



Department of Process Engineering

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

قسم هندسة الطرائق

رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option : **GÉNIE CHIMIQUE**

THÈME

**Amélioration des performances opérationnelles de la section
décarbonatation au sein du Complexe GL3/Z**

Présenté par

1-Mr GORINE Yassine

2-Mr BOUKSARA Mohamed

Soutenu le 23/06/ 2024 devant le jury composé de :

Président :	Dr. A. DRIOUCH	Grade MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Dr. N. HADDOU	Grade MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Dr.N.BOUBEGRA	Grade MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2023/2024

Abstract:

Subject: Improvement of the operational performance of the decarbonization section within the GL3/Z Complex

The composition of the natural gas and the CO₂ content which comes from the Hassi Mel zone to the GL3/Z Complex vary depending on the deposit, therefore optimization is essential to evaluate the amount of solvent to be injected in order to respect the 50 ppm of CO₂ admitted at the outlet of the gas from the absorber. For this, the aMDEA will be examined first to ensure that the objectives of the decarbonization operation are met and that the acid gas content in the treated gas is lower than the specified values. The calculation and simulation will be carried out using Aspen Hysys V11 software.

Key words: natural gas, CO₂, optimization, absorber, decarbonization, acid gas, treated gas.

ملخص

الموضوع: تحسين الأداء التشغيلي لقسم إزالة الكربون داخل مجمع جي إل 3 / زد

تختلف تركيبة الغاز الطبيعي وكمية ثاني أكسيد الكربون القادم من منطقة حاسي رمل وفقا لحقل الغاز الطبيعي لذا فان عملية التحسين ضرورية لتقييم كمية المذيب الذي يجب حقنه من اجل احترام تركيز 50 جزء من المليون من ثاني أكسيد الكربون المسموح به عند مخرج الغاز من جهاز الامتصاص. وللقيام بذلك سيتم فحص المذيب أولا للتأكد من تحقيق أهداف عملية إزالة ثاني أكسيد الكربون وأن محتوى الغاز الحمضي في الغاز المعالج اقل من القيم المحددة. سيتم إجراء الحساب والمحاكاة باستخدام برنامج Aspen Hysys V11.

الكلمات المفتاحية: الغاز الطبيعي، ثاني أكسيد الكربون، جهاز الامتصاص، عملية الإزالة، الغاز الحمضي، الغاز المعالج.

Résumé :

Sujet : Amélioration des performances opérationnelles de la section décarbonatation au sein du Complexe GL3/Z

La composition du gaz naturel et la teneur en CO₂ qui vient de la zone Hassi R'Mel au Complexe GL3/Z varient en fonction du gisement, de ce fait une optimisation est indispensable pour évaluer la quantité du solvant à injecter pour respecter les 50 ppm de CO₂ admises à la sortie du gaz de l'absorbeur. Pour cela, la aMDEA, va être examinée en premier pour nous assurer que les objectifs de l'opération de décarbonatation sont atteints et que la teneur en gaz acide dans le gaz traité est inférieure aux valeurs spécifiées. Le calcul et la simulation seront effectués à l'aide de logiciel Aspen Hysys V11.

Mots clés : le gaz naturel, CO₂, optimisation, absorbeur, décarbonatation, gaz acide, gaz traité.

Remerciement

Avant tout je voudrai remercier le dieu Allah d'avoir me donner la force et la spiritualité pour terminer ce travail dans les bonnes conditions et de m'avoir aidé à faire mon rapport de stage.

A ma très **chère mère**, pilier dans ma vie et soutien incomparable depuis ces 21 dernières années, une reconnaissance infinie envers toi. Ce modeste travail est le fruit de tous les sacrifices que tu as déployés pour mon éducation et ma formation, Merci pour tout maman,

A mon très **cher père**, Ton soutien fut une lumière dans tout mon parcours, je tiens à honorer l'homme que tu es. Aucune dédicace ne saurait exprimer l'estime et le respect que j'ai toujours eu pour toi.

A mes frères **Amine, Abderrahmane et Youcef** et A ma petite sœur **Douaa**

A la famille **Gorine et Bouri**, A mes oncles **Houari, Abdelkader et Omar** pour le soutien et à me donner les meilleurs conseils durant mon parcours universitaire,

Je veux remercier le devisionneur LQS et mon oncle maternel **Mr O.Bouri** qui m'a recommandé de faire mon stage à GL3/Z .

A mon binôme et mon meilleur ami qui a partagé ce travail avec moi dans les bons et mauvais moments, **B.Mohamed**

A mon encadrante **Dr.N.BOUBEGRA**, pour leurs efforts tout le long du projet,

Aux membres de jure **Dr. A. DRIOUCH et Dr. N. HADDOU**,

Merci pour tout !

GORINE Yassine

Sommaire

Liste des Figures	I
Listes des Tableaux	III
Introduction générale	1

Chapitre I : Généralité sur le pétrole

I.1. Présentation de l'usine GL 3/Z	3
I.2. Emplacement de l'usine	3
I.3. Disposition de l'Usine	4
I.4. Disponibilité de l'Usine	5
I.5. Capacité de l'Usine	5
I.6. Schéma fonctionnel de l'usine	7
I.7. Principes de Conception et de Fonctionnement	7

Chapitre II : Généralité sur l'absorption

II.1. Définition de l'absorption	13
II.2. L'importance de l'absorption	13
II.3. Facteurs influençant l'absorption	14
II.4. Types d'absorption	15
II.4.1. Absorption physique	15
II.4.2. Absorption chimique	16
II.5. Équipements	18
II.5.1. But des absorbeurs	18
II.5.2 Types d'absorbeurs	18
II.5.2.1 Absorbeurs à plateaux	19
II.5.2.2 Colonnes à garnissages	20
II.5.3 Limites de fonctionnement des colonnes à garnissage	21
II.6. Différences entre Absorption et désorption (Régénération)	22

Chapitre III : Elimination des Gaz Acides

III.1. Présentation de l'Unité Elimination des Gaz Acides	24
III.2. Emplacement dans l'Usine	24
III.3. Principes de Conception et de Fonctionnement	24
III. 3.1. Courant d'alimentation et de produits	24
III. 3.2. DESCRIPTION DU PROCEDE	25
III. 3.2.1. Absorption des Gaz Acides	25
III. 3.2.2. Ballon de Détente du Solvant Riche	27
III. 3.2.3. Echangeur d'Amine (aMDEA) Pauvre/Riche et Régénérateur	29
III. 3.2.4. Régénération d'aMDEA Riche	30
III.3.2.5. Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine	31
III. 3.2.6. Circuit d'Amine Pauvre	32
III.3.2.7. Système d'Injection Anti-mousse	34

Chapitre IV : Problématique

IV.1. Introduction de Problématique	37
IV.2. Présentation du logiciel Aspen Hysys	38
IV.3. Méthodologie de travail	38
IV.4. Choix et validation du modèle thermodynamique	39
IV.5. Comparaison entre les valeurs générées par simulation sur HYSYS et l'étude de conception initiale	40
IV.6. Comparaison avec un cas réel	43
IV.7. Etude des paramètres de fonctionnement de l'unité : Elimination des gaz acides	44
IV.7.1 Etude sur la section d'absorption	45
IV.7.1.1 Effet de la composition du solvant	45
IV.7.1.2 Effet de la composition d'amine	46
IV.7.1.3 Effet de la composition du GN	47
IV.7.1.4 Effet du débit de solvant	48

IV.7.1.5 Effet de la Température du solvant	49
IV.7.2. Etude sur la section de régénération	50
IV.7.2.1 Effet de la composition d'amine	50
Conclusion Générale	51
Références Bibliographique	52
Annexes	53

Listes des figures

Figure I.1. Maquette 3D de la vue d'ensemble de l'usine.

Figure I.2. Schéma fonctionnel de l'usine

Figure II.1. Profils de concentration lors d'une absorption physique.

Figure II.2. Profils de concentration lors d'une absorption avec réaction chimique.

Figure II.3. Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateaux.

Figure II.4 Schéma exprime la colonne et les différents type de garnissages.

Figure II.5 Installation d'absorption et désorption.

Figure III.1. Schéma de l'absorbeur de gaz CO₂.

Figure III.2. Schéma de Ballon de Détente du Solvant Riche.

Figure III.3. Schéma de Echangeur d'Amine (aMDEA) Pauvre/Riche.

Figure III.4. Schéma de Régénération d'aMDEA Riche.

Figure III.5. Schéma de Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine.

Figure III.6. Schéma de régénération et le Circuit d'Amine Pauvre.

Figure III.7. Schéma de Système d'Injection Anti-mousse.

Figure IV.1. Présente l'influence de la concentration du solvant sur la concentration de CO₂ dans le gaz naturel traité, pour deux températures différentes du GN.

Figure IV.2 Présente l'impact du débit de la solution amine sur la concentration de CO₂ dans le GN traité, en tenant compte de différentes compositions d'amine.

Figure IV.3 représente l'influence de la composition du GN sur la concentration de CO₂ dans GN traité.

Figure IV.4 présente l'impact du débit de la solution MDEA+PZ sur la concentration de CO₂ dans le GN traité, pour deux températures différentes du gaz naturel.

Figure IV.5. L'impact de la température du solvant sur la concentration de CO₂ dans le GN traité, pour deux températures différentes du GN.

Figure IV.6. L'impact du débit de la solution amine sur la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur pour deux compositions d'amine différentes.

Listes des Tableaux

Tableau I.1. Débits et composition du gaz d'alimentation.

Tableau III.1. Débit et Composition du Courant d'Alimentation (Unité 12).

Tableau III.2. Débit et Composition du courant de sortie (Unité 12).

Tableau IV.1. Caractéristiques du GN à l'entrée de la section décarbonatation (cas design).

Tableau IV.2 Paramètres de sortie de la colonne d'absorption.

Tableau IV.3. Paramètres de sortie de ballon de détente du solvant riche.

Tableau IV.4. Paramètres du Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine.

Tableau IV.5. Composition molaire du GN d'entrée de la colonne d'absorption.

Tableau IV.6. Paramètres opératoires d'entrée de l'Absorbeur.

Tableau IV.7. Paramètres de sortie de la colonne d'absorption.

Tableau IV.8. Paramètres de fonctionnement d'entrée du régénérateur.

Tableau IV.9. Paramètres de sortie de la colonne de régénération.

Introduction

Durant ces dernières années, le commerce international du gaz naturel (GN) a connu un départ considérable. Selon sa composition et ses propriétés, le gaz naturel peut être utilisé aussi bien comme combustible que comme matière première. C'est donc à la fois une source d'énergie employée dans des domaines tels que la production de chaleur, d'électricité et décarburant ainsi que comme matière première dans l'industrie pétrochimique.

L'économie d'Algérie est basée essentiellement sur l'exportation des hydrocarbures dont le gaz naturel liquéfié (GNL) présente la plus grande partie. En effet, elle dispose d'importantes réserves de GN estimées à 3000 milliards de mètres cubes. Elle occupe la quatrième place mondiale, après la Russie, l'Iran, et les Etats unis et la première en Afrique, grâce à ses efforts multiples, l'Algérie a conclu divers accords et partenariats amenant au succès de l'ensemble de ses complexes de liquéfaction, les GN/K à Skikda et les GN/Z à Arzew.

Le dioxyde de carbone est retiré du gaz naturel dans le but de satisfaire les spécifications normales de vente du GNL et pour éviter d'endommager l'équipement se trouvant dans l'usine située en aval. En effet, le CO₂ peut geler à basse température, causant ainsi des blocages potentiels dans la section cryogénique, de plus il agit comme un diluant, augmentant ainsi les coûts de transport et diminuant le pouvoir énergétique.

Dans ce mémoire, l'élimination des gaz acides passe par l'usage de la solution MDEA/Pipérazine dont l'objectif est d'obtenir les meilleures performances d'absorption tout en essayant de limiter le coût global du traitement d'absorption-régénération, dont la part la plus importante provient des frais de régénération du solvant (consommation énergétique).

Chapitre I

Présentation du complexe GL3/Z

- I.1. Présentation de l'usine GL 3/Z.
- I.2. Emplacement de l'usine.
- I.3. Disposition de l'Usine.
- I.4. Disponibilité de l'Usine.
- I.5. Capacité de l'Usine.
- I.6. Schéma fonctionnel de l'usine.
- I.7. Principes de Conception et de Fonctionnement.

I.1. PRESENTATION DE L'USINE GL3/Z

Le projet développé par Sonatrach pour l'exploitation des réserves de gaz du terrain dans le bassin Berkine comprend la construction de :

- Système de pipeline pour le transport du gaz.
- Unité de production de GNL.

Le complexe GL3/Z, dernier complexe de liquéfaction construit, a vu son ingénierie assurée par la société italo-japonaise d'ingénierie "Joint-venture, SAIPEM-CHIYODA". Cette entreprise était chargée des études de construction et de démarrage des différentes installations.

I.2. EMPLACEMENT DE L'USINE

L'usine se situe le long de la côte méditerranéenne à Bethioua, à l'est d'Arzew, dans la zone du port industriel d'Arzew El-Djedid.

- Il s'étend sur une superficie de 54,6 ha.
- À l'est du complexe se trouve l'usine GP1/Z.
- À l'ouest, l'installation de dessalement et l'usine de GL2/Z.
- La mer méditerranée et la route du port se trouvent au nord du site, alors que la route principale de la zone industrielle se trouve au sud.

L'installation GL3/Z s'interface avec des installations externes déjà existantes.

- Pipeline du gaz d'alimentation :

Venant du sud-ouest, il a les caractéristiques suivantes :

- ✓ Dimension : 42"
- ✓ Pression de travail maximum : 55 barg
- ✓ Pression de calcul du pipeline : 75 barg
- Jetées M6&D1 : Pour le chargement du GPL de l'usine GL3/Z.
- Pipeline de gazoline de l'usine GL2/Z : La ligne de gazoline produite dans le GL3/Z relie le pipeline de la gazoline déjà existant de l'usine GL2/Z.
- Alimentation de l'azote : une ligne pour l'alimentation du GL3/Z en azote est connectée au collecteur d'azote existant (pipe-way cotier).
- L'eau potable arrive de EGZIA tandis que l'eau dessalée de KAHRAMA. [1]

I. 3. DISPOSITION DE L'USINE

Le complexe du GNL comprend :

- Un train de GNL pour :
 - ✓ Traitement du gaz d'entrée
 - ✓ Fractionnement
 - ✓ Liquéfaction
- Toutes les infrastructures nécessaires :

Utilités, le stockage des produits finis, les installations off-site liées, une jetée de GNL avec une plateforme de chargement de GNL extensible, un brise-lame, la protection du bord de mer.

