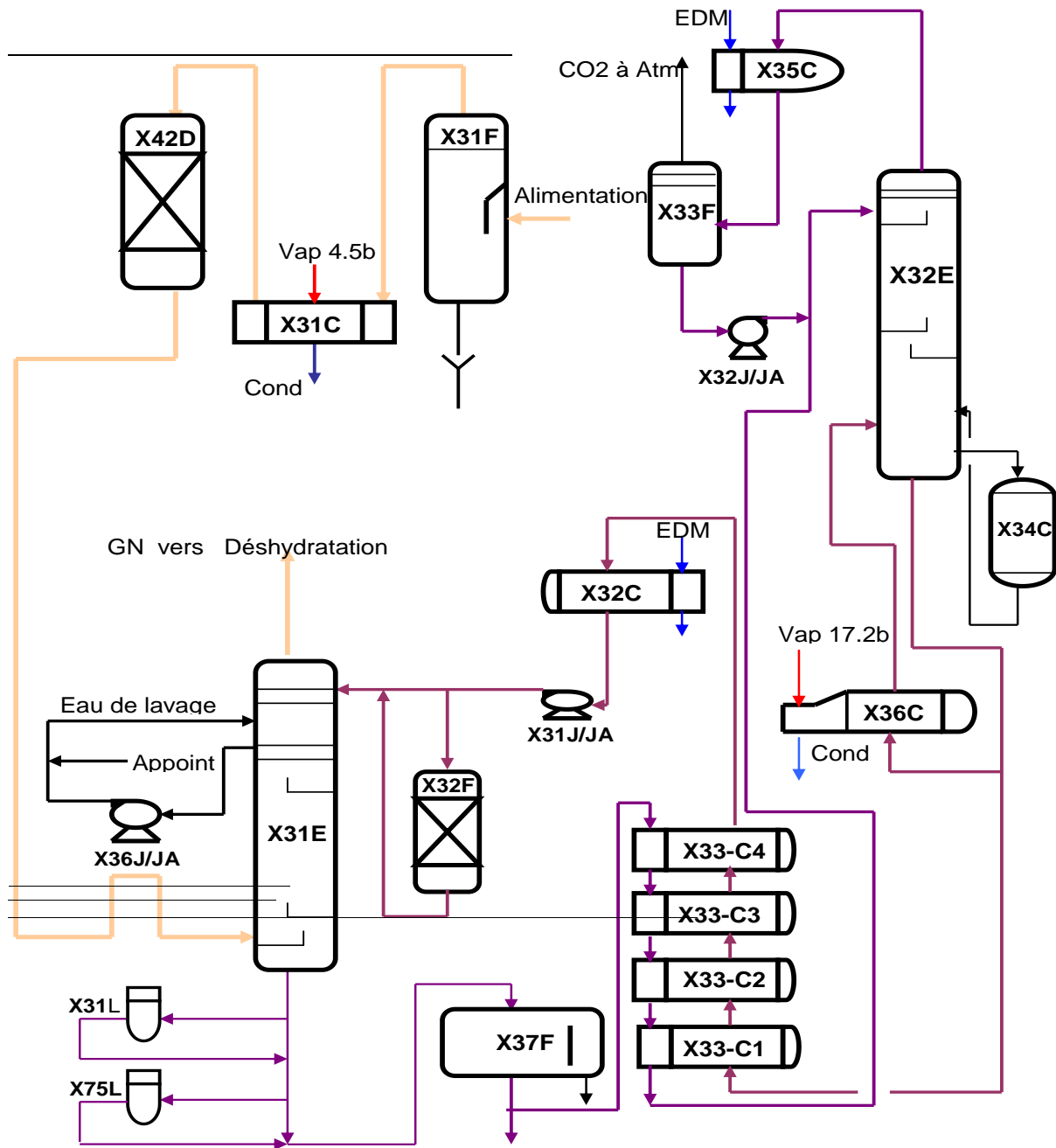


Figure Erreur ! Il n'y a pas de texte répondant à ce style dans ce document..1: Section d'absorption CO₂ et régénération de MEA

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

1.3.3.3. Section de Déshydratation

A la sortie de la section de décarbonatation, le GN se retrouve saturé en eau et le besoin de réduire sa teneur en humidité à une valeur inférieure à 1 ppm est nécessaire avant d'atteindre les températures cryogéniques. Pour réaliser cela, le gaz entre dans un échangeur à propane X41C où sa température est abaissée de 39°C jusqu'à 21°C, comme indiqué à la figure (1.2). Cette température de refroidissement est choisie pour condenser le maximum d'eau avant de pénétrer dans les sécheurs et permet également d'éviter la formation des hydrates dont la présence perturberait le fonctionnement de cette section. Le gaz entre ensuite dans un ballon séparateur X41F où l'eau condensée est séparée puis évacuée par le fond du ballon.

Le procédé de déshydratation comprend trois sécheurs (X41DA/DB/DC). A chaque instant, deux sécheurs fonctionnent en mode d'adsorption tandis que le troisième est maintenu en mode de régénération. Le GN entre dans les sécheurs par le haut X41DA/DB/DC et traverse des lits d'alumine et de tamis moléculaires superposés qui ont la capacité d'adsorber les molécules d'eau. A la sortie, le GN passe dans un des filtres (X41LA/LB/LC) pour déposer les poussières entraînées et évolue ensuite vers la section en aval.

A tour de rôle et après un temps de service de 16 heures, chaque sécheur subit une régénération d'une durée de 8 heures pour éliminer l'eau adsorbée. Le cycle de régénération comprend trois phases :

- Phase de régénération chaude

Une proportion d'environ 10 % du gaz naturel traité (GNT), prélevée en aval des sécheurs en service, est chauffée jusqu'à 288°C par l'utilisation de deux fluides caloporteurs. Le premier fluide est le gaz de régénération sortant du sécheur et dont la température reste encore élevée pour permettre de chauffer partiellement les 10% de GNT au niveau de l'échangeur X44C. Le deuxième fluide est de la vapeur d'eau à 62 bars qui va permettre au gaz d'atteindre 288°C au niveau de deux échangeurs X42C1/C2. Le gaz chaud à la température de 288°C entre ensuite dans le sécheur par le bas et entraîne l'humidité dans son mouvement ascendant.

Il ressort du sécheur saturé en eau et passe en premier dans l'échangeur X44C pour être refroidi puis dans un aérorefrigérant X43C pour condenser une partie de l'humidité absorbée qui est séparée ensuite dans le ballon X42F. Le GN sortant de ce séparateur est aspiré et

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

comprimé par un Moto-Compresseur X41J et par la suite refoulé à l'entrée de l'échangeur à propane X41C au tout début de la section de déshydratation. La durée pour la réalisation de cette phase est d'environ 3.5 heures.

- Phase de régénération froide

Durant cette phase, le GNT emprunte le même circuit que le gaz utilisé lors de la régénération chaude mais cette fois ci, les échangeurs X44C et X42C1/C2 sont by-passés. L'injection du gaz traité non chauffé permet de refroidir graduellement le sécheur ainsi que l'échangeur X44C. Une durée de 2.5 heures est généralement suffisante pour permettre d'atteindre la température de refroidissement désirée.

- Phase d'attente

Le sécheur ainsi régénéré reste isolé du circuit pendant une période de deux heures. Cette période d'attente est fonction du temps de cycle imparti à la phase de régénération. Les cycles sont gérés par des minuteries de façon à avoir toujours deux sécheurs en service et un sécheur en régénération.