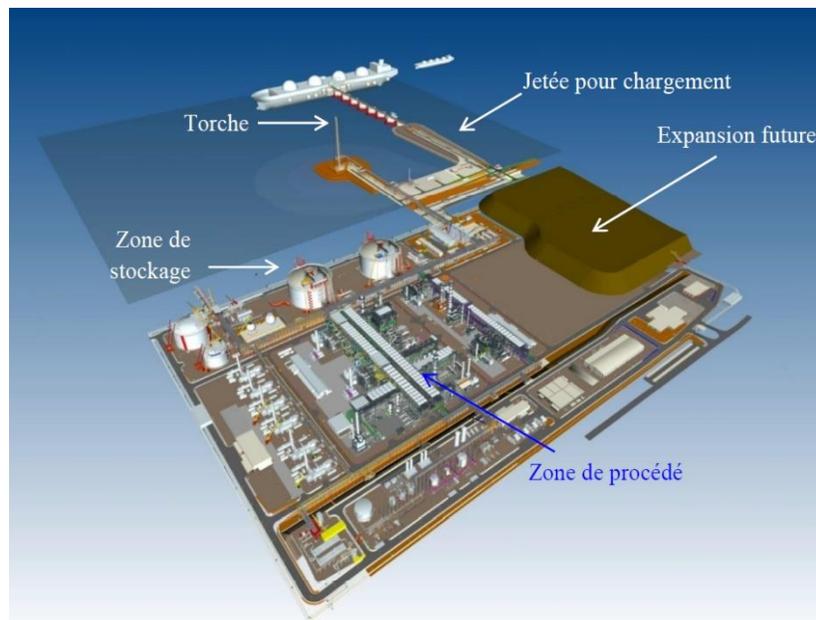


Figure I.1. Maquette 3D de la vue d'ensemble de l'usine. [1]

Les installations d'entrée de l'usine se trouvent dans le côté sud-ouest de la zone d'implantation. C'est là que le gaz d'alimentation entre dans l'usine GL3/Z.

Le côté ouest comprend la zone de Génération d'Energie et les Turbines à Gaz Frame 6 correspondantes fournies par GE/NP.

La partie sud de l'usine est constituée des unités des utilités et de leurs dispositifs de stockage.

La section nord longe la mer contient les installations pour le stockage des produits et des réfrigérants, la zone de la torche et la jetée.

Le train de procédé est situé au milieu de la zone d'implantation. Il est subdivisé en deux parties : la partie est comprend les unités de prétraitement et de liquéfaction, alors que la partie ouest comprend les équipements de fractionnement et de récupération des GNL.

Les différentes unités permettent de produire :

- 4,7 millions t/an de GNL exporté vers les marchés internationaux.
- Éthane est en grande partie acheminé vers une usine d'hydrocraquage située à proximité de GL3/Z, tout en satisfaisant à la consommation interne du train.
- Propane et Butane (GPL) pour l'exportation.
- Gazoline pour l'exportation.
- Gaz riche en Hélium.

Le GNL est stocké dans deux réservoirs chacun ayant une capacité de 160 000 m³ et les produits du GPL sont stockés dans des réservoirs d'une capacité de :

- ✓ 56 000 m³ pour le propane.
- ✓ 12 000 m³ pour le butane.

La gazoline produite est stabilisée et stockée dans une sphère d'une capacité de 1800 m³ [2].

I.4. DISPONIBILITÉ DE L'USINE

- L'usine a été conçue avec une durée de vie nominale de 30 ans.
- L'usine est conçue pour fonctionner pendant au moins 330 jours par an.

La disponibilité de l'usine est un élément essentiel du calcul de la production de GNL. Par conséquent, la philosophie de réserve adoptée doit garantir que cette disponibilité soit atteinte.

I. 5. CAPACITÉ DE L'USINE

L'usine est conçue pour fonctionner avec trois compositions du gaz d'alimentation :

- **Cas Riche**

Le gaz à une masse moléculaire élevée ; Utilisé pour dimensionner le fractionnement et les unités de récupération du GPL, l'usine produit 4 mmtpa de GNL.

- **Cas de Base**

Le gaz à une masse moléculaire intermédiaire ; L'usine produit 4.7 mmtpa de GNL à 21°C.

- **Cas Pauvre**

Le gaz à une masse moléculaire basse ; Utilisé pour dimensionner les parties associées à l'end-flash, l'usine produit 4mmtpa de GNL.

Tableau I.1. Débits et composition du gaz d'alimentation [2].

VARIABLE OPERATOIRE	UNITE	CAS DE BASE 21 °C « HOLDING » A	CAS LEGER 21 °C « HOLDING » A	CAS LOURD 21 °C « HOLDING » A
Débit Massique Normal	kg/h	886 847	751 898	773 246
Teneur en Hélium	% mol	0,07	0,10	0,00
Teneur en Azote	% mol	1,18	5,53	0,20
Teneur en Dioxyde de Carbone	% mol	2,00	2,00	0,30
Teneur en Méthane	% mol	84,2	85,87	83,62
Teneur en Ethane	% mol	10,19	6,00	12,00
Teneur en Propane	% mol	2,00	0,50	2,73
Teneur en i-Butane	% mol	0,14	0,00	0,30
Teneur en n-Butane	% mol	0,19	0,00	0,51
Teneur en i-Pentane	% mol	0,02	0,00	0,11
Teneur en n-Pentane	% mol	0,01	0,00	0,12
Teneur en Hexane et éléments plus lourds	% mol	0,00	0,00	0,11
Teneur en Eau	ppm v	50 (±15)	50 (±15)	50 (±15)
Teneur en Mercure	ng/Nm³	< 10	< 10	< 10

De plus, trois cas de fonctionnement sont pris en compte :

- **Cas A** : Production de GNL avec extraction d'éthane et de GPL.
- **Cas B** : Production de GNL sans extraction d'éthane ni de GPL.
- **Cas C** : Production de GNL sans extraction d'éthane mais avec extraction de GPL.

I.6. Schéma fonctionnel de l'usine

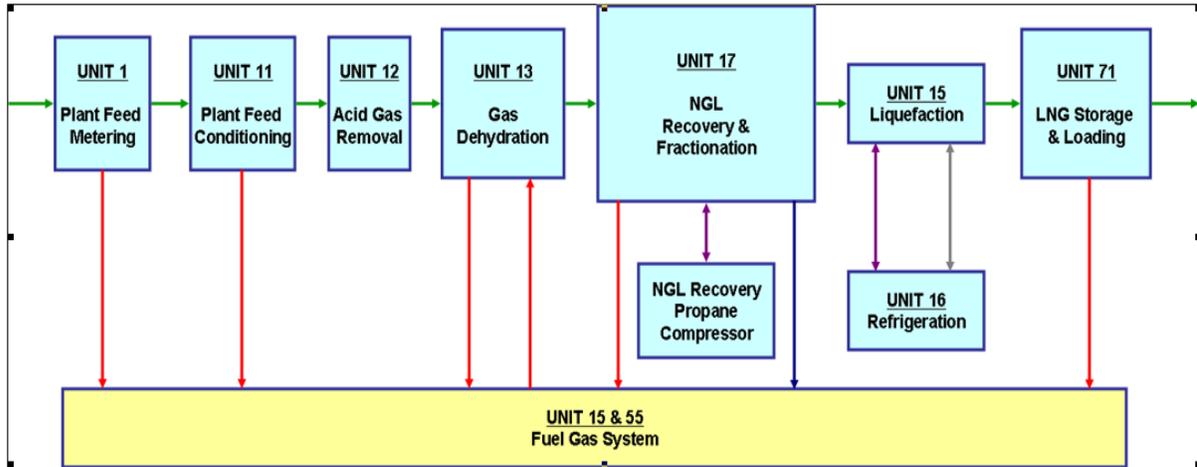


Figure I.2. Schéma fonctionnel de l'usine.

I.7. PRINCIPES DE CONCEPTION ET DE FONCTIONNEMENT

PARTIES UTILITES

Unité 01 : Installation d'entrée

L'installation de télémesure du Gaz d'Alimentation est conçue pour mesurer le gaz d'alimentation et comprend un skid de comptage, un abri d'analyse et une armoire de commande

Unité 02 : Stockage de l'Amine

La Fonction des Installations Communes – Système de Stockage du Solvant d'élimination du Gaz Acide est :

- Alimenter l'amine méthyle diéthylamide activé (aMDEA) vers l'élimination du Gaz Acide, Unité 12.
- La capacité suffisante pour contenir le solvant si l'unité nécessite d'être vidée.

Unité 08 : Stockage de l'Huile Chaude

Le Système de Stockage de l'Huile Chaude fournit le support aux systèmes de réchauffement de l'huile chaude combinée.

Unité 51 : Génération d'énergie

Le Système des Générateurs d'énergie à turbine à gaz fourni l'électricité nécessaire au train GNL et à ses unités des utilités et offsites. Pendant le fonctionnement normal les turbines à gaz sont la seule source d'électricité pour les trains GNL et leurs installations offsites et d'utilité.

Unité 53 : Système du Générateur Diesel d'Urgence

Le Système Générateur Diesel d'Urgence est conçu pour recevoir, stocker et distribuer le diesel aux utilisateurs de l'Usine.

Unité 55 : Système Commun de Gaz Combustible

Le Système Commun de Gaz Combustible est conçu pour alimenter et distribuer le gaz combustible HP à 24.5 bar (à confirmer ultérieurement) et le gaz combustible BP à 5 bar (à confirmer ultérieurement) à :

- ✓ Utilisateurs communs en dehors des trains GNL.
- Utilisateurs à l'intérieur des trains GNL quand leur
 - ✓ Installations dédiées (Unités 14 ou 24) sont off-line

Unité 56 : Système d'Air Instrument et de l'Usine

Le Système d'Air Instrument et de l'Usine est conçu pour supporter le fonctionnement de deux trains GNL. L'air comprimé non-séché est utilisé pour la distribution d'air de l'usine. L'air sec est utilisé pour la distribution aux Utilisateurs de l'air instrument.

Unité 57 : Système d'Azote

Le Système d'Azote est conçu pour fournir le gaz d'Azote à l'usine LNG. Bien que l'équipement soit conçu pour un train GNL, le piping de distribution est conçu pour le débit des deux trains GNL.

Unité 58 : Système d'Eau Potable

Le Système d'Eau Potable est conçu pour recevoir, stocker et distribuer l'eau fraîche utilisée comme Eau Potable et Eau de Service. Il est acquis que l'eau fraîche reçue au périmètre de l'Installation est potable et qu'aucun traitement supplémentaire ne sera demandé. L'eau potable est distribuée pour l'utilisation dans les douches de sécurité / bains oculaires et pour d'autres

utilisations destinées à la consommation humaine et sanitaire. De plus, l'Eau Potable est utilisée pour alimenter le Réservoir de Stockage de l'Eau Anti-incendie / Eau de Service.

Unité 59 : Système d'Eau Déminéralisée et de Service

Le Système d'Eau est conçu pour recevoir, stocker et distribuer l'Eau de Service et l'Eau Déminéralisée. Il est acquis que l'eau fraîche reçue au périmètre de l'Installation et utilisée pour alimenter l'Ensemble de Traitement de l'Eau Déminéralisée a la qualité indiquée dans la Description de l'Utilité pour le Système de l'Eau Potable.

Unité 64 : Traitement de l'Eau Usée et Effluente

Le Système de traitement de l'eau Usée et Effluente est conçu pour gérer l'eau usée provenant du train GNL, mais également pour l'intégration future du deuxième train GNL.

Parties conditionnement traitement GAZ et Liquéfaction

Unité 11 : Conditionnement du Gaz d'Alimentation

L'Unité de Conditionnement du Gaz d'Alimentation comprend la Compression du Gaz d'Alimentation et les sections d'Élimination du Mercure

Unité 12 : Élimination du Gaz (décarbonatation)

Unité d'élimination du Gaz Acide (Dioxyde de Carbone)

Unité 13 : Déshydratation de Gaz

L'unité de Déshydratation est conçue pour éliminer l'eau du gaz d'alimentation pour éviter la congélation de l'eau dans les unités cryogéniques en aval. L'unité se base sur une configuration à trois lits. Deux lits fonctionnent en mode adsorption tandis que le troisième fonctionne en mode régénération ou en standby. La Régénération est effectuée en utilisant le gaz combustible

Unité 17 : Récupération du GNL et Fractionnement

Cette Unité est divisée dans les sections suivantes :

- Déméthaniser et Compression de Gaz Résiduel
- Dééthaniseur
- Dépropaniseur
- Débutaniseur

Unité 15 : Liquéfaction

Cette unité se compose de :

- Section de Liquéfaction de Gaz Naturel
- Section de Récupération de l'Hélium
- Section de Rejet de l'Azote
- Système de Gaz End Flash

Unité 16 : Réfrigération

Cette Unité est divisée en deux sections comme dessous :

- Circuit Propane
- Circuit du Réfrigérant Mixte

Unité 14 : Système du Gaz Combustible (Train 1)

Le Système de Gaz Combustible est conçu pour alimenter et distribuer le gaz combustible HP à 26 bar et le gaz combustible BP à 6 bar aux utilisateurs vers leur périmètre d'installation à travers l'Usine.

L'Usine de liquéfaction GNL-3 prévoit deux types différents de système de gaz combustible :

- Un système de gaz combustible à l'intérieur de chaque train de liquéfaction (Unité 14 pour les utilisateurs à l'intérieur du Train 1)
- Un système de gaz combustible commun au Train 1 et au future Train pour les utilisateurs Offsite/communs

Unité 18 : Système de l'Huile Chaude

Le Système de l'Huile Chaude du Train du GPL fournit le réchauffement à deux niveaux de température différents Haute et Basse.

Unité 19 : Système de Refroidissement de l'Eau

L'élimination de la chaleur de la machinerie à l'intérieur du Train1 GNL est obtenue en utilisant de l'eau de refroidissement tempérée.

I.4.3. Partie terminale stockage et expédition

Unité 71 : Chargement et Stockage du Produit GNL

Le Système de Chargement et Stockage du GNL est conçu pour fournir le stockage du produit et les installations d'exportations adéquates pour permettre la production continue provenant des trains de procédé du GNL au débit nominal avec un chargement intermittent des navires. Initialement seulement un train GNL est installé.

Unité 72 : Chargement et Stockage du Produit GPL

L'installation de Chargement et Stockage de GPL fournit la capacité de stockage et d'exportation aux produits Propane (C3) et Butane (C4). L'installation est conçue pour recevoir les produits GPL provenant des deux trains de procédé de Récupération et Fractionnement du GNL. Initialement seulement un train GNL est installé.

Unité 73 : Stockage du Réfrigérant

Le Système de Stockage du Réfrigérant est conçu pour le support et le fonctionnement du train GNL. L'installation fournit la capacité de stockage et transfert pour l'Ethane utilisée dans le Système du Réfrigérant Mixte (MR) et pour le Propane utilisé dans les circuits de Propane (Unité 16 et 17) et pour le Circuit de Réfrigération MR (Unités 16).

Unité 75 : Système de la Torche

Le Système de la Torche est installé et dimensionné pour faire face à l'opération des deux trains GNL (un train futur). Le système fournit des moyens sûrs et fiables d'élimination des vapeurs d'hydrocarbure et des liquides légers provenant des défaillances de situations d'urgence ou de trouble.

Le système gère aussi les décharges des hydrocarbures à partir des conditions de fonctionnement telles que le démarrage, l'évent et le drainage de l'équipement et/ou du piping.

Unité 76 : Système de Stockage de la Gazoline

Le Système de Stockage de la Gazoline est conçu pour recevoir et stocker la Gazoline produite par les deux trains de procédé de Fractionnement et Récupération du GNL. Initialement seulement un train GNL est installé. A partir du stockage, la gazoline est pompée en mode batch et mesurée avant d'être exportée au Périmètre de l'Installation existant [3].

Chapitre II

Généralité sur l'absorption

- II.1. Définition de l'absorption
- II.2. L'importance de l'absorption
- II.3. Facteurs influençant l'absorption
- II.4. Types d'absorption
- II.5. Équipements
- II.6. Différences entre Absorption et désorption (Régénération)

II.1. Définition de l'absorption

L'absorption est un phénomène fondamental dans le domaine de la chimie et du génie des procédés, se référant au processus par lequel une substance, généralement sous forme de gaz ou de particules en suspension, est intégrée et retenue par un autre matériau, typiquement un liquide ou un solide poreux. Ce processus repose sur des interactions intermoléculaires telles que les liaisons ioniques, les liaisons hydrogène et les forces de van der Waals, qui favorisent la capture et la rétention des particules absorbées [4].

II.2. L'importance de l'absorption

L'importance de l'absorption est indéniable dans de nombreux domaines d'application. Dans l'industrie chimique, elle est largement utilisée dans des processus

L'absorption est largement utilisée pour purifier les gaz en éliminant les contaminants indésirables tels que le dioxyde de carbone, le sulfure d'hydrogène, les composés organiques volatils et autres impuretés. Cette purification est essentielle dans des industries telles que la production d'énergie, le raffinage du pétrole, la production chimique et la fabrication de produits pharmaceutiques.

L'absorption est utilisée pour séparer les composants d'un mélange gazeux en exploitant leurs différentes affinités de solubilité dans un liquide absorbant. Cette technique est largement utilisée dans la séparation des mélanges gazeux complexes, tels que la séparation des gaz naturels en méthane et en gaz plus lourds.

Dans le contexte de la lutte contre le changement climatique, l'absorption est utilisée pour capturer le dioxyde de carbone émis par les industries et les centrales électriques fonctionnant aux combustibles fossiles. Cette technique, connue sous le nom de capture et stockage du carbone (CSC), permet de réduire les émissions de gaz à effet de serre et d'atténuer l'impact du changement climatique.

II.3. Facteurs influençant l'absorption

Les performances d'un processus d'absorption peuvent être influencées par une variété de facteurs qui doivent être pris en compte lors de la conception, de l'optimisation et du contrôle des opérations d'absorption. Voici une exploration des principaux facteurs qui peuvent affecter l'efficacité de l'absorption :

1. **Nature du solvant et du soluté :** La sélection du solvant et du soluté est cruciale pour garantir un processus d'absorption efficace. La solubilité des composés dans le solvant, ainsi que leur affinité chimique, peuvent avoir un impact significatif sur le taux et l'efficacité de l'absorption. Par exemple, certains solvants peuvent avoir une meilleure capacité à dissoudre certains composés spécifiques par rapport à d'autres.
2. **Conditions opératoires :** Les conditions telles que la température, la pression et le débit des phases influent sur les performances de l'absorption. Des conditions opératoires optimales doivent être déterminées pour maximiser le taux d'absorption tout en minimisant les coûts énergétiques. Par exemple, une augmentation de la température peut accélérer le processus d'absorption, mais peut également augmenter les coûts de chauffage.
3. **Surface de contact :** La surface de contact entre les phases liquide et gazeuse joue un rôle crucial dans l'efficacité de l'absorption. Une plus grande surface de contact favorise un transfert de matière plus rapide et plus complet. Par conséquent, la conception de l'équipement d'absorption, tels que les colonnes de distillation ou les tours de lavage, doit être optimisée pour maximiser la surface de contact.
4. **Concentration des composés :** La concentration des composés dans la phase gazeuse et dans la phase liquide peut influencer le taux d'absorption. Une augmentation de la concentration des composés dans la phase gazeuse peut accélérer le processus d'absorption, tandis qu'une saturation du solvant peut entraîner une diminution de l'efficacité de l'absorption.
5. **Caractéristiques des composés :** Les propriétés physiques et chimiques des composés, telles que leur taille, leur polarité et leur volatilité, peuvent influencer leur capacité à être absorbés dans le solvant. Des composés plus volatils ou plus polaires peuvent être absorbés plus rapidement que des composés moins volatils ou moins polaires.

6. **Équilibre de phase** : Les équilibres de phase entre les composés dans la phase liquide et la phase gazeuse jouent un rôle essentiel dans l'absorption. La connaissance de ces équilibres est cruciale pour prédire et contrôler le comportement du système d'absorption.

II.4. Types d'absorption

Il existe différents types d'absorption, chacun ayant ses propres caractéristiques et applications spécifiques dans le domaine du génie chimique et des procédés.

II.4.1. Absorption physique

L'absorption physique, également connue sous le nom de dissolution, est un processus dans lequel les composés sont intégrés dans un liquide absorbant sans réaction chimique significative. Ce type d'absorption repose principalement sur des interactions intermoléculaires telles que les forces de van der Waals et les liaisons hydrogène. L'absorption physique est largement utilisée dans une variété d'applications industrielles et scientifiques, notamment dans la purification des gaz, la séparation des mélanges et la déshydratation des solvants.

Dans le processus d'absorption physique, les composés du gaz sont dissous dans le liquide absorbant pour former une solution homogène. Ce processus dépend de facteurs tels que la solubilité des composés dans le liquide, la pression partielle des composés dans la phase gazeuse, la température et les interactions intermoléculaires entre les composés et le liquide absorbant. Une fois dissous, les composés peuvent être séparés du liquide absorbant par des méthodes telles que l'évaporation ou la distillation [4].

Lorsqu'un composé gazeux est absorbé de manière purement physique dans un solvant liquide, les profils de concentration obtenus en régime dans les deux phases en écoulement à un endroit déterminé d'un absorbeur continu s'établissent, selon le modèle du double film de Whitman, comme le montre la figure.

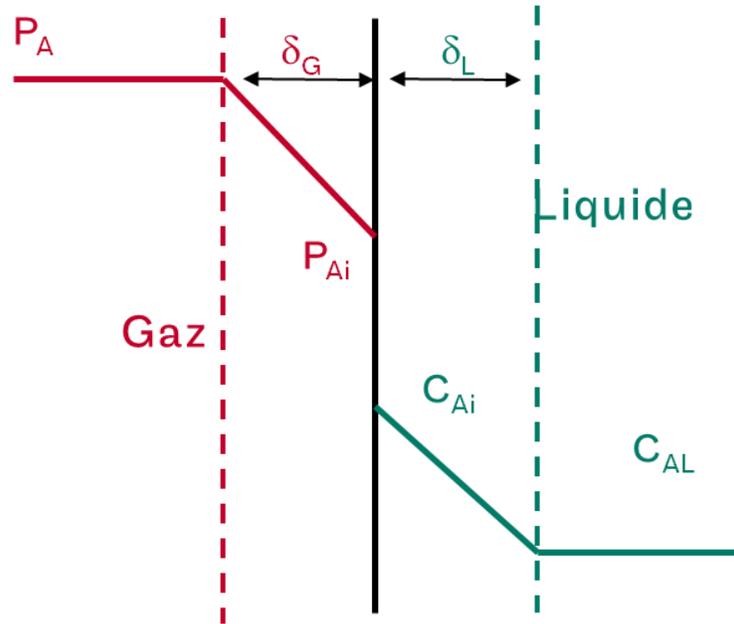


Figure II.1. Profils de concentration lors d'une absorption physique [5].

En l'absence de réaction chimique, le flux transféré entre le gaz et le liquide peut s'écrire à partir des pression et concentration mesurables :

$$\Phi_a = k_{GL} \cdot a \cdot (P_A - He \cdot C_{AL})$$

$$\text{Avec } \frac{1}{k_{GL} \cdot a} = \frac{1}{k_G \cdot a} + \frac{He}{k_L \cdot a}$$

He: constante de Henry.

a: l'aire interfaciale (en m² par m³ de contacteur).

ki: les conductances de transfert dans chaque phase.

II.4.2. Absorption chimique

L'absorption chimique est un processus dans lequel les composés présents dans une phase gazeuse sont intégrés dans un liquide absorbant à la suite d'une réaction chimique entre les composés du gaz et le liquide absorbant. Contrairement à l'absorption physique où il n'y a pas de réaction chimique significative, l'absorption chimique implique une transformation des composés lors de leur dissolution dans le liquide.

Ce processus repose sur des réactions chimiques entre les composés du gaz et le liquide absorbant, qui peuvent être des réactions d'addition, de substitution, d'ionisation, ou d'autres types de réactions chimiques. Ces réactions conduisent à la formation de produits plus solubles dans le liquide absorbant, ce qui permet de capturer sélectivement certains composés de la phase gazeuse.

L'absorption chimique est largement utilisée dans de nombreuses applications industrielles, notamment dans la capture des polluants atmosphériques tels que le dioxyde de carbone (CO₂). Dans ces applications, des liquides absorbants spécifiques sont utilisés pour réagir avec les polluants gazeux et les neutraliser, ce qui permet de réduire les émissions atmosphériques nocives.

D'une manière générale, le facteur d'accélération E dépend des coefficients de diffusion en phase liquide, des concentrations en réactifs et de la constante cinétique de la réaction.

Le flux transféré dans un mode d'absorption avec réaction chimique gaz-liquide, basée sur le modèle du film, s'exprime alors comme suit :

$$\Phi = k_L \cdot a \cdot C_{Ai} \cdot E_A$$

Avec les résistances en série, on obtient :

$$\Phi = \frac{P_A}{\frac{1}{k_g \cdot a} + \frac{H_e}{k_L \cdot a \cdot E_A} + \frac{H_e}{k \cdot \epsilon_L \cdot C_{BL}^n}}$$

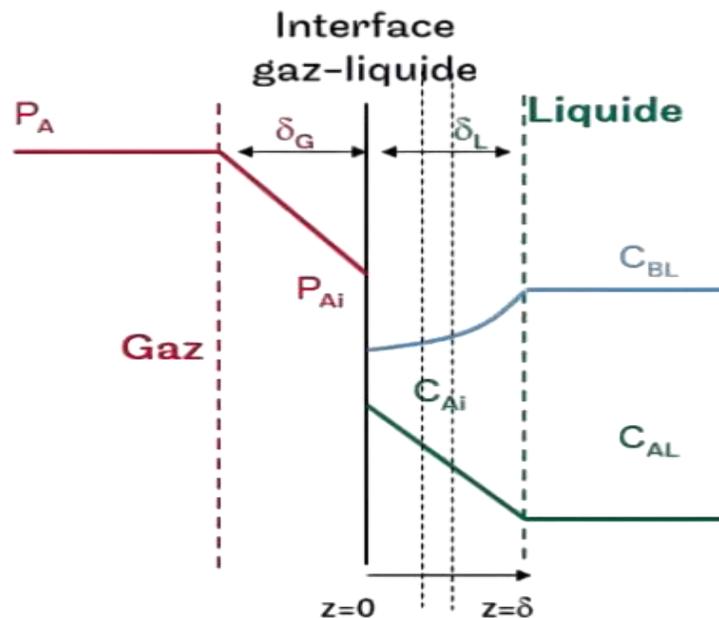


Figure II.2. Profils de concentration lors d'une absorption avec réaction chimique [5].

En effet, il existe deux principaux modes d'absorption avec réaction chimique : l'absorption réactive en phase liquide et l'absorption réactive en phase gazeuse.

- **Absorption avec réaction chimique réversible**

Dans ce mode d'absorption, le solvant chimique réagit avec le soluté de manière réversible, permettant ainsi la régénération et le recyclage du solvant à travers une opération de désorption ultérieure. Les solvants les plus couramment utilisés sont les éthanols amines (monoéthanolamine, diéthanolamine, MDEA).

- **Absorption avec réaction irréversible**

Lors de l'absorption d'un gaz dans un liquide avec une réaction chimique irréversible, le produit de réaction ne peut pas se décomposer et la régénération du solvant n'est pas possible. Un exemple est l'ammoniac dans l'acide sulfurique.

II.5. Équipements

II.5.1. But des absorbeurs

Les absorbeurs, également connus sous le nom de tours de lavage ou colonnes de contact, sont des équipements utilisés pour séparer certains composants d'un mélange gazeux en les absorbant dans un liquide approprié. Le principe fondamental des absorbeurs repose sur la mise en contact intime et de réaliser le meilleur échange de matière entre la phase gazeuse et de la phase liquide.