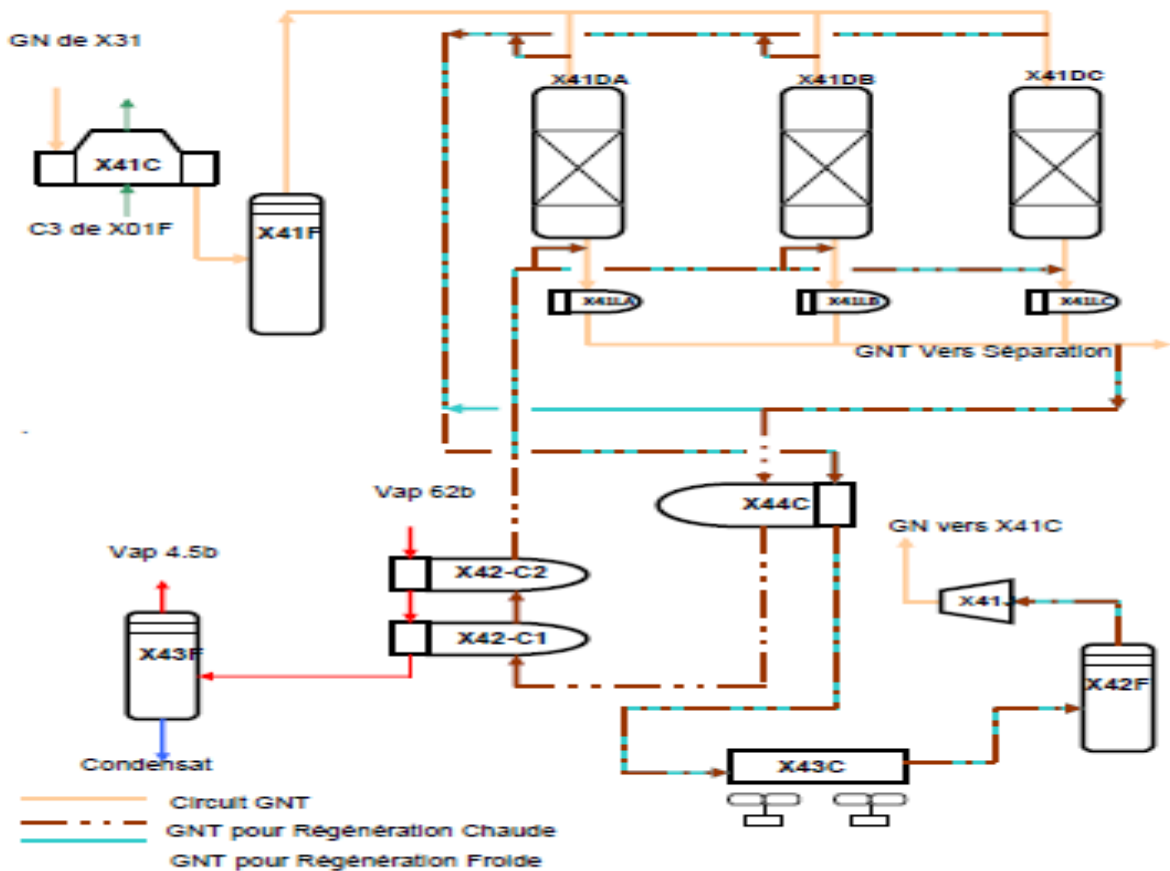


Figure Erreur ! Il n'y a pas de texte répondant à ce style dans ce document..2: Section de déshydratation

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

La figure (1.2) montre que le mélange de condensats lourds et de gaz venant des pré-refroidisseurs au propane passe en premier dans un échangeur d'alimentation X07C, la où par échange thermique avec les vapeurs de tête de la tour de lavage est refroidi jusqu'à -47°C . Ce mélange est ensuite injecté au niveau du 10^{ème} plateau de cette tour de lavage X01E où les produits lourds seront séparés par distillation et envoyés vers la section de fractionnement. Les vapeurs de tête provenant du X01E passent à travers l'échangeur d'alimentation puis se dirigent vers le faisceau chaud de l'échangeur principal X16C qui joue le rôle de condenseur de tête de cette tour de lavage. Elles seront refroidies et condensées partiellement par le MCR. Le gaz se dirige ensuite vers le ballon de reflux X08 F dans le quel se fait la séparation liquide-gaz. Le liquide est envoyé par pompage comme reflux pour la tour de lavage, or les vapeurs légères sont dirigées vers le faisceau central de l'échangeur pour y être refroidi et transformé en GNL.

1.3.3.5. Section de liquéfaction

La fonction de la section de liquéfaction est de liquéfier le gaz provenant de la section de séparation. Pour liquéfier le gaz naturel, l'énergie nécessaire est fournie par un réfrigérant à composant mixtes le MCR préalablement refroidi. La liquéfaction d'un gaz n'est possible que si le gaz est refroidi à une température inférieure à son point de rosée qui est lui-même fonction de la pression. Pour un gaz naturel, la condensation se fait dans un intervalle de température comprise entre le point de rosée et le point de bulle.

Le gaz riche en constituants légers en sortie du ballon de reflux (X08 F) pénètre dans le faisceau central par le bas à -33°C et 37 bars absolus, où il est refroidi par le faisceau de MCR liquide. Le courant gazeux monte à travers le faisceau et entre dans la boîte froide de l'échangeur principale à une température de -110°C . Ce gaz sera ensuite liquéfié complètement par le MCR vapeur qui circule dans la boîte froide de l'échangeur principale.

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 -150°C sera détendu à 4,8 bars par flash dans le ballon de gaz combustible Haute Pression. Ce flash a pour effet de libérer l'azote et l'hélium dissous dans la phase liquide du GNL.

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

Ce liquide sera refroidi jusqu'à $-156\text{ }^{\circ}\text{C}$ 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 $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$. Les vapeurs de tête passent dans l'échangeur de rejet où elles se réchauffent au contact du MCR du GNL, des réinjections d'éthane et de propane et du gaz combustible venant de tête du ballon flash et déchargent dans le circuit fuel gaz (voir figure 1.3).

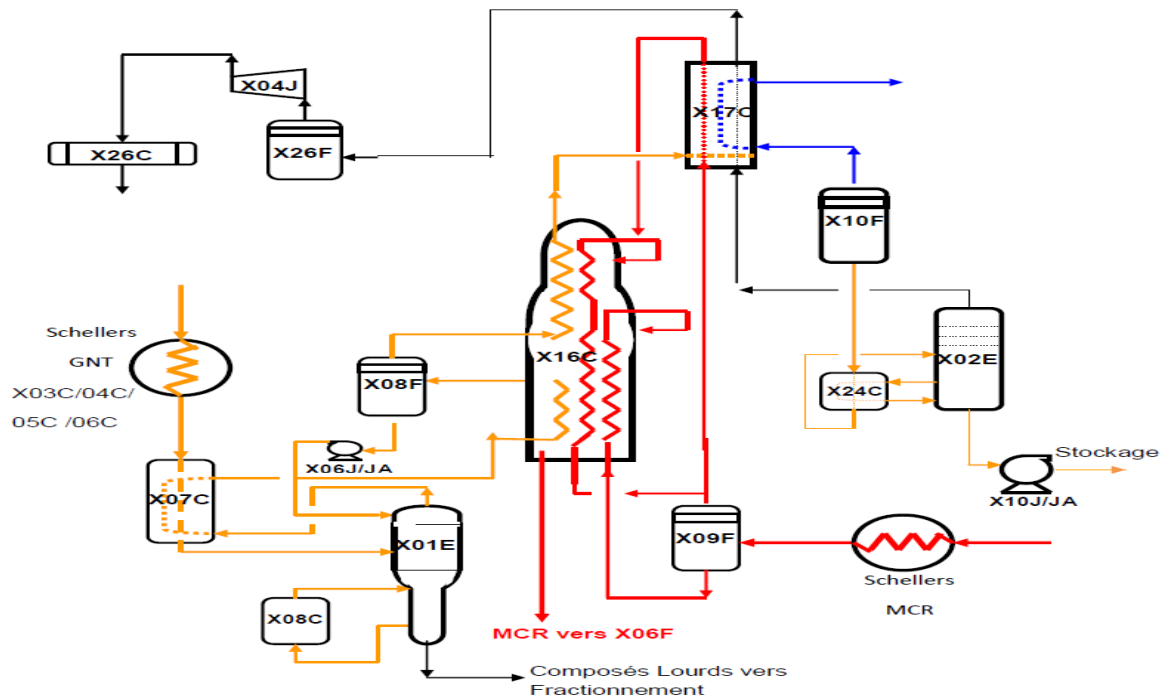


Figure Erreur ! Il n'y a pas de texte répondant à ce style dans ce document..3: Section de fractionnement et liquéfaction

Comme il est montré dans la figure 1.4, la charge lourde issue de la tour de lavage sera traitée dans trois colonnes de distillation pour en extraire successivement l'éthane, le propane, le butane et la gazoline.