II.5.2 Types d'absorbeurs

Chaque type d'absorbeur présente des avantages et des inconvénients en fonction des conditions spécifiques de l'application, tels que la composition du gaz à absorber, les propriétés du liquide absorbant et les objectifs de séparation. Le choix du type d'absorbeur approprié dépendra de divers facteurs, notamment l'efficacité d'absorption requise, les coûts opérationnels et les considérations de maintenance.

II.5.2.1 Absorbours à plateaux

Sur le plan physique, un absorbours à plateaux perforés se compose généralement d'une colonne verticale à l'intérieur de laquelle des plateaux horizontaux sont espacés à des intervalles réguliers. Ces plateaux sont perforés de manière à permettre le passage du gaz à travers eux. Le gaz monte à travers la colonne à contre-courant du liquide qui descend des plateaux supérieurs vers les plateaux inférieurs.

Lorsque le gaz entre en contact avec le liquide sur les plateaux, les composants à absorber se dissolvent dans le liquide en raison des différences de concentration entre les deux phases. Ce processus de transfert de masse est favorisé par la grande surface de contact offerte par les plateaux perforés, qui permet une répartition uniforme du liquide sur toute la surface de la colonne. De plus, la rupture du flux de gaz en bulles plus petites par les plateaux perforés augmente la surface interfaciale, améliorant ainsi l'efficacité de l'absorption.

Le dimensionnement des absorbours à plateaux perforés implique la détermination de plusieurs paramètres, tels que la hauteur de la colonne, le nombre de plateaux, la distance entre les plateaux, le diamètre de la colonne, la vitesse de circulation du gaz et du liquide, ainsi que les propriétés physico-chimiques des composants à séparer et du liquide absorbant. Des équations empiriques et des modèles théoriques sont utilisés pour estimer ces paramètres et concevoir des absorbours adaptés à des conditions spécifiques d'opération [4].

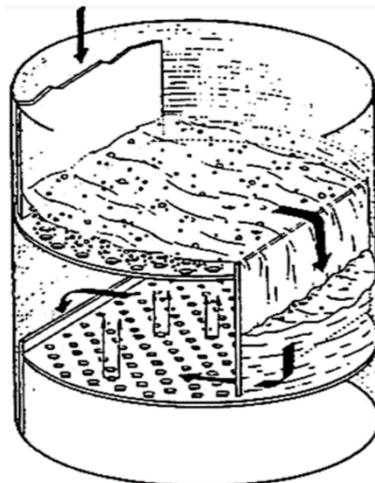


Figure II.3. Vue 3D des écoulements dans une colonne à plateaux [6].

II.5.2.2 Colonnes à garnissages

Sur le plan physique, un absorbeur à garnissages est constitué d'une colonne verticale remplie de matériaux poreux tels que des anneaux, des billes ou des plaques. Ces matériaux, appelés garnissages, sont disposés de manière à former une structure à l'intérieur de la colonne qui offre une grande surface de contact entre le gaz et le liquide.

Lorsque le gaz monte à contre-courant du liquide à travers la colonne, il est contraint de passer à travers les interstices des garnissages. Ce passage forcé du gaz à travers les garnissages entraîne un contact intime avec le liquide qui coule sur les surfaces des garnissages. Les composants à absorber se dissolvent alors dans le liquide en raison des différences de concentration entre les deux phases.

Le garnissage, en créant une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz à l'intérieur de la colonne, permet plusieurs choses :

- Augmenter la surface de contact entre les deux phases.
- Augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne, prolongeant ainsi leur contact.
- Créer un régime turbulent de la phase gazeuse.

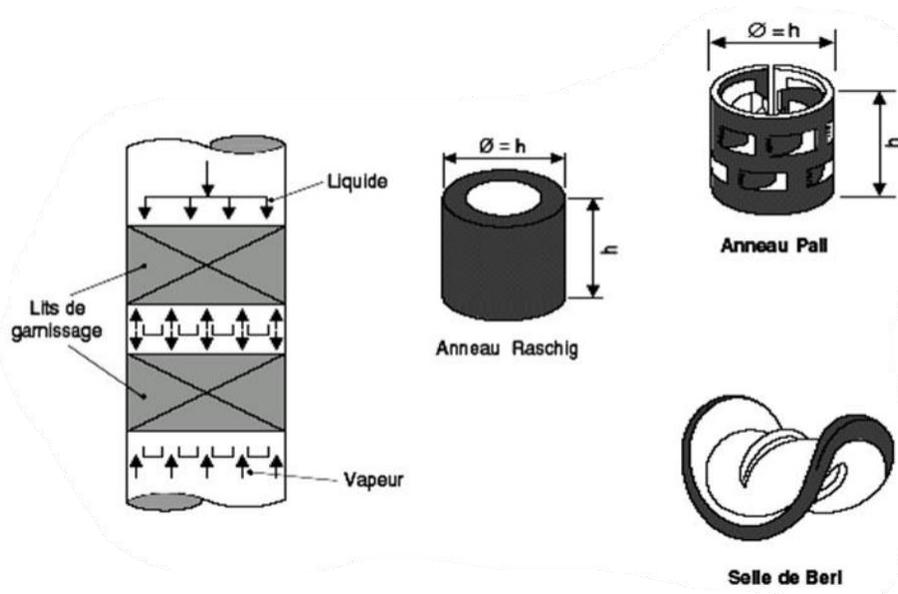


Figure II.4 schéma exprime la colonne et les différents type de garnissages [6].

II.5.3 Limites de fonctionnement des colonnes à garnissage

Lorsque le moussage se produit dans le contexte de la décarbonatation dans une colonne à garnissages, il peut aggraver le phénomène d'engorgement. Le moussage se produit généralement lorsqu'une grande quantité de mousse se forme à la surface du liquide dans la colonne, ce qui peut obstruer davantage les espaces entre les garnissages et entraver le flux de gaz à travers la colonne.

Dans le cas de la décarbonatation, le moussage peut être causé par des réactions chimiques entre le gaz carbonique (CO₂) présent dans le gaz brut et le liquide absorbant, ainsi que par la présence de substances surfactants ou de contaminants dans le liquide. La formation de mousse peut entraîner une augmentation de la viscosité du liquide, ce qui rend plus difficile pour le gaz de circuler à travers la colonne.

Lorsque le moussage se produit en conjonction avec l'engorgement, les conséquences peuvent être plus graves. La mousse peut aggraver le blocage des garnissages, réduisant ainsi davantage la surface de contact entre le gaz et le liquide et compromettant l'efficacité de l'absorption du CO₂. De plus, la présence de mousse peut rendre les opérations de désengorgement plus difficiles, car la mousse peut être plus difficile à éliminer que le liquide non moussant.

Pour gérer le moussage et l'engorgement dans la décarbonatation, il est important de mettre en œuvre des stratégies de contrôle et de prévention appropriées. Cela peut inclure l'utilisation de produits chimiques anti-moussants pour réduire la formation de mousse

II.6. Différences entre Absorption et désorption (Régénération)

En fonction du composant gazeux à séparer, il convient d'utiliser un solvant qui sépare ce composant de manière sélective. Dans ce cas, "de manière sélective" signifie que le solvant absorbe principalement le ou les composants à séparer et non pas le gaz porteur. Les pressions élevées et les températures basses favorisent l'absorption. Selon le type de solvant, le gaz est absorbé par dissolution physique (absorption physique) ou réaction chimique (absorption chimique).

Dans la plupart des cas, une étape de désorption pour la régénération du solvant suit l'étape d'absorption pour séparer les composants du gaz présents dans le solvant. Les températures élevées ou les basses pressions réduisent la solubilité des gaz dans le solvant, ce qui entraîne l'expulsion des gaz. Le solvant peut par conséquent être réutilisé et introduit dans le circuit [7].

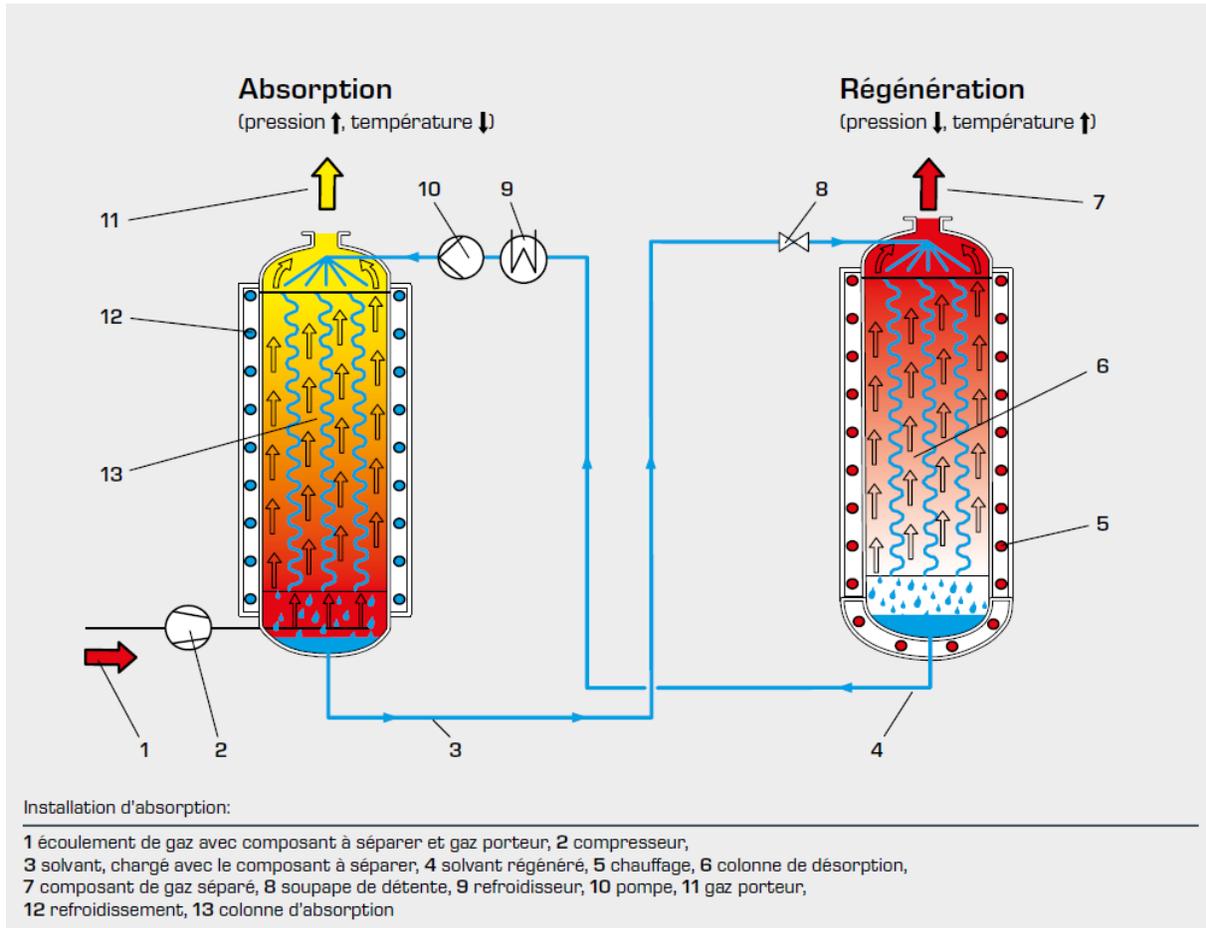


Figure II.5 Installation d'absorption et désorption [7].

Chapitre III

Elimination des Gaz Acides

III.1. Présentation de l'Unité Elimination des Gaz Acides

III.2. Emplacement dans l'Usine

III.3. Principes de Conception et de Fonctionnement

III.4. Base de conception des équipements

III. 1. PRESENTATION DE L'UNITE ELIMINATION DES GAZ ACIDES

L'objectif de l'unité d'élimination des gaz acides de l'usine GL3/Z est de réduire la concentration de CO₂ dans le gaz naturel d'alimentation à une valeur inférieure à 50 ppm volumique.

Le processus de décarbonatation est mis en œuvre afin de respecter les spécifications habituelles de vente du GNL par l'acheteur et pour prévenir tout dommage à l'équipement en aval de l'usine. En effet, le risque de formation de glace causé par le CO₂ à des températures basses pourrait entraîner des obstructions dans la section cryogénique.

III. 2. EMPLACEMENT DANS L'USINE

L'unité d'élimination des gaz acides (Acid Gas Removal Unit, AGRU) (Unité 12) du train est positionnée dans la section sud du train de procédé de liquéfaction.

III. 3. PRINCIPES DE CONCEPTION ET DE FONCTIONNEMENT

III. 3.1. Courant d'alimentation et de produits

Le tableau de courant d'alimentation est déjà mentionné dans le chapitre I selon le nom Tableau I.1

Tableau III.1. Débit et Composition du courant de sortie (Unité 12) [8].

CONDITIONS	UNITES	CAS DE BASE 21 °C « HOLDING » A	CAS LEGER 21 °C « HOLDING » A	CAS LOURD 21 °C « HOLDING » A
Débit Massique Normal	kg/h	849 006	718 850	769 018
Débit Volumétrique Réel	m ³ /h	17 783,9	16 045,6	13 999,7
Teneur en Hélium	% mol	0,071	0,102	0,000
Teneur en Azote	% mol	1,199	5,617	0,200
Teneur en Dioxyde de Carbone	% mol	0,005	0,005	0,005
Teneur en Méthane	% mol	85,525	87,197	83,681
Teneur en Ethane	% mol	10,348	6,091	12,004
Teneur en Propane	% mol	2,031	0,508	2,731
Teneur en i-Butane	% mol	0,142	0,000	0,300
Teneur en n-Butane	% mol	0,193	0,000	0,510
Teneur en i-Pentane	% mol	0,020	0,000	0,110
Teneur en n-Pentane	% mol	0,010	0,000	0,120
Teneur en Hexane et éléments plus lourds	% mol	0,000	0,000	0,110
Teneur en Eau	% mol	0,456	0,481	0,228
Teneur en Mercure	ng/Nm ³	< 10	< 10	< 10
aMDEA	% mol	0,000	0,000	0,000

III. 3.2. DESCRIPTION DU PROCEDE

L'Unité 12 peut être divisée en sections (figure III.1.), comme indiqué ci-dessous :

- Absorption de CO₂ avec l'aMDEA
- Régénération d'aMDEA riche
- Thermo oxydation de l'Off-gaz
- Dispositifs annexes (système de drainage de l'aMDEA, système anti-mousse, etc.)

III. 3.2.1. Absorption des Gaz Acides

Le gaz entre généralement dans l'unité 12 à une pression de 65,6 barg et à une température de 35°C.

L'objectif de l'absorbeur de gaz CO₂ est d'éliminer la majeure partie du CO₂ qui se trouve dans le gaz d'alimentation. Cette opération sera effectuée en mettant le gaz en contact avec une solution aqueuse d'aMDEA.

La colonne est divisée en deux parties :

- La section inférieure de garnissage, composée de 4 lits de garnissage aléatoire de 6000 mm de longueur chacun où l'absorption de CO₂ est réalisée ;

- La section supérieure du plateau (section d'Eau de Lavage), composée de 3 plateaux de type vanne où le gaz décarbonaté est lavé de ses résidus de solvant par le biais de l'Eau Déminéralisée.

Le gaz entre dans la colonne par le fond de cette dernière alors que la solution d'aMDEA entre dans l'absorbeur par le sommet de la section de garnissage.

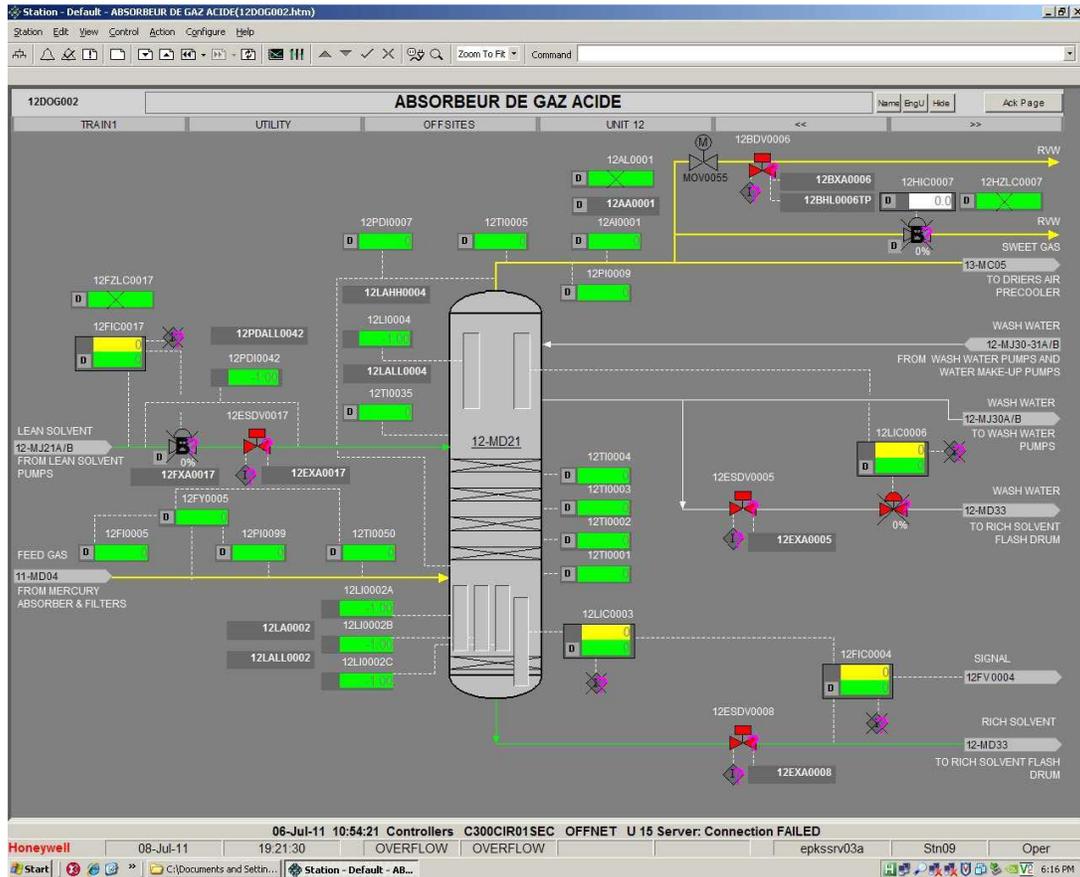


Figure III.1. Schéma de l'absorbeur de gaz CO₂ [8].

Les lits de garnissage augmentent l'efficacité du contact entre le gaz et l'aMDEA.

La solution d'aMDEA riche est recueillie dans le fond de l'absorbeur, puis envoyée vers la section de régénération (voir par. III. 3.2.2.) alors que le gaz décarbonaté traverse un débrumeur avant d'entrer dans la section de lavage du plateau de l'Absorbeur.

L'objectif de la section de lavage est de laver le gaz décarbonaté de ses résidus de solvant et ainsi, de réduire les pertes et les entraînements d'aMDEA au minimum. Le moyen de lavage est l'Eau de Lavage.

Le gaz décarbonaté est saturé d'eau et s'écoule à 61°C et à 65,2 barg depuis le sommet de l'Absorbeur de Gaz CO₂ vers l'Unité de Déshydratation du Gaz (Unité 13) où il sera soumis à un traitement supplémentaire.

L'eau de lavage est fournie depuis le sommet de la colonne. Elle entre en contact avec le gaz décarbonaté puis est recueillie sur le plateau à film situé entre la section de lavage et la section de garnissage de l'absorbeur. L'eau de lavage est extraite du plateau à film puis recyclée et renvoyée par la Pompe d'Eau de Lavage (12-MJ30 A/B, une en fonction et une en réserve), sous contrôle de débit vers l'Absorbeur de Gaz CO₂. Les pompes sont de type horizontal et centrifuge.

Une réintégration continue d'eau déminéralisée, réalisée par les Pompes d'Appoint en Eau (12-MJ31 A/B, une en fonction et une en réserve), est prévue. Les deux pompes sont de type volumétrique.

III. 3.2.2. Ballon de Détente du Solvant Riche

L'amine Riche en CO₂ provenant du fond de l'Absorbeur de Gaz CO₂ (12-MD21) est détendue et acheminée vers le Ballon de Détente du Solvant Riche (12-MD33) sous contrôle de niveau.

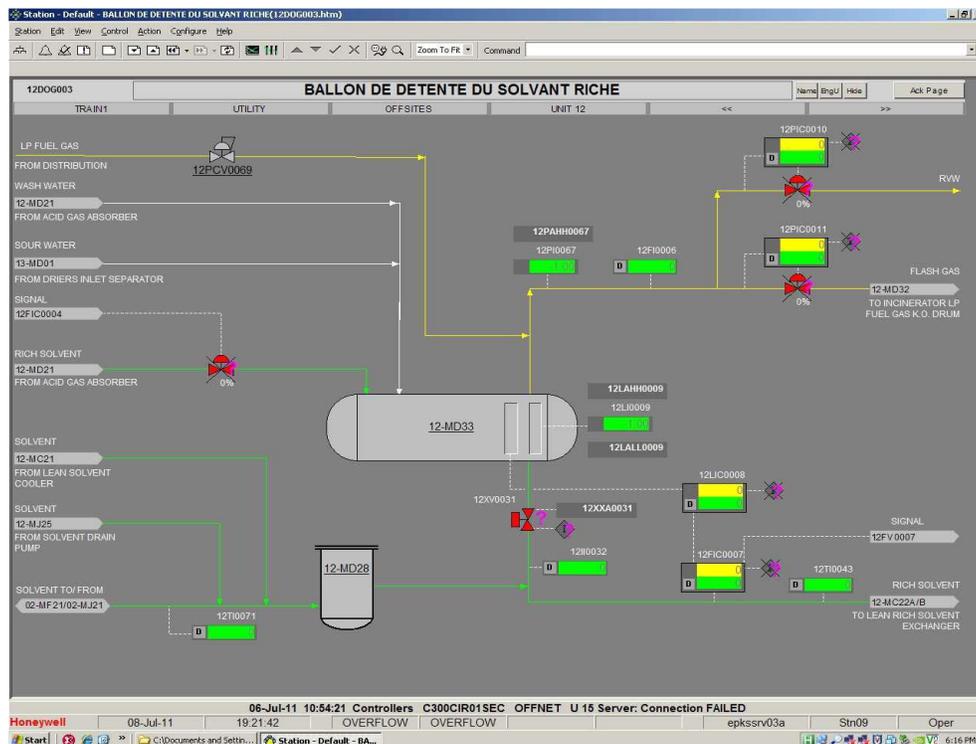


Figure III.2. Schéma de Ballon de Détente du Solvant Riche [8].

Le Ballon de Détente du Solvant Riche (12-MD33) est un séparateur triphasé horizontal équipé d'un débrumeur et d'un ensemble de treillis métallique.

Le solvant riche alimente le ballon de détente avec les éléments indiqués ci-dessous :

- ✓ L'eau de saturation récupérée dans l'Unité 13 à partir du gaz décarbonaté. Elle est recyclée et renvoyée par le Ballon Séparateur d'Entrée des Sécheurs (13-MD01) ;
- ✓ L'eau de lavage provenant de l'Absorbeur de Gaz CO₂ (12-MD21).

L'alimentation traverse le treillis métallique installé dans le but d'améliorer la coalescence de l'huile écumée et entre dans la section de séparation du ballon. C'est là que l'huile séparée est recueillie dans un pot d'huile écumée. Elle en sera refoulée manuellement vers le système de drainage du solvant lorsque l'huile atteindra le niveau élevé de liquide.

La pression opératoire du Ballon de Détente du Solvant Riche (5,5 barg) est contrôlée par le refoulement de gaz détendu.

Le gaz détendu traverse le débrumeur de façon à réduire l'entraînement d'amine au minimum. Ensuite, il quitte le ballon de détente afin d'être envoyé au Ballon de Gaz Combustible pour l'Incinérateur (12-MD32).

L'amine Riche en CO₂ provenant du fond du Ballon de Détente du Solvant Riche est envoyée vers l'Echangeur d'Amine (aMDEA) Riche/Pauvre (12-MC22 A/B).

III. 3.2.3. Echangeur d'Amine (aMDEA) Pauvre/Riche et Régénérateur

L'Echangeur d'Amine Pauvre/Riche (12-MC22 A/B) est composé de deux échangeurs de chaleur à plaques d'une capacité de 100% chacun.

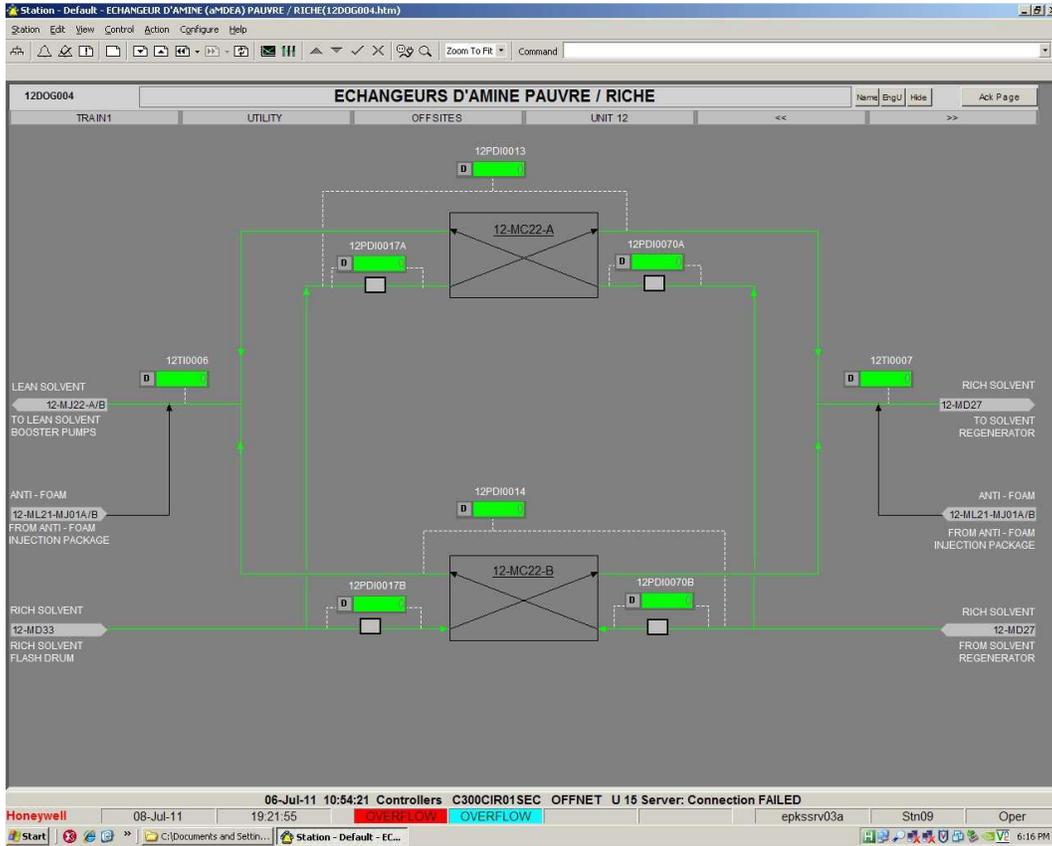


Figure III.3. Schéma de Echangeur d'Amine (aMDEA) Pauvre/Riche [8].

L'un d'eux est en fonction pendant que l'autre est en réserve. Son but est de :

- Préchauffer l'amine Riche de 37 °C à 98 °C avant de l'envoyer au Régénérateur d'Amine (12-MD27)
- Récupérer la chaleur de l'amine Pauvre chaude provenant du fond du régénérateur à une température d'environ 118 °C.

L'aMDEA riche préchauffée est détendue dans 12-FV-0007 et entre dans le Régénérateur d'Amine (12-MD27).

III. 3.2.4. Régénération d'aMDEA Riche

Le régénérateur est une colonne qui fonctionne à 0,6 barg où le CO₂ est soumis à la désorption par contact contre-courant avec la vapeur générée en utilisant l'entrée de chaleur dans les Rebouilleurs.

La colonne est composée de deux sections :

- Une section inférieure de garnissage qui comprend deux lits de garnissage de 5000 mm de hauteur ;

La section supérieure du plateau qui contient 3 plateaux de type vanne, Ces plateaux sont utilisés pour laver la vapeur de tête de la colonne de toute amine entraînée.