- **Séparation de l'éthane**

La séparation de l'éthane s'effectue dans une colonne de distillation X51E (Dééthaniseur) fonctionnant à 29.9 bars et une température de $105\text{ }^{\circ}\text{C}$ en bas de colonne. Cette colonne possède les équipements propres à une colonne de distillation.

- **Séparation du propane**

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

Cette séparation s'effectue dans une colonne de distillation X52E (Dépropaniseur) fonctionnant à 18 bars et une température de 122 °C en fond de colonne. Cette colonne possède aussi les 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 qui est 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 passe dans l'échangeur X60 C pour être expédié vers le Complexes GP1Z en passant par le sous refroidisseur propane X59C.
- ✓ Injecté dans le GNL (en 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 1er Ballon d'aspiration X06F
 - 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.

• Séparation du butane et gazoline

Cette séparation s'effectue aussi dans une colonne de distillation X53E (Débutaniseur) fonctionnant à 4.9 bars et une température de 114°C en fond de colonne. Cette colonne possède aussi les équipements propres à une colonne de distillation.

Chapitre 1. Description générale du complexe GL2/Z

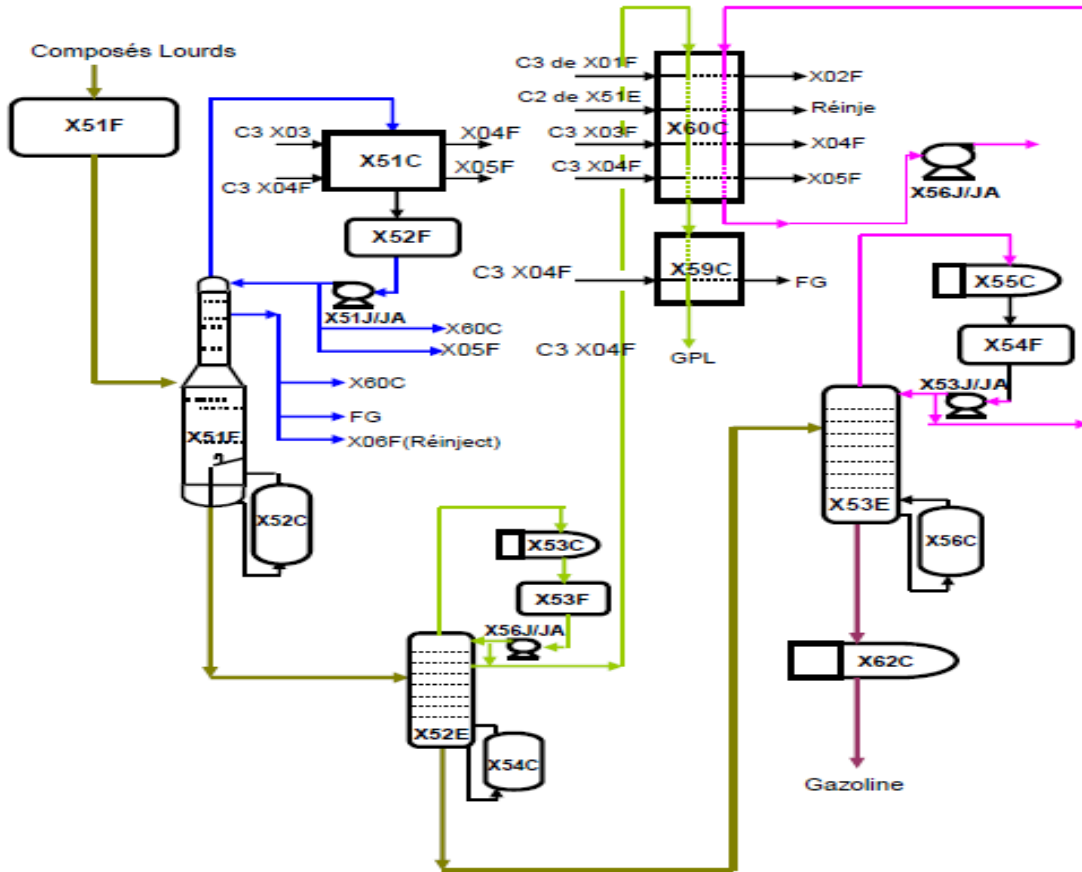


Figure 1.4: Section de Fractionnement

Chapitre 2. Description de la section de décarbonatation

2.1. Introduction

Le rôle de la section de décarbonatation consiste à éliminer le dioxyde de carbone (CO_2) présent dans le gaz naturel, par lavage chimique au moyen d'une solution de monoéthanolamine (MEA), pour atteindre une teneur résiduelle de moins de 70 ppm. L'admission d'un débit de gaz à forte concentration de dioxyde de carbone se traduirait par une cristallisation du CO_2 dans les circuits cryogéniques du procédé provoquant notamment un bouchage au niveau des réfrigérants et de l'échangeur cryogénique principal. Le recours à l'arrêt du train de procédé deviendrait alors impératif pour pouvoir dégivrer les équipements fonctionnant à basse température, avec comme conséquence un manque à gagner substantiel.

Le but de ce chapitre est de présenter une description détaillée de la section de décarbonatation.

2.2. Description détaillée de la section

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 [1,2]. Le schéma de procédé d'élimination du CO_2 est représenté dans la figure 2.1.

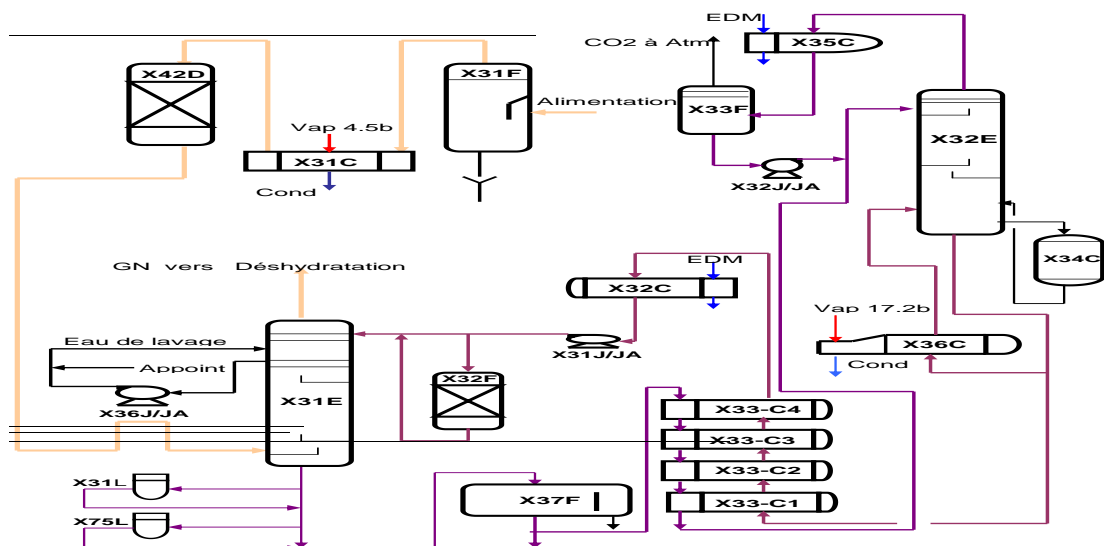


Figure 2.1: Procédés de décarbonatation

Chapitre 2. Description de la section de décarbonatation

2.2.1. Système de décarbonatation

Le gaz à température ambiante et à une pression de 42 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 demercuriseur X42D.

A la sortie du demercuriseur 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 chargée 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).

Chapitre 2. Description de la section de décarbonatation

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.

Le niveau de la solution MEA enrichie, au fond de l'absorbeur, est contrôlé par la pression différentielle (LIC-X06) développée par la charge du liquide dans l'absorbeur. Ce mode de fonctionnement permet d'extraire le maximum de gaz carbonique du gaz d'alimentation.

2.2.2. Régénérateur de 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 eff en fond de colonne.

La solution à régénérer dans le rebouilleur (X34-C) est chauffée par la vapeur d'eau à 4,5 bar eff. 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.

Chapitre 2. Description de la section de décarbonatation

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.

2.2.3. Rebouilleur du régénérateur

La chaleur nécessaire au fonctionnement du régénérateur est fournie par le biais du rebouilleur X34-C. La solution s'écoule par gravité à partir du 25^{ème} plateau du régénérateur à travers les tubes du rebouilleur. La vapeur d'eau à 4,5b nécessaire au rebouillage est désurchauffée par de l'eau d'alimentation des chaudières.

2.2.4. Système de stockage et puisard de MEA

Chaque réservoir de stockage de MEA (3 au total) sert à alimenter deux trains de liquéfaction. Ces réservoirs sont situés au niveau des trains 1, 3 et 5 et chaque réservoir a une capacité de 128,5 m³.

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA, est installée une arrivée d'azote (N₂) comportant une vanne de régulation de pression. Ces vannes doivent être réglées de manière à assurer une faible pression positive dans les réservoirs pour empêcher l'entrée d'air. Des reniflards (évents) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression et de température complètent les accessoires. Ces réservoirs sont également utilisés comme bacs de stockage de la MEA provenant de l'un ou l'autre des deux trains respectifs, lorsqu'il faut purger le système de MEA en cas d'arrêt ou d'entretien.

Le puisard de MEA X34-F et la pompe du puisard X35-J sont utilisés pour le bac de stockage de MEA. Le puisard reçoit les fuites et les purges de MEA provenant du système, sert également à mélanger la solution aqueuse de MEA pour la charge initiale et fournit l'appoint normal à l'unité de traitement par MEA.

Chapitre 2. Description de la section de décarbonatation

Une partie de ce réservoir est souterraine. Le collecteur de purge est raccordé au bas du puisard. La pompe du puisard de MEA X35-J aspire depuis le fond du réservoir et peut transférer la solution de MEA à l'aspiration de la pompe de circulation X31J, à l'entrée du vaporisateur de MEA ou au réservoir de stockage X35-F. Des canalisations permettent de faire circuler la solution de MEA dans le puisard.

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, de l'eau traitée est ajoutée en quantité suffisante pour former une solution à 15%. Il est possible de faire circuler le contenu du réservoir pour assurer un mélange convenable jusqu'à ce que les 15% soient atteints. Après quoi la solution peut être transférée dans le réservoir de stockage X35-F pour la constitution de la réserve initiale.

Le produit qui entre dans le puisard de MEA par le collecteur souterrain est une solution de MEA provenant de la purge des équipements.

2.2.5. Système d'injection anti-mousse

L'unité anti-mousse comprend un réservoir muni d'un niveau visuel et d'un mélangeur installé par-dessus pour agiter le contenu. L'agent anti-mousse est versé dans le réservoir par un petit tuyau de remplissage placé en tête et la quantité désirée d'eau est ajoutée par la ligne, située au sommet du réservoir.

Une pompe doseuse (X32-LJ) aspire du fond du réservoir, au travers d'un filtre, et refoule la solution anti-mousse au niveau de l'aspiration de la pompe de circulation de MEA (X31-J). Le débit d'injection de la solution anti-mousse dans la solution de MEA en circulation est déterminé par les conditions d'opérations existantes.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

3.1. Introduction

Avec l'avènement des logiciels de simulation de procédés industriels, de nombreuses études sont menées actuellement par des compagnies gazières actives dans le domaine de la purification du gaz naturel pour tester de nouveaux solvants pouvant remplacer les anciennes formulations de solutions d'amines. C'est dans cette optique que l'étude de la substitution de la solution de MEA utilisée actuellement dans le procédé de désacidification au niveau du complexe GL2/Z par d'autres solvants nous a été confiée par la direction technique de cette unité.

Ce chapitre est consacré à la présentation du logiciel HYSYS utilisé dans la simulation de la section de décarbonatation du complexe GL2/Z. Ensuite, on présente les différents résultats de calcul obtenus avec analyse et discussions détaillées.

3.2. Présentation du logiciel HYSYS

HYSYS a été développé spécifiquement pour l'industrie du gaz et de pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour l'établissement des plans de circulation des fluides de procédé.

Pour réaliser une simulation avec le HYSYS, les étapes nécessaires sont comme suit :

- 1- Choix des composés.
- 2- Sélection d'un modèle thermodynamique.
- 3- Construction du PFD.
- 4- Spécification des courants et des unités.
- 5- Exécution du programme de simulation.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

3.3. Validation du choix du modèle thermodynamique

Avant d'entamer la simulation du procédé de décarbonatation en intégrant les solutions d'amines de substitution, nous avons jugé utile de procéder en premier à la validation du modèle thermodynamique peng-robinson qui sera utilisé pour effectuer les calculs de simulation. Cette validation consistera à la comparaison des résultats des calculs générés par le logiciel HYSYS et ceux fournis par l'étude de conception initiale (cas design). Une deuxième comparaison sera entreprise et consistera à une vérification avec un cas réel. Cette vérification a été réalisée en considérant une solution aqueuse de MEA et une teneur en CO₂ de 0.3% dans le gaz à traiter.

3.3.1. Données considérées pour la comparaison avec le cas design

Cette vérification a été réalisée en considérant une solution aqueuse de MEA de 17.3 % massique et une teneur en CO₂ de 0.3% dans le gaz à traiter. Les caractéristiques du gaz à l'entrée de la section de décarbonatation ainsi que les principaux paramètres de fonctionnement pris en compte lors de l'étude de conception initiale sont indiqués dans les tableaux 3.1 et 3.2 :

Tableau3.1: Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section de décarbonatation (cas design).

	Composé	Fraction molaire (%)	T °C	Pression (bar)	Débit (kg/h)
Cas design	C1	84,77	25	43	249800
	C2	7,91			
	C3	2,15			
	IC4	0,40			
	NC4	0,50			
	IC5	0,16			
	NC5	0,17			
	C6	0,20			
	N2	3,43			
C02	0,30				

Tableau3.2: 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% masse	67163
Température(°C)	GN entrée Absorbeur	39,6
	MEA Pauvre	39 ,3

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

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

3.3.1.1. Comparaison entre les valeurs générées par simulation sur HYSYS et l'étude de conception initiale :

Les résultats obtenus par la simulation du procédé de décarbonatation en incluant les caractéristiques du gaz et les paramètres de fonctionnement sont indiqués dans les tableaux 3.3, 3.4 et 3.5. Ces valeurs sont comparées à celles fournies par l'étude de conception.

Tableau3.3: comparaison entre les résultats obtenus par simulation et l'étude de conception initiale.

Courant	Paramètres	Design	Simulation	Erreur %
MEA pauvre entrée absorbeur	T°C	39,3	39,34	0,10
	débit (kg/h)	67163	67890	1,08
	% mass	17,3	17,3624	0,36
Gaz traité sortie absorbeur	T°C	43,4	42,94	1,06
	débit (kg/h)	248444	248400	0,02
MEA riche sortie absorbeur	T°C	40,2	40,74	1,34
	débit (kg/h)	68558	69280	1,05
MEA sortie ballon flash 37F	T°C	40,1	40,74	1,60
	débit (kg/h)	68862	69250	0,56
Entrée régénérateur32E	débit (kg/h)	68862	69250	0,56
sortie régénérateur 32E	T°C	121,6	120,8	0,66
	débit (kg/h)	67163	67360	0,29
Entrée condenseur de tête du régénérateur 35C	T°C	104,1	105	0,86
	débit (kg/h)	5237	5234	0,06
MEA pauvre SORTIE échangeur Amine-amine	T°C	59,4	60,81	2,37
	débit (kg/h)	67163	67360	0,29
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	-----

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

Tableau 3.4: Comparaison du débit de gaz sortant de l'absorbeur obtenu par simulation et l'étude de conception initiale.