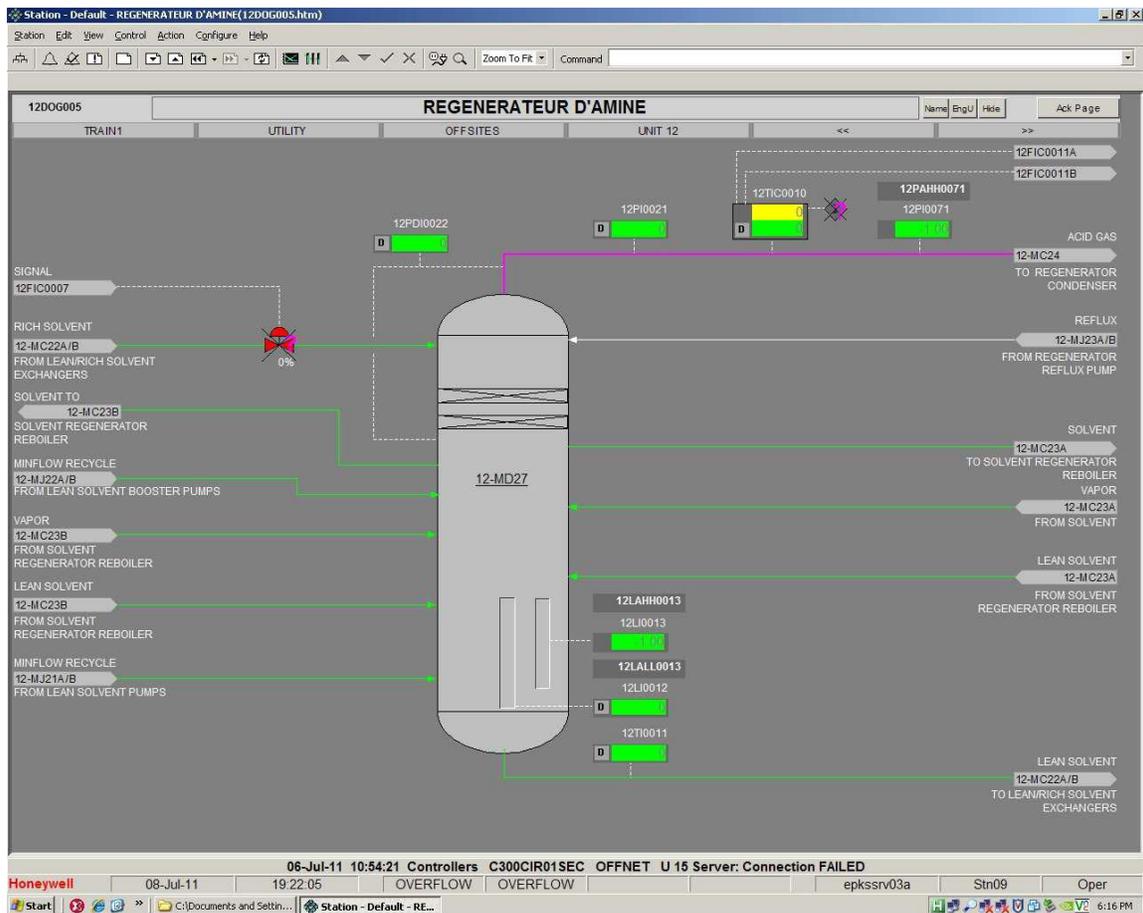


Figure III.4. Schéma de Régénération d'aMDEA Riche [8].

L'aMDEA riche entre dans la colonne par l'espace situé entre les deux sections. Le liquide régénéré est recueilli sur le plateau de la cheminée situé sous le lit de garnissage le plus bas d'où il sera refoulé vers les rebouilleurs. C'est là que la chaleur nécessaire à la régénération est fournie.

Les Rebouilleurs sont au nombre de deux et disposent d'une capacité de 50% chacun. Ils sont de type à baquet (12-MC23 A/B) et disposés de façon symétrique.

Le but des Rebouilleurs est de fournir la chaleur sensible, la chaleur latente ainsi que la chaleur de réactions requises pour réaliser la régénération du solvant d'amine.

La chaleur pour les Rebouilleurs du Régénérateur d'Amine est fournie par l'huile chaude provenant de l'Unité 18 à 160 °C.

III.3.2.5. Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine

Le courant de gaz de tête de la colonne quitte le régénérateur à 94 °C et à 0,6 barg. Il traverse le Condenseur du Régénérateur (12-MC24). Il s'agit d'un aéroréfrigérant qui abaisse la température de l'off-gaz à 50 °C en condensant la majeure partie de l'eau contenue dans les gaz de tête.

Le débit biphasé entre dans le Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine (12-MD29) où le condensat et le gaz sont séparés.

Le gaz acide séparé quitte le ballon de reflux et s'écoule vers le Ballon de l'Off-Gaz (12- MD31). Il est ensuite acheminé vers l'Ensemble de l'Incinérateur de Gaz Acide (12-ML22) afin d'être brûlé complètement.

Le liquide condensé recueilli au fond du Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine est en grande partie constitué d'eau. Dans tous les cas, un pot d'écumage est prévu pour recueillir l'huile séparée, s'il y a lieu. Une ligne de refoulement actionnée manuellement du pot vers le système de drainage du solvant permet le refoulement de l'huile écumée depuis le pot.

L'eau séparée récupérée est extraite du fond du ballon de reflux et retourne à la section du plateau du Régénérateur d'Amine sous forme de reflux à travers les Pompes de Reflux du Régénérateur (12-MJ23 A/B, une en fonction et une en réserve).

Le reflux provenant des Pompes de Reflux entre dans le Régénérateur d'Amine audessus du premier plateau.

Les Pompes de Drainage d'Eau Acide (12-MJ29-A/B) renvoient les liquides séparés dans le Ballon de l'Off-gaz vers le Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine (12-MD29) sous contrôle de niveau tout ou rien.

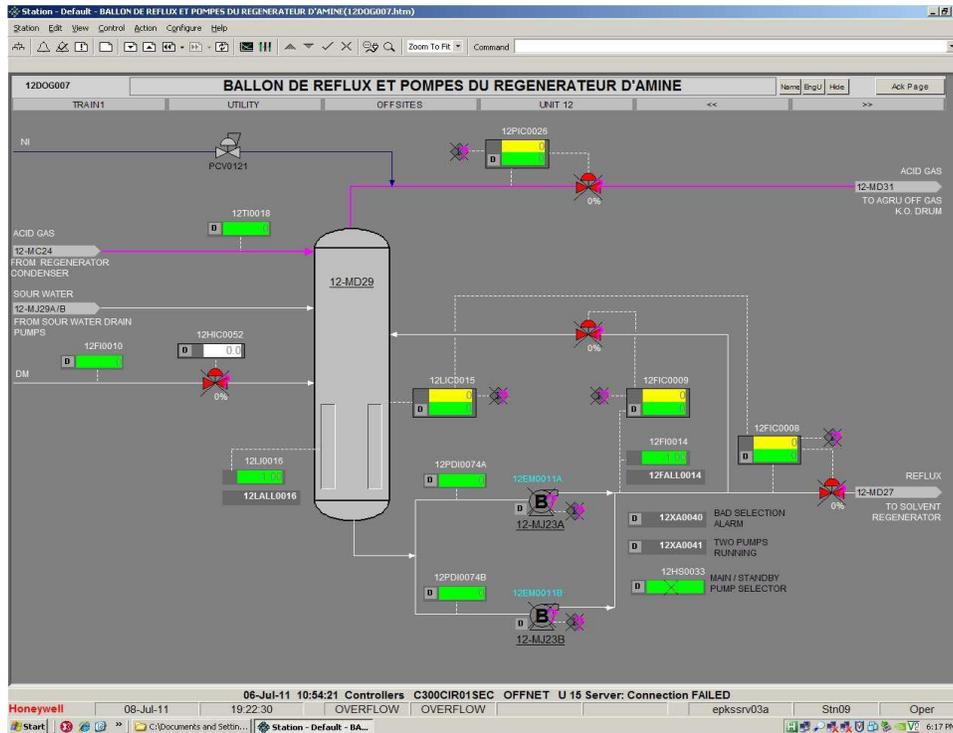


Figure III.5. Schéma de Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine [8].

III. 3.2.6. Circuit d'Amine Pauvre

L'amine pauvre quitte le régénérateur. Elle est envoyée vers l'Echangeur d'Amine (aMDEA) Pauvre/Riche (12-MC22 A/B) où elle est refroidie de 118°C à 47°C. En aval de l'échangeur de chaleur, une connexion pour l'injection d'agent anti-mousse est prévue afin de réduire au minimum la formation de mousse dans l'absorbeur.

Après le refroidissement, l'amine pauvre est pompée par les Pompes Booster d'Amine Pauvre 12-MJ22 A/B (une fonction et une en réserve) à une pression de 6,7 barg afin d'atteindre le Refroidisseur d'Amine Pauvre (12-MC21), où l'amine Pauvre sera refroidie de nouveau jusqu'à atteindre la température satisfaisante pour alimenter l'Absorbeur de Gaz CO₂ soit 45°C

(la température de l'amine pauvre est supérieure de 10°C à la température du gaz d'alimentation de façon à éviter toute condensation des hydrocarbures).

Le Refroidisseur d'Amine Pauvre peut être totalement évité par by-pass dans le cas où la solution d'amine pauvre quitte l'Echangeur d'Amine (aMDEA) Pauvre/Riche à la température souhaitée.

Après le refroidissement, une partie de l'aMDEA pauvre (18% du débit total) est filtrée par le Pré-filtre à Cartouches d'Amine Pauvre (12-MD23), le Filtre à Charbon Actif (12- MD24) et le Post-filtre à Cartouches d'Amine Pauvre (12-MD25).

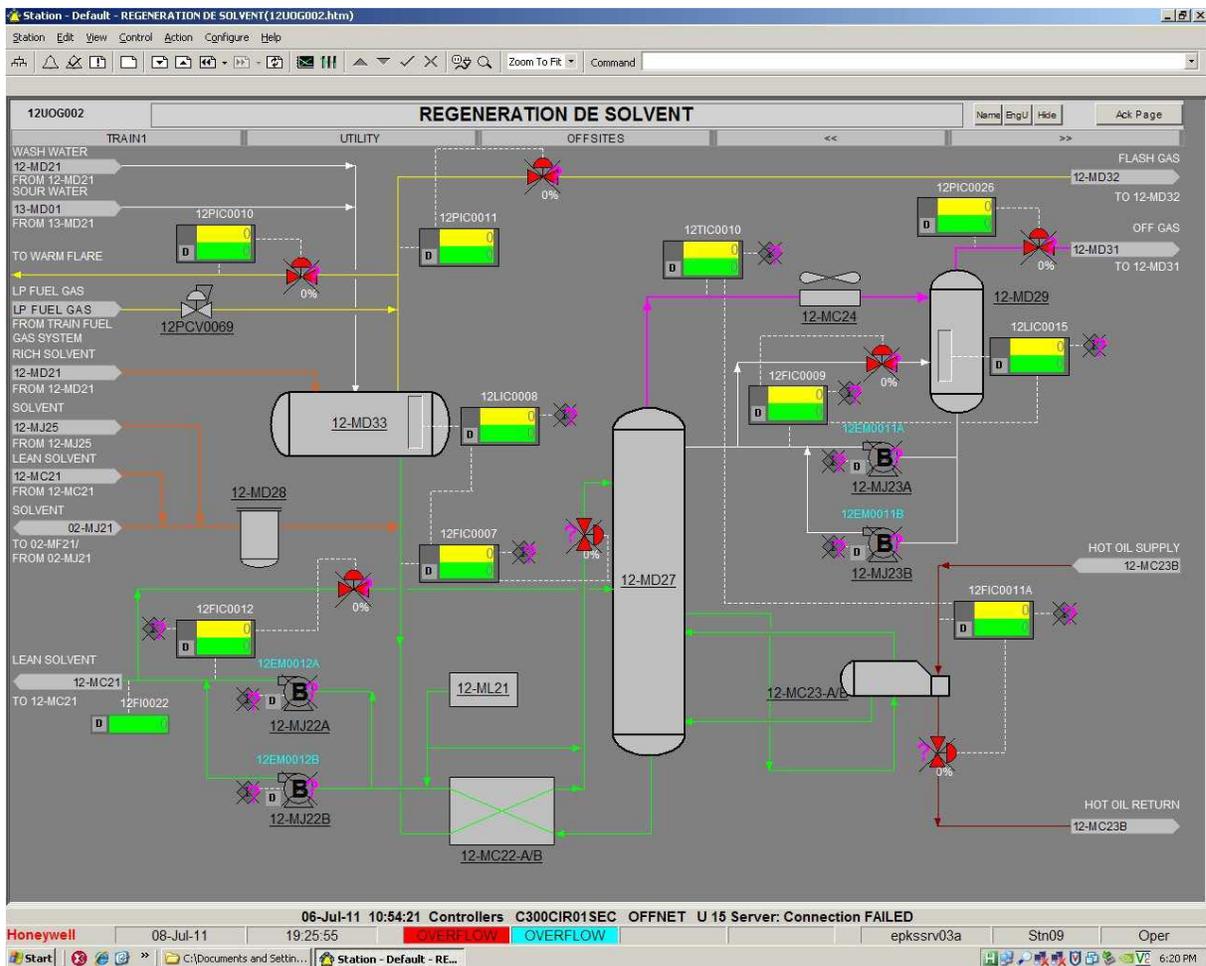


Figure III.6. Schéma de régénération et le Circuit d'Amine Pauvre [8].

Le filtrage continu est réalisé dans le but d'éviter toute accumulation d'hydrocarbures plus lourds et de produits de dégradation d'amine, qui sont les premières causes de formation de mousse à l'intérieur de l'Absorbeur de Gaz CO₂ et du Régénérateur d'Amine.

L'objectif de la séquence de filtrage, c-à-d les filtres mécaniques en amont et en aval du filtre à charbon, est d'éviter l'obturation du filtre à charbon par des solides et d'éviter que les particules de charbon ne soient éliminées du lit de charbon par lavage et évacuées dans le circuit de solvant.