Courant	Composé	Débit (kgmol/h) Design	Débit (kgmol/h) Simulation	Erreur %
Gaz traité sortie absorbeur	C1	11165,04952	11159,1166	0,053
	C2	1040,895581	11041	0,010
	C3	282,95935	283,32	0,129
	IC4	52,6436	52,72	0,142
	NC4	65,8045	65,90	0,142
	IC5	22,37353	21,09	0,142
	NC5	21,05744	22,41	0,142
	C6	26,3218	26,36	0,138
	N2	451,682088	452,01	0,074
	C02	-----	0,02	-----
	MEA	-----	0,000013	-----
H2O	31,191333	31,8	1,951	

Tableau 3.5: Comparaison des énergies obtenues par simulation et fournies par l'étude de conception initiale.

Energies Kcal/h			
	Design	Simulation	Erreur %
INTER ECHANGEUR 33C1/C2/C3/C4	$3,93 \times 10^6$	$4,04 \times 10^6$	2,85
REBOILER 34C	$4,06 \times 10^6$	$4,08 \times 10^6$	0,39
CONDENSEUR DE TETE 35C	$2,07 \times 10^6$	$1,9610^6$	5,12
REFROIDISSEUR MEA 32C	$1,39 \times 10^6$	$1,45 \times 10^6$	4,46

En comparant les résultats générés par notre simulation et l'étude de conception, on constate que la différence entre les deux cas est faible. En effet, l'erreur calculée est très souvent inférieure à 5% à l'exception de l'énergie au niveau du condenseur de tête du régénérateur qui présente une erreur de 5,12%.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

3.3.2. Comparaison avec un cas réel

Dans une deuxième étape, notre intérêt va porter sur la comparaison entre les valeurs générées par le logiciel HYSYS et les données obtenues du DCS (salle de contrôle) lors du fonctionnement du procédé de décarbonatation. Pour ce cas, les caractéristiques du gaz à l'entrée section décarbonatation et les principaux paramètres de fonctionnement sont indiqués dans les tableaux ci-après :

Tableau 3.6: Caractéristiques du gaz naturel à l'entrée de la section de décarbonatation.

	Composé	Fraction % mol	Température °C	Pression (bar)	Débit (kg/h)
Cas réel	C1	82,95	25	43	2,31100
	C2	8,08			
	C3	2,11			
	IC4	0,29			
	NC4	0,45			
	IC5	0,09			
	NC5	0,11			
	C6	0,13			
	N2	5,57			
	C02	0,22			

Tableau 3.7: 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% mass	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

La réalisation de la simulation du procédé de décarbonatation en intégrant les paramètres de fonctionnement indiqués dans les tableaux (3.6) et

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

(3.7) a générée les résultats qui sont indiqués dans le tableau (3.8). On a jugé utile de montrer sur le même tableau les paramètres fournis par le DCS pour rendre la comparaison plus facile.

Tableau 3.8: Comparaison des paramètres indiqués par DCS et ceux générés par simulation.

Courant	Paramètres	DCS	Simulation	Erreur %
MEA pauvre entrée absorbeur	débit (kg/h)	43889,25	44400	1,14
	% mass	14,25	14,27	0,14
Gaz traité sortie absorbeur	T°C	41	40,99	0,02
	débit (kg/h)	-----	231300	-----
	Teneur en CO ₂ PPM	1 Inferieur à < 70 PPM	2 Inferieur à < 70 PPM	
MEA riche sortie absorbeur	T°C	38,5	37,96	1,40
	debit (kg/h)	-----	45300	-----
MEA sortie ballon flash 37F	T°C	38,5	37,96	1,40
	debit (kg/h)	-----	45274,17125	-----
Sortie fond régénérateur 32E	T°C	116,7	115,6	0,94
	debit (kg/h)	-----	44000,2891	----

Bien que les données fournies par DCS soient malheureusement peu nombreuses pour mener une comparaison poussée, il est possible de dire que les différences de températures au niveau des principaux équipements sont faibles. Etant donné que le taux de chargement du solvant en gaz acide est directement lié à la température du solvant, on peut donc conclure que la quantité de gaz acide enlevée du gaz dans les cas réel est quasiment la même que celle indiquée par la simulation. La deuxième constatation, qui conforte ce qui a été mentionné précédemment, est le fait que la température du gaz traité dans le cas réel est identique à celle générée par la simulation. Sachant que l'augmentation de la température du gaz à la sortie de l'absorbeur ne peut provenir de la chaleur de réaction du gaz acide et de l'amine, on peut donc dire que le nombre de moles de gaz acide ayant réagi avec les molécules de MEA est identique dans les deux cas.

Nous pouvons considérer que le modèle thermodynamique choisi conduit à des résultats satisfaisants et, par conséquent, on peut donc l'utiliser pour la suite de notre travail pour l'évaluation de l'impact de la substitution de la solution de MEA par la solution de MDEA ou du mélange MDEA et MEA.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

3.4. Simulation de la substitution de la MEA par la MDEA

Dans cette partie, la simulation de la section de décarbonatation a été réalisée en considérant une concentration massique de 50% de MDEA dans la solution aqueuse. Le débit maximal de circulation de la solution de MDEA pauvre a été limité à la valeur nominale du débit de refoulement des pompes du solvant vers l'absorbeur qui est de l'ordre de 74 m³/h.

Les paramètres physiques nécessaires à cette simulation sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau 3.9: Paramètres considérés pour la simulation du procédé avec la MDEA.

Paramètres	Données d'entrée du simulateur	
Débit (kmol/h)	GN entrée Absorbeur	249800
Température (°C)	GN entrée Absorbeur	38
	MEA Pauvre	39,59
Pression (bar)	GN entrée Absorbeur	42,2
	MEA pauvre	6.1
	MEA riche vers régénérateur	6.1

La figure (3.1) montre la variation de la concentration du CO₂ à la sortie de l'absorbeur en fonction de la variation du débit de la solution aqueuse de MDEA. Le débit de la solution de MDEA de 50% massique a été augmenté de 1200 Kg mole/h jusqu'à 2400 Kg mole/h.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

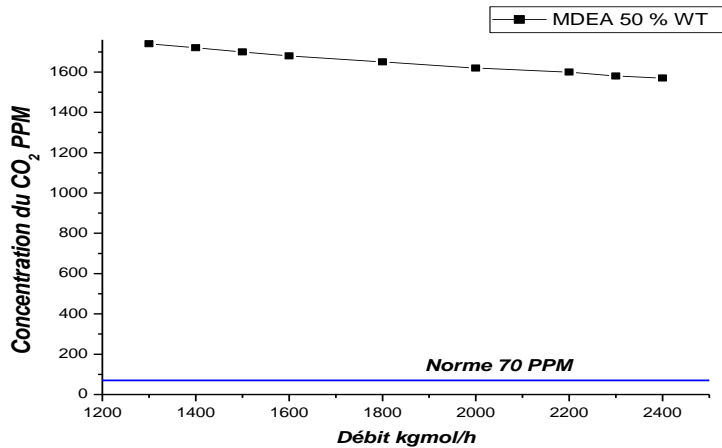


Figure 3.1 : Variation de la concentration du CO₂ dans le gaz traité en fonction du débit MDEA

En se référant à la figure (3.1), on constate que la concentration de CO₂ est largement supérieure à la spécification qui est fixée à 70 ppm. En effet, la concentration en CO₂ dans le gaz traité dépasse la valeur de 1500 ppm dans la majorité des cas. Les figures (3.2) et (3.3) montrent la variation de l'efficacité de l'absorption du CO₂ le long de la colonne lorsque les solutions de 50% massique de MDEA et 17.3% massique de MEA sont considérées respectivement.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonation

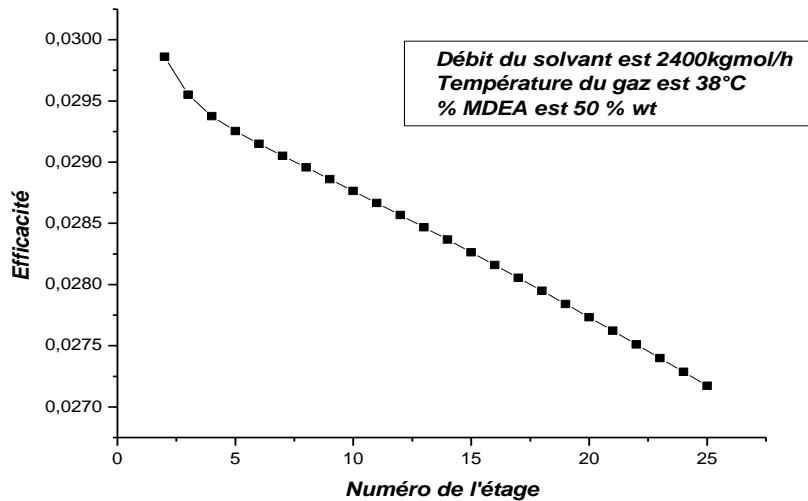


Figure 3.2: Efficacité de l'absorption du CO₂ par le solvant MDEA

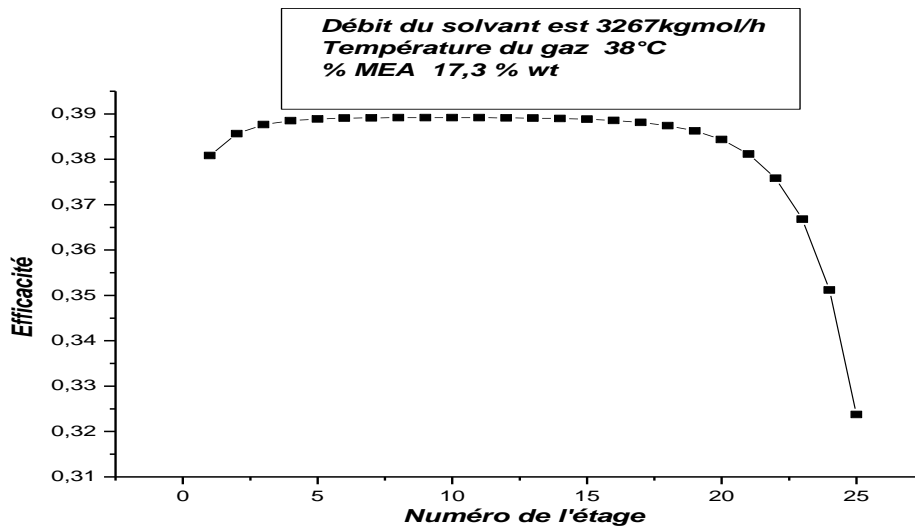


Figure 3.3: Efficacité de l'absorption du CO₂ par le solvant MEA

Comme cela est montré à la figure (3.2), l'efficacité de l'absorption du CO₂ dans le cas de l'injection d'une solution de MDEA est très faible et ne dépasse la valeur de 3%. Cette valeur est due probablement à la faible réactivité du CO₂ avec la MDEA. En se référant à la figure (3.3), on constate que l'efficacité de l'absorption du CO₂ lors de l'injection de la solution MEA varie entre 39% et 31%. En conclusion, la substitution de la solution de MEA existante par une solution de 50% massique de MDEA ne permet pas d'atteindre la teneur désirée de 70 PPM de CO₂ dans le gaz traité et par conséquent, notre travail doit poursuivre l'étude de l'efficacité d'un autre solvant à base d'un mélange d'amine.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

3.5. Simulation de la substitution de la MEA par un mélange d'amines MDEA/MEA

Dans les dernières années, l'utilisation des mélanges d'amine comme solvant dans les procédés d'enlèvement des gaz acides est largement accrue. Dans la plupart des cas, ces mélanges d'amine sont constitués principalement d'une amine tertiaire la méthyl-diéthanolamine (MDEA) avec addition d'agents plus réactifs tels que la MEA ou la pipérazine.

Dans la présente étude, le solvant considéré est un mélange de MDEA et de MEA de concentration massique globale de 50%. L'impact de la variation de concentration massique de l'amine primaire sur l'efficacité de la décarbonatation sera étudié dans cette partie. Sa quantité varie de 2 à 5% en poids total de l'amine.

3.5.1. Résultats et discussions

Comme cela a été mentionné précédemment, l'objectif essentiel de cette partie est d'étudier l'effet de la substitution du MEA par le mélange d'amine MDEA/MEA sur les performances de la section de décarbonatation. Les paramètres indiqués dans le tableau (3.9) ont été utilisés comme données d'entrée pour la simulation de ce cas.

3.5.1.1. Effet de la variation du débit et la composition du solvant

La figure (3.4) montre l'effet des différentes concentrations du mélange d'amines sur la teneur de CO₂ dans le gaz à la sortie de l'absorbeur. Il est bon de préciser que les résultats indiqués ont été obtenus en considérant un taux de chargement nul de CO₂ dans le solvant pauvre.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

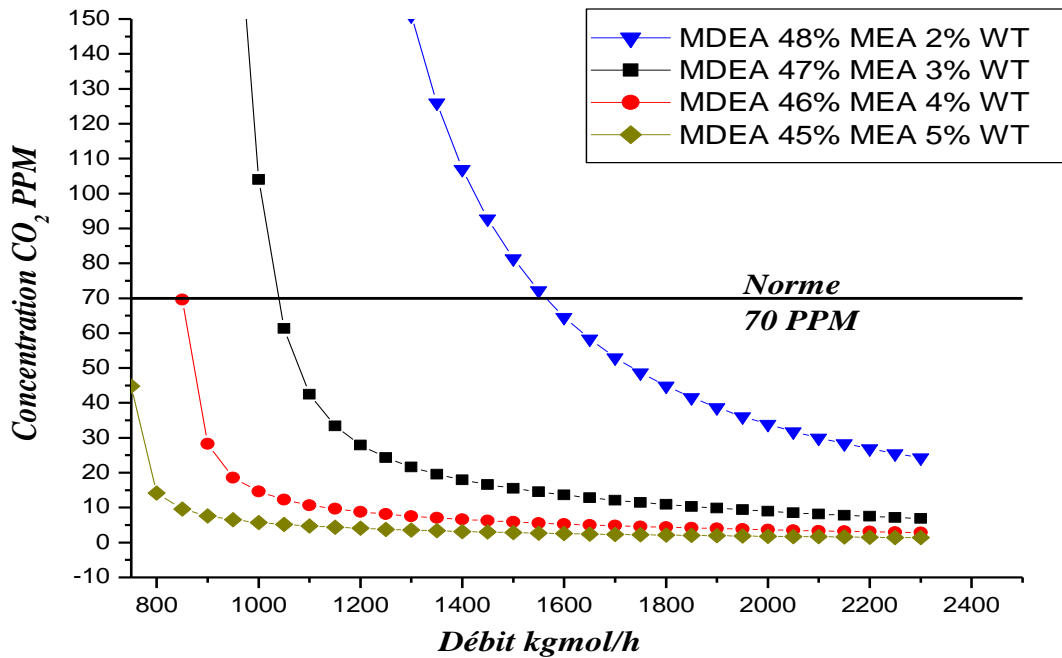


Figure 3.4: Effet de la variation du débit de mélange MDEA+MEA sur la composition du CO₂ résiduel à différentes concentrations du mélange.

L'analyse de la figure (3.4) montre que la spécification d'une teneur maximale de 70 ppm de CO₂ dans le gaz traité est satisfaite par tous les mélanges d'amines (MDEA et MEA) mais à des débits de circulation différents. On remarque qu'une augmentation seulement de 1% de MEA dans le mélange d'amines permet de diminuer le débit de circulation requis tout en restant conforme à la spécification (inférieur à 70PPM). A titre d'exemple, le mélange d'amines 48% MDEA et 2% MEA nécessite un débit minimum de l'ordre de 1575 Kgmole/h pour atteindre une teneur de 70 ppm de CO₂ dans le gaz traité. Cette même spécification peut être atteinte en faisant circuler un débit de 1038 Kgmole/h pour le mélange 47% MDEA et 3%, soit une diminution de débit de 34 % par rapport au premier cas, comme indiqué dans le tableau (3.10).

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

Tableau 3.10: débit minimum enregistré pour différentes concentrations du mélange d'amines.

	Débit Kgmol/h	Concentration CO ₂ PPM
MDEA 48% MEA 2%	1557	70
MDEA 47% MEA 3%	1038	68,9
MDEA 46% MEA 2%	850	69,6
MDEA 45% MEA 5%	750	44.8

Le mélange de 45% MDEA et 5% MEA donne les meilleurs résultats par rapport aux autres compositions. On remarque également, en se référant au tableau (3.11), une faible variation dans la teneur du CO₂ dans le gaz traité pour des débits supérieurs à 1100 kgmol/h. Pour la suite de cette étude et pour les raisons invoquées précédemment, le débit maximum de la solution de 45% MDEA et 5% MEA sera limité à 1100 Kgmol/h.

Tableau 3.11: Effet de la variation du débit sur la composition du CO₂ résiduel pour le mélange d'amines 45%MDEA et 5% MEA.

débit du solvant kgmol/h	Concentration CO ₂
	PPM
1200	4,06
1250	3,79
1300	3,56
1350	3,35
1400	3,16
1450	2,99
1500	2,83
1550	2,69
1600	2,56
1650	2,44
1700	2,32
1750	2,22
1800	2,12
1850	2,02
1900	1,94
1950	1,86
2000	1,78
2050	1,70
2100	1,64
2150	1,57
2200	1,50
2300	1,45

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

3.5.1.2. Taux de chargement

Le taux de chargement, défini comme étant le nombre de moles de CO₂ par rapport au nombre de moles d'amine dans le solvant, est l'un des plus importants paramètres utilisé pour donner une indication sur l'efficacité de la décarbonatation.

a) Taux de chargement dans le solvant pauvre :

Le taux de chargement dans le solvant pauvre dépend principalement des paramètres de fonctionnement et de la capacité du régénérateur. En tenant compte de l'énergie maximale qui peut être fournie par le rebouilleur, on peut estimer le taux de chargement en CO₂ dans le solvant pauvre sortant de la colonne de régénération. Pour le cas étudié, la quantité de chaleur maximale pouvant être délivrée par le rebouilleur est de l'ordre de $4,95 \times 10^6$ Kcal/hr. Les dimensions et les paramètres de marche de la colonne de régénération utilisés pour la simulation sont donnés dans le tableau (3.12).

Tableau3.12:Paramètres de marche et dimensions du régénérateur 32E

Longueur	21040mm
Diamètre	1372mm
Type de plateau	Perforé
Nombre de plateaux	25
Pression de la colonne (tête)	1,3 Bar
Pression de la colonne (fond)	1,4 Bar
Température de tête de la colonne	107°C max
Energie maximale du rebouilleur	$4,95 \times 10^6$ kcal/h

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

Le débit minimum qu'a partir du quel la norme de 70 PPM est respectée en prenant en considération le taux de chargement est égal à 900 Kgmol/h.

La figure (3.5) montre la variation du taux de chargement du solvant pauvre en fonction de l'énergie délivrée par le rebouilleur. En se référant à cette figure, on remarque que Le taux de chargement diminue avec l'augmentation de l'énergie délivrée dans le rebouilleur.

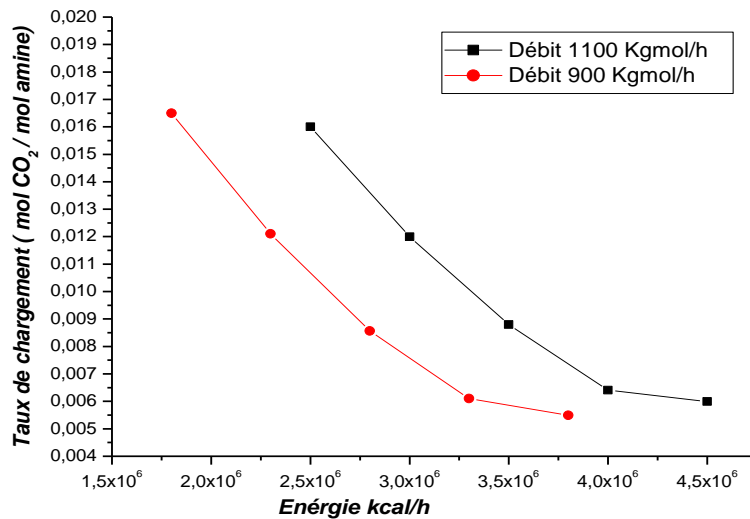


Figure 3.5: Effet de la variation de l'énergie sur le taux de chargement à différents débits pour la concentration d'amine de 45% MDEA 5% MEA.

Le tableau (3.13) indique l'énergie à fournir à un débit donné pour maintenir le taux de chargement de CO₂ dans le solvant pauvre constant. Pour un même taux de chargement, nous observons que l'énergie délivrée par le rebouilleur est moins importante dans le cas du débit minimum du solvant.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

Tableau 3.13: Variation des énergies du rebouilleur pour différents taux de chargement

Taux de chargement Mol CO ₂ /Mol d'Amine	Débit Kgmol/h	Energie Kcal/h
0,007	900	3,12× 10 ⁶
	1100	3,89× 10 ⁶
0,01	900	2,60× 10 ⁶
	1100	3,33× 10 ⁶
0,015	900	1,98× 10 ⁶
	1100	2,64× 10 ⁶

***Effet du taux de chargement du solvant pauvre sur l'efficacité d'absorption**

La figure (3.6) montre l'effet du taux de chargement sur la teneur résiduelle de CO₂ dans le gaz traité. Il est à préciser qu'un débit minimal de 900 Kgmole/h de solvant pauvre a été considéré pour obtenir cette courbe.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

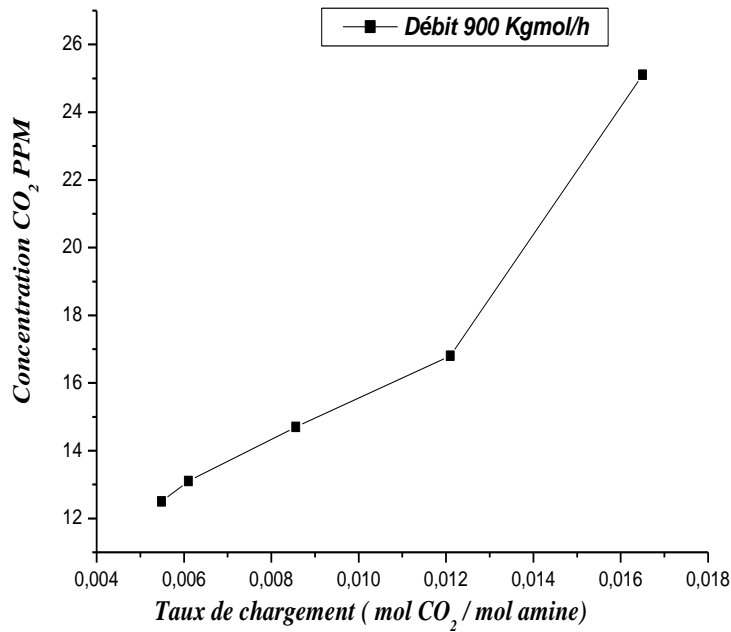


Figure 3.6: Effet de la variation du taux de chargement sur la teneur du CO₂ dans le gaz sortie absorbeur à débit minimum.

En se référant à la figure (3.6), nous constatons une augmentation de la teneur du CO₂ dans le gaz traité avec l'augmentation du taux de chargement.

Pour le cas du mélange MDEA et MEA, on peut diminuer la concentration du CO₂ à des valeurs inférieures à celles obtenues par l'utilisation du débit minimum. A titre d'exemple, la teneur de CO₂ dans le gaz traité peut être ramenée à 16 PPM lorsqu'un taux de 0,01 Mol CO₂/Mol d'amine et un débit de circulation de solvant pauvre de 900 Kgmol/h sont considérés. Cependant, pour la même valeur du taux de chargement, une augmentation du débit de circulation jusqu'à 1100 Kgmol/h peut faire diminuer la teneur en CO₂ à 7 ppm, comme indiqué à la figure (3.7).