Le système de filtrage de la solution est installé en aval du Refroidisseur d'Amine Pauvre car l'adsorption de contaminants est plus efficace à une température inférieure.

En cas d'augmentation de la perte de charge, la section de filtrage peut être partiellement ou totalement évitée par by-pass.

Le Filtre à Charbon Actif ne peut être en ligne si les deux filtres à cartouches ne sont pas en fonction.

Après avoir été filtrée, l'amine est mélangée de nouveau avec le courant principal d'Amine Pauvre à l'aspiration des Pompes du Solvant Pauvre 12-MJ21 A/B (une en fonction et une en réserve).

Les Pompes du Solvant Pauvre (12-MJ21-A/B) augmentent enfin la pression de la solution d'aMDEA à une valeur adéquate pour l'absorption de CO₂, soit environ 74 bar, et renvoient le solvant vers l'Absorbeur.

III.3.2.7. Système d'Injection Anti-mousse

Les causes de la formation de mousse sont les impuretés du système.

Les composants typiques qui sont à l'origine de la formation de mousse sont :

- L'huile, la graisse, par ex. un garnissage de colonne ou des récipients qui n'ont pas bénéficié d'un nettoyage satisfaisant.
- Les hydrocarbures lourds ou les acides organiques à longue chaîne qui entrent avec le gaz d'alimentation.
- La présence de contaminants dans l'eau d'appoint.

Un Système d'Injection Anti-Mousse (12-ML21) est prévu de façon à fournir la concentration d'agent anti-mousse requise dans le but d'éviter la formation de mousse dans l'Absorbeur et dans le Régénérateur.

Le système d'injection anti-mousse est composé de :

- Un ballon de Dosage Anti-mousse 12-ML21-MD01,
- Un Mélangeur du Ballon de Dosage Anti-mousse 12-ML21-MU01
- Deux pompes de Dosage Anti-mousse 12-ML21-MJ01-A/B (une en fonction et une de secours).
- Un pot de calibration est prévu sur l'aspiration commune des pompes de dosage (CH12701)
- Une bouteille anti-pulsatoire est prévue sur chaque ligne de refoulement.

Le système permet le stockage et l'injection de l'agent anti-mousse dans l'amine en circulation.

L'injection peut être réalisée par deux points d'injection :

- La ligne d'aspiration des Pompes Booster d'Amine Pauvre (CH-12003)
- La ligne de sortie des Echangeurs d'Amine Pauvre/Riche (CH-12001) du côté de l'amine riche.

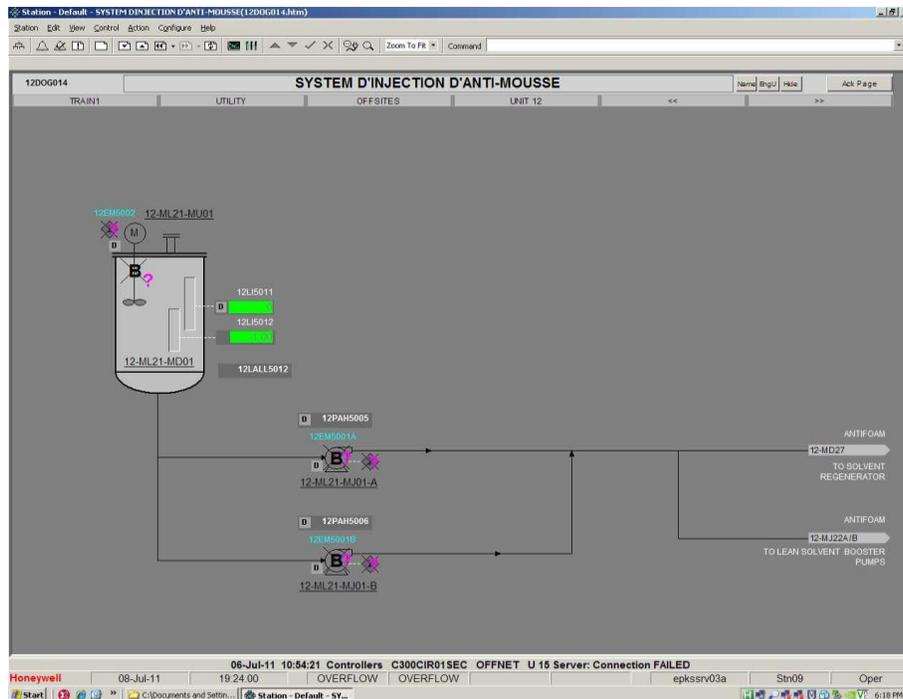


Figure III.7. Schéma de Système d'Injection Anti-mousse [8].

Chapitre IV

Problématique

IV.1. Introduction de Problématique

IV.2. Présentation du logiciel Aspen Hysys

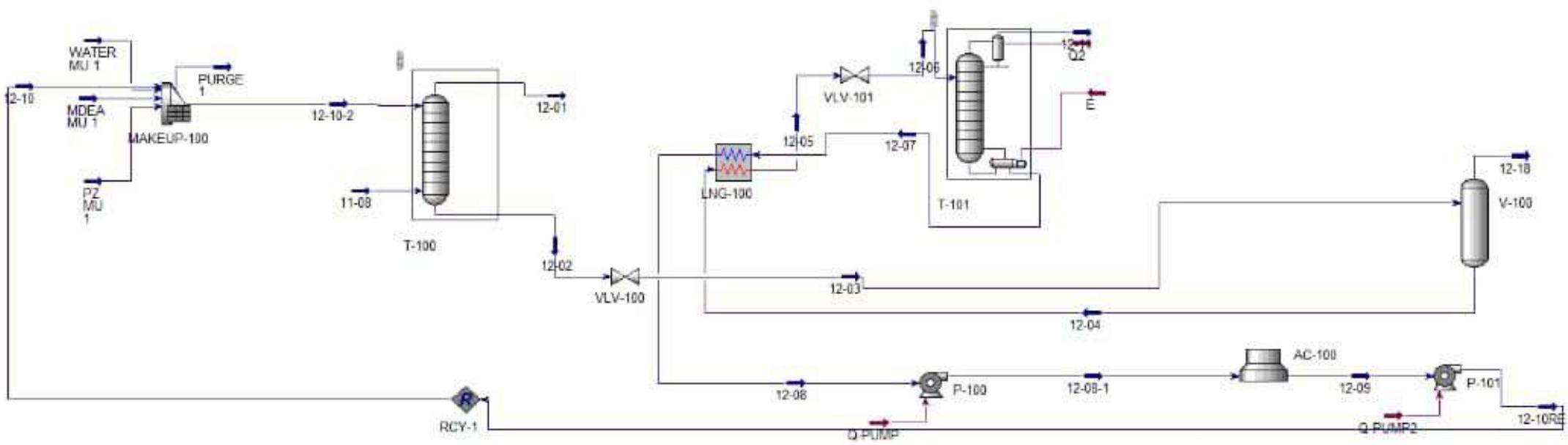
IV.3. Méthodologie de travail

IV.4. Choix et validation du modèle thermodynamique

IV.5. Comparaison entre les valeurs générées par simulation sur HYSYS et l'étude de conception initiale

IV.6. Comparaison avec un cas réel

IV.7. Etude des paramètres de fonctionnement de l'unité : Elimination des gaz acides



IV.1. Introduction de Problématique

Le choix du solvant (MDEA/pipérazine) a été retenu pour le complexe GL3/Z au détriment du solvant MEA, qui a atteint sa limite compte tenu des problèmes (corrosion/mousse) au niveau de GL1/Z et GL2/Z avec une teneur moyenne d'entrée de CO₂ de 2% et la teneur en gaz traitée est inférieure à 50 ppmv.

La composition du gaz et la teneur en CO₂ varient en fonction du gisement. Une optimisation est donc nécessaire pour évaluer la quantité de solvant injectée afin de maintenir un taux acceptable de 50 ppm de CO₂ à la sortie des gaz de l'absorbeur.

Il est essentiel de surveiller la section de décarbonatation en utilisant la simulation afin d'estimer les paramètres suivants :

- Température ;
- Débits du gaz ;
- La composition de la solution de la MDEA activée.

Il y a des différences entre les débits molaires du gaz et de la solution aMDEA, ainsi que la composition de celle-ci, ce qui nous amène à modifier les paramètres mentionnés précédemment et à dévaluer leur impact sur le comportement de la section afin d'optimiser le débit et la composition du solvant en conséquence du débit du gaz.

L'un des points les plus polluants du complexe GL3/Z est la section de décarbonatation. Elle est équipée d'un incinérateur pour éliminer les hydrocarbures entraînés dans le flux de gaz et de carburant, mais malheureusement cet incinérateur est en permanence à l'arrêt.

IV.2. Présentation du logiciel Aspen Hysys

Aspen Hysys est un logiciel de simulation de procédés largement utilisé dans l'industrie chimique, pétrochimique et des hydrocarbures. Il est conçu pour modéliser, simuler et optimiser une variété de processus industriels, allant de la production de pétrole et de gaz à la conception de procédés chimiques complexes.

Au cœur d'Aspen Hysys se trouve sa capacité à modéliser des processus complexes de manière détaillée. Il permet de créer des modèles virtuels représentant des installations industrielles réelles, en incluant des éléments tels que des réacteurs, des échangeurs de chaleur, des colonnes de distillation et d'autres équipements de procédé. Cette modélisation détaillée permet aux ingénieurs et aux chercheurs de simuler le comportement de ces processus dans des conditions variables, ce qui est essentiel pour comprendre et optimiser les performances des installations réelles [9].

IV.3. Méthodologie de travail

Afin de garantir la fiabilité du logiciel Aspen Hysys V11 et de vérifier la pertinence du choix du modèle thermodynamique, nous avons entamé notre simulation en validant le modèle thermodynamique choisi ainsi que le schéma de procédé. Afin d'y parvenir, nous avons d'abord simulé la partie de décarbonatation en utilisant les données fournies dans l'étude de conception initiale. Il convient de souligner que dans cette étude, la quantité de gaz naturel à l'entrée de la section de décarbonatation contient la plus grande quantité de CO₂ qui pourrait être traitée par l'usine.

Une deuxième étape a utilisé les données fournies par le DCS lors de la réelle marche du méga train comme référence pour la comparaison. Grâce à l'accomplissement de ces deux étapes, nous pourrions évaluer la validité de nos choix (modèle thermodynamique et schéma de procédé) et commencer à évaluer le comportement de la section afin d'améliorer les valeurs de fonctionnement. La aMDEA sera en premier lieu examinée afin de garantir que les objectifs de l'opération de décarbonatation sont atteints et que la concentration de gaz acide dans le gaz traité est inférieure aux valeurs définies.

IV.4. Choix et validation du modèle thermodynamique

De manière cohérente, la simulation représente toutes les parties de l'unité d'élimination des gaz acides. Il s'agissait de reproduire le comportement de l'unité.

Les dimensions des colonnes de séparation sont illustrées et leurs caractéristiques ont été déterminées en se basant sur les données de dimensionnement des fabricants. Il est nécessaire de manipuler des variables pour ajuster un paramètre dans certaines opérations unitaires afin d'atteindre un objectif spécifique.

Après avoir réalisé plusieurs simulations, il est évident que le modèle le plus adapté pour le processus de simulation est le modèle ACID GAS, qui a été spécialement conçu pour la modélisation de procédés d'adoucissement des gaz en utilisant la MDEA et la pipérazine.

Les résultats des calculs générés par le logiciel Aspen Hysys seront comparés à ceux fournis par l'étude de conception initiale (design) lors de cette validation. Il sera procédé à une deuxième comparaison qui impliquera une vérification avec les données DCS. Nous avons effectué cette vérification en prenant en compte une solution aqueuse de (MDEA/ PZ) et une concentration de CO₂ de 2% dans le gaz à traiter.

Tableau IV.1. Caractéristiques du GN à l'entrée de la section décarbonatation (cas design).

Composition (% molaire)	GN Riche en CO ₂	aMDEA Pauvre en CO ₂
Helium	0.07	0.00
Nitrogen	1.18	0.00
Methane	84.20	0.00
Ethane	10.19	0.00
Propane	2.00	0.00
i-Butane	0.14	0.00
n-Butane	0.19	0.00
i-Pentane	0.02	0.00
n-Pentane	0.01	0.00
n-Hexane	0.00	0.00
CO ₂	2.00	0.31
aMDEAmine	0.00	10.21
H ₂ O	0.01	89.48
Débits molaires (kmol/h)	43761.4	14973.5
Température (°c)	35.19	45
Pression (bar)	66.50	74

IV.5. Comparaison entre les valeurs générées par simulation sur HYSYS et l'étude de conception initiale

Les simulations effectuées en utilisant les données fournies par le constructeur dans le cas opératoire BASE C à une température de 21°C.

Les tableaux présentent les résultats obtenus au niveau de l'unité de décarbonation.

Tableau IV.2 Paramètres de sortie de la colonne d'absorption.

	GN traité			aMDEA riche		
	<i>Design</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>	<i>Design</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>
Fraction Vap	0.999	1	0.10	0,000	0.000	0.00
Débit mol [kmol/h]	43065.2	42990	0.17	15946,3	15640	1.92
Débit mass [kg/h]	791000	790000	0.12	455247	451400	0.84
Température[C]	61.00	57.13	6.34	37,71	37.99	0.73
Pression [bar]	66.00	66.00	0.00	66,50	66.50	0.00
	Fraction molaire					
He	0,0007	0.0007	0.00	0,0000	0,0000	0.00
N2	0,0120	0.0120	0.00	0,0000	0,0000	0.00
C1	0,8553	0.8565	0.14	0,0009	0,0014	35.71
C2	0,1035	0.1036	0.09	0,0002	0.0002	0.00
C3	0,0203	0.0203	0.00	0,0000	0,0000	0.00
i-C4	0,0014	0.0014	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C4	0,0019	0.0019	0.00	0,0000	0,0000	0.00
i-C5	0,0002	0.0002	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C5	0,0001	0.0001	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C6	0.0001	0.0001	0.00	0,0000	0,0000	0.00
CO₂	0,000046	0.000046	0.00	0,057684	0.055800	3.26
aMDEA	0,000000	0.000000	0.00	0,095853	0.097100	1.28
H2O	0,004556	0.004020	11.76	0,845401	0.845300	0.01

L'aMDEA riche entre dans un ballon de détente avec une pression de 6.5 bar donc on a une détente de 60 bar via une vane de détente avant le ballon (12MD33).