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

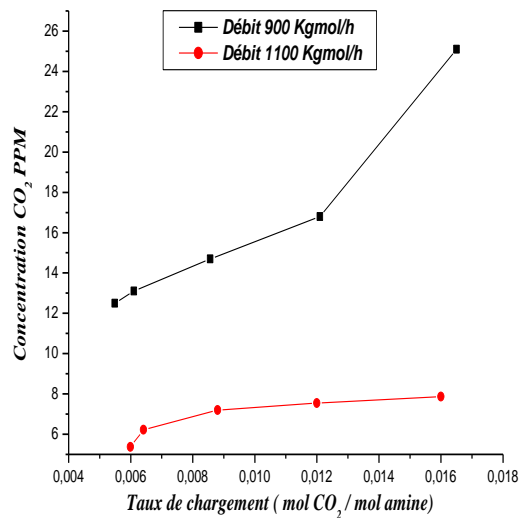


Figure 3.7: Effet de la variation du taux de chargement du mélange de solvant pauvre sur la teneur du CO₂ dans le gaz sortie absorbeur à différents débits.

b) Taux de chargement du solvant riche :

Il est spécifié dans la littérature que le taux de chargement du solvant riche ne doit pas dépasser la valeur de 0,55 Mol CO₂/Mol d'Amine [6]. On remarque que le taux de chargement du solvant riche enregistré par simulation pour les deux cas prend la valeur de 0,27 Mol CO₂/Mol d'Amine au maximum pour le débit de 1100 Kg/mol/h et la valeur de 0,33 Mol CO₂/Mol d'Amine au maximum pour le débit de 900 Kg/mol/h. Donc la norme est respectée.

3.5.1.3. Energie des équipements d'échange de chaleur

Les énergies échangées dans les différents équipements d'échange de chaleur et générées au cours de la simulation sont indiquées sur le tableau (3.14). Un taux de chargement de CO₂ de 0.01 mole CO₂/mole d'amine dans

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

le solvant pauvre à l'entrée de l'absorbeur a été pris comme base de calcul lors de la simulation.

Tableau 3.14: Energies échangées des différents équipements.

Débit Kgmol/h	31C kcal/h	32C kcal/h	33C1/C2/C3/C4 kcal/h	34C kcal/h	35C kcal/h
900	$1,80 \times 10^6$	$2,81 \times 10^5$	$1,48 \times 10^6$	$2,60 \times 10^6$	$1,62 \times 10^6$
1100	$1,80 \times 10^6$	$3,57 \times 10^5$	$1,80 \times 10^6$	$3,33 \times 10^6$	$2,32 \times 10^6$
Energie max kcal/h	$5,92 \times 10^6$	$1,71 \times 10^6$	$4,43 \times 10^6$	$4,95 \times 10^6$	$2,62 \times 10^6$

On constate que les énergies échangées au niveau de tous les équipements thermiques sont inférieures aux capacités maximales des équipements correspondants. Par conséquent, on peut prétendre qu'il n'y a pas lieu de procéder au changement des équipements d'échange thermique installés actuellement au niveau du procédé de décarbonatation dans le cas où la substitution de la MEA par le mélange d'amines est adoptée.

3.6. Discussion des résultats

Dans notre étude, nous sommes essentiellement basés sur l'étude du mélange constitué de MEA et MDEA. A l'aide d'un modèle de simulation de la section de décarbonatation créée sur le logiciel HYSYS et dont la fiabilité a été prouvée en procédant à deux comparaisons qui sont avérées concluantes, nous avons entamé les études suivantes :

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

- L'efficacité du procédé d'absorption du CO₂ lors de la substitution de la MEA par la MDEA a été réalisée. Les résultats obtenus montrent que cette variante ne peut être utilisée vu que la teneur en CO₂ dans le gaz traité reste au delà des spécifications.
- Par contre le mélange d'amines MDEA et MEA a montré des perspectives très intéressantes. En effet, pour tous les mélanges étudiés, la limite spécifiée en ce qui concerne la teneur en CO₂ dans le gaz traité n'a pas été dépassée. Cette étude a également permis de déterminer la composition optimale du mélange d'amines qui était de 45% MDEA et 5% MEA et pour lequel le débit minimal était de l'ordre de 900 Kgmol/h.
- L'énergie pouvant être délivrée au niveau du rebouilleur est suffisante pour régénérer un débit de 900 Kgmol/h et atteindre un taux de chargement de 0.07 Mol CO₂/Mol d'amine dans le solvant pauvre. Ces conditions permettent de purifier le gaz naturel à une teneur bien inférieure à la valeur spécifiée.
- Aussi, l'effet du taux de chargement du solvant pauvre sur la concentration en CO₂ a été mis en évidence en considérant le mélange (45% MDEA et 5% MEA) à un débit de 900 kgmol/h. Pour un taux de chargement voulu à 0,01 Mol CO₂/Mol d'amine, la teneur en CO₂ dans le gaz traité prend une valeur de 16 PPM.
- Une vérification du taux de chargement du solvant riche a été également effectuée. Pour un débit de 900kgmol/h, ce taux prend une valeur qui ne dépasse pas les 0,33 Mol CO₂/Mol d'amine.
- L'utilisation du mélange 45% MDEA et 5% MEA avec un débit de 900 kgmol/h a donné de bons résultats au niveau des équipements d'échange thermique pour lesquels leur capacité maximale n'est pas atteinte.

Chapitre 3. Résultats de simulation de la section de décarbonatation

Conclusion générale

Notre étude a été élaborée lors d'un stage pratique effectué aux niveaux de complexe GL2/Z d'Arzew conventionné par l'université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem faculté des sciences et de la technologie.

Le complexe GL2/Z est confronté à des problèmes d'exploitation sur la section de décarbonatation dans l'ensemble des trains. Ces problèmes sont généralement dus à l'utilisation de l'amine primaire MEA comme solvant d'absorption.

Les principales préoccupations techniques liées à l'utilisation de ce solvant sont la corrosion, la perte et la dégradation du solvant.

Ces phénomènes ont contraint le département technique du GL2/Z à envisager une substitution de la MEA par un solvant plus performant.

Dans ce contexte, nous avons étudié la substitution du solvant MEA par une amine tertiaire MDEA activée par l'amine primaire MEA en utilisant l'outil de simulation ASPEN HYSYS.

Les résultats des simulations de la section de décarbonatation du complexe GL2/Z confirment faisabilité technique relative à la substitution du solvant MEA par le mélange MDEA/MEA sans avoir recours à des modifications des installations de la section de décarbonatation.

Une composition optimale massique de 45% MDEA et 5% MEA avec un débit de 900 kgmol/h a prouvé son efficacité en donnant les résultats suivant :

- Obtention d'une teneur résiduelle en CO₂ à la sortie de l'absorbeur de l'ordre de 16 PPM qui est nettement inférieure au maximum fixé par le design.
- Une réduction de l'ordre 25% de la consommation énergétique au niveau des rebouilleurs de la colonne de régénération du solvant.

conclusion générale

De ce fait, la substitution de la MEA par le mélange MDEA/MEA dans la section de décarbonatation se présente comme une meilleure solution permettant l'élimination d'une grande majorité des problèmes techniques rencontrés dans le complexe GL2/Z.

Cette étude mérite d'être poursuivie pour une plus grande affinité de simulation concernant l'étude de l'effet de la température et d'autres concentrations du mélange. Aussi, il est indispensable de Faire une étude économique sur le remplacement du solvant MEA par la MDEA activée.

Bibliographie

Manuel opératoire GL2/Z

Soft process GL2/Z

User guide Aspen Tech. HYSYS 2006

N.REBAI. Simulation des procédés, initiation au simulateur HYSYS.

Mémoire, Simulation d'un train de traitement de gaz l'aide des outils HYSYS ,
école nationale supérieure polytechnique 2009

Les cours de traitement du gaz.