Tableau IV.3. Paramètres de sortie de ballon de détente du solvant riche.

	Gaz Flash			aMDEA riche		
	<i>Design</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>	<i>Design</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>
Fraction Vap	1	1	0.00	0,000	0.000	0.00
Débit mol [kmol/h]	17.7	18.36	3.59	15928.6	15610	2.00
Débit mass [kg/h]	369	372	0.80	454879	450800	0.89
Température[C]	37.66	38.13	1.23	37,66	38.78	2.88
Pression [bar]	6.50	6.50	0.00	6,50	6.50	0.00
	Fraction molaire					
He	0,0000	0,0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
N2	0,0035	0,0040	12.50	0,0000	0,0000	0.00
C1	0,7516	0,7502	0.18	0,0000	0,0000	0.00
C2	0,1366	0,1357	0.65	0,0000	0,0000	0.00
C3	0,0277	0,0250	9.74	0,0000	0,0000	0.00
i-C4	0,0021	0,0021	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C4	0,0028	0,0027	3.57	0,0000	0,0000	0.00
i-C5	0,0003	0,0005	40.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C5	0,0002	0,0002	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C6	0,0000	0,0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
CO2	0,065480	0,0655	0.03	0,057675	0,0557	3.42
aMDEA	0,000000	0,0000	0.00	0,095959	0,0974	1.47
H2O	0,009645	0,0182	47.00	0,846328	0,8468	0.05

La quantité d'aMDEA riche refoulée depuis le ballon de détente est transmise à l'Echangeur d'Amine (aMDEA) Pauvre/Riche. Ensuite, cette quantité subit une seconde détente d'environ 1,6 bars par le biais de la vanne de détente (12FV07), puis entre dans le Régénérateur d'Amine à une température de 87°C. Les résultats obtenus au niveau du régénérateur sont présentés dans le tableau IV.4

Tableau IV.4. Paramètres du Ballon de Reflux du Régénérateur d'Amine.

	Produit tête régénérateur			aMDEA Pauvre		
	<i>Design</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>	<i>Design</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>
Fraction Vap	1	1	0.00	0,000	0.000	0.00
Débit mol [kmol/h]	1596.5	1574	1.40	14973.5	13950	6.83
Débit mass [kg/h]	51435	50900	1.04	415000	400000	3.61
Température[C]	93.97	90.43	3.76	117.91	117.2	0.60
Pression [bar]	1.60	1.60	0.00	1.70	1.70	0.00
	Fraction molaire					
He	0,0000	0,0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
N2	0,0000	0,0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
C1	0.0002	0.0006	66.66	0,0000	0,0000	0.00
C2	0,0001	0.0001	0.00	0,0000	0.0000	0.00
C3	0,0000	0.0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
i-C4	0,0000	0.0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C4	0,0000	0.0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
i-C5	0,0000	0.0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C5	0,0000	0.0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
n-C6	0.0000	0.0000	0.00	0,0000	0,0000	0.00
CO2	0,546217	0.5505	0.77	0,003115	0.00305	2.08
aMDEA	0,000000	0.0000	0.00	0,102080	0.10795	5.43
H2O	0,453414	0.4481	0.53	0,894805	0.88900	0.64

Les tableaux (IV.1, IV.2, IV.3 et IV.4) indiquent que les valeurs générées par le simulateur sont en accord avec les valeurs fournies par le constructeur, à l'exception de quelques réserves. Cela s'explique par :

- Les équations utilisées par le simulateur pour calculer les paramètres physiques et chimiques des composants et des équipements sont complexes et variées.
- Le processus d'élimination des gaz acides est complexe.

IV.6. Comparaison avec un cas réel

Dans cette phase, notre objectif est de modéliser fidèlement le fonctionnement de l'unité d'élimination des gaz acides en utilisant les paramètres fournis par le système de contrôle distribué (DCS) comme entrées pour notre simulateur. Les données essentielles, telles que les caractéristiques du gaz à l'entrée de la section de décarbonatation et les principaux paramètres opérationnels, sont répertoriées dans les tableaux suivants.

Tableau IV.5. Composition molaire du GN d'entrée de la colonne d'absorption.

He	N ₂	C ₁	C ₂	C ₃	i-C ₄	n-C ₄	i-C ₅	n-C ₅	C ₆₊	CO ₂	aMDEA	H ₂ O
0.05	1.23	86.635	9.095	1.16	0.085	0.06	0	0	0	1.68	0	0.005

Tableau IV.6. Paramètres opératoires d'entrée de l'Absorbeur.

	GN		aMDEA Pauvre	
	DCS	Hysys	DCS	Hysys
Température [C]	34.80	34.80	44.51	44.51
Pressure [Bar]	66.30	66.30	66.00	66.00
Débit mol [kmol/h]	38229.74	38234.81	15533	15527.94
Débit mass [kg/h]	700313	700313	421239	421239

Après l'intégration des données réelles provenant du système de contrôle distribué (DCS) dans notre simulateur, nous avons remarqué quelques fluctuations mineures dans les données générées par Hysys.

Malgré le caractère limité des données fournies par le DCS, les valeurs simulées ainsi que les erreurs relatives observées au niveau de la colonne d'absorption et du régénérateur sont consignées dans les tableaux IV.7, IV.8 et IV.9 ci-dessous.

Tableau IV.7. Paramètres de sortie de la colonne d'absorption.

	GN traite			aMDEA Riche		
	DCS	Hysys	Erreur %	DCS	Hysys	Erreur %
Température [C]	58.84	56.04	4.76	33.37	39.44	18.55
Pressure [Bar]	66.01	66.01	0.00	66.51	66.51	0.00
Débit mol [kmol/h]	37731.1	37736.8	0.02	17110.19	17105.26	0.03
Débit mass [kg/h]	674568.32	674645.4	0.01	460917.45	467419.88	1.41

Tableau IV.8. Paramètres de fonctionnement d'entrée du régénérateur.

	aMDEA Riche		
	<i>DCS</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>
Température [C]	89.38	88.53	0.95
Pressure [Bar]	1.60	1.60	0.00
Débit mol [kmol/h]	17774.01	17934.79	0.90
Débit mass [kg/h]	472882.84	482325.1	2.00

Tableau IV.9. Paramètres de sortie de la colonne de régénération.

	Produit tête régénérateur			aMDEA Pauvre		
	<i>DCS</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>	<i>DCS</i>	<i>Hysys</i>	<i>Erreur %</i>
Température [C]	99.13	98.04	1.10	116.61	116.5	0.09
Pressure [Bar]	1.56	1.56	0.00	1.66	1.66	0.00
Débit mol [kmol/h]	1047.48	1442.82	37.74	17673.89	17439.33	1.33
Débit mass [kg/h]	34392.03	42595.45	23.85	455558.77	456796.61	0.27

Les résultats des simulations effectuées pour les deux scénarios de fonctionnement, à savoir BASE C à 21 °C et le cas réel, ont globalement répondu aux spécifications de l'unité d'élimination des gaz acides, ce qui nous a satisfait. Par conséquent, nous avons pu continuer notre étude et évaluer l'impact des paramètres opérationnels sur les performances de l'unité.

IV. 7. Etude des paramètres de fonctionnement de l'unité : Elimination des gaz acides

Cette section du travail vise à présenter les résultats des simulations de la section d'absorption des gaz acides présents dans le gaz naturel, en tenant compte de différentes compositions, concentrations, débits et températures du solvant.

Les compositions molaires du gaz naturel ainsi que les conditions de fonctionnement utilisées lors des simulations de la section d'absorption sont répertoriées dans les tableaux 1,2, et 3 de l'annexe III.

IV.7.1 Etude sur la section d'absorption

IV.7.1.1 Effet de la composition du solvant

La figure (IV.1) illustre comment la teneur en CO₂ dans le gaz naturel traité varie en fonction des différentes fractions massiques d'amine pour deux températures d'entrée distinctes du gaz naturel, selon les conditions opératoires de conception BASE C à 21 °C et 38 °C. Ces simulations sont basées sur une composition molaire de 89% de MDEA, 11% de PZ dans le solvant amine, et une concentration de 0,31% mol de CO₂ dans la solution pauvre.

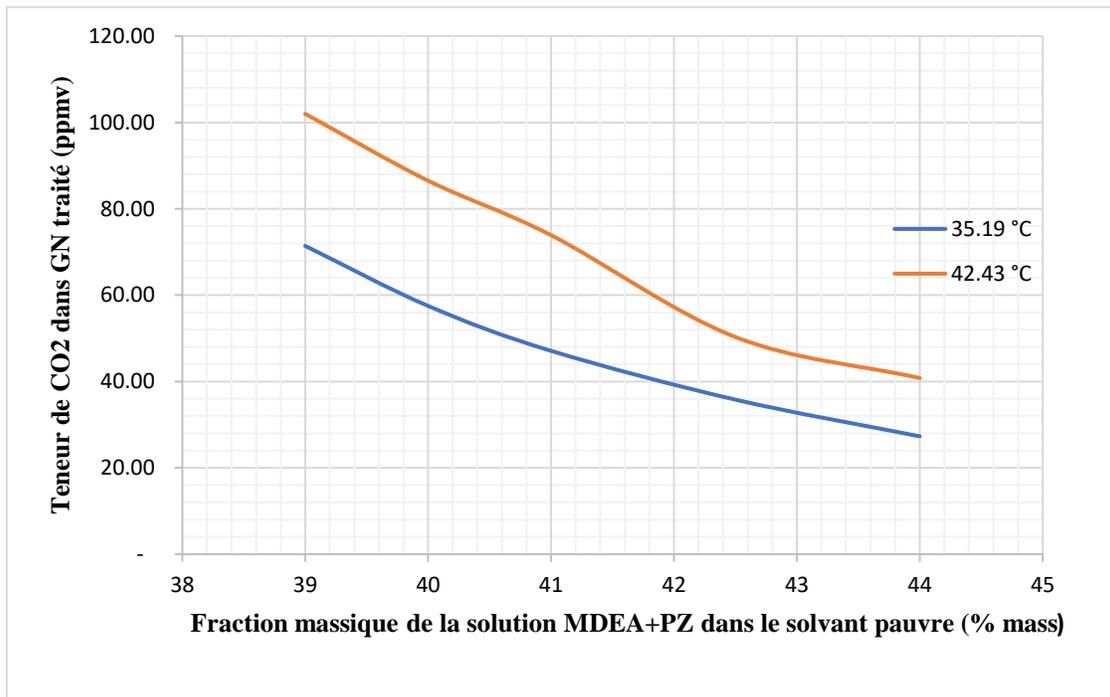


Figure IV.1. Présente l'influence de la concentration du solvant sur la concentration de CO₂ dans le gaz naturel traité, pour deux températures différentes du GN.

Dans la figure (IV.1), on observe une diminution de la concentration en CO₂ dans le gaz pauvre à mesure que la fraction massique d'amine dans le solvant pauvre augmente. La spécification de la teneur en CO₂ de 50 ppmv est respectée lorsque la fraction massique d'amine dépasse 42.5 % pour les conditions opératoires de base à des températures de 21°C et 38°C. De plus, il est noté que le traitement efficace du gaz naturel est favorisé par une température d'entrée du gaz froid appropriée.

IV.7.1.2 Effet de la composition d'amine

La figure (IV.2) illustre l'évolution de la concentration en CO₂ dans le gaz traité en fonction des débits variés de la solution amine pour différentes compositions (MDEA/PZ), tout en maintenant une fraction massique d'amine de 42,5 % et une concentration de 0,31 % en moles de CO₂ dans le solvant pauvre.

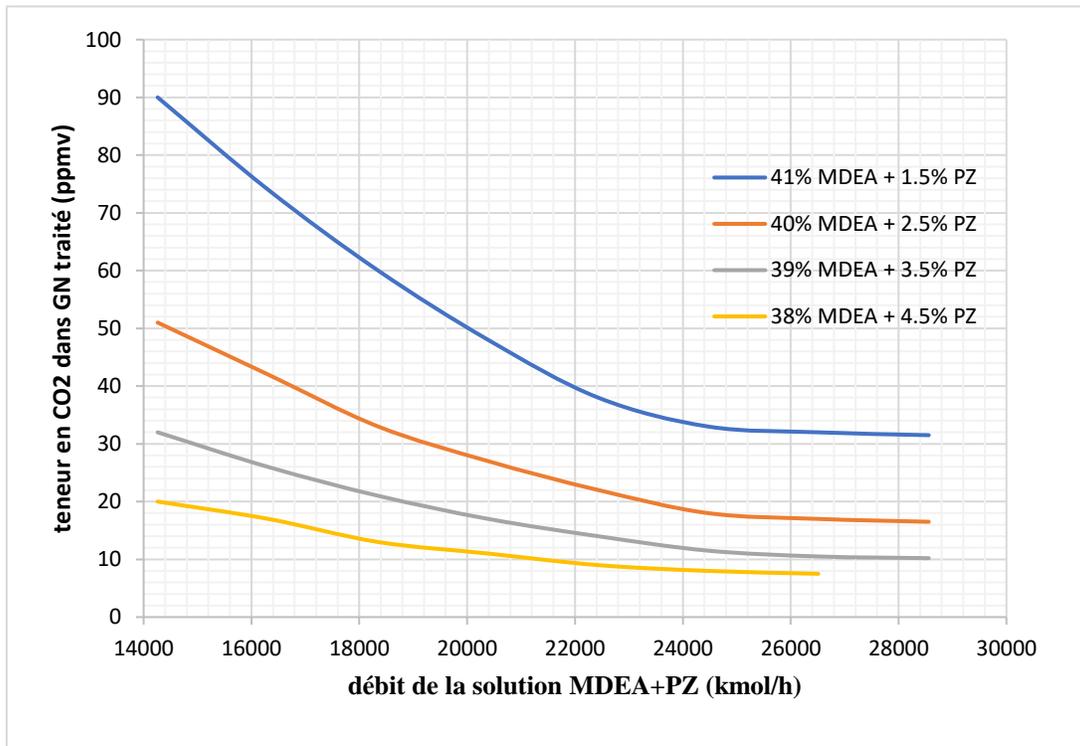


Figure IV.2 Présente l'impact du débit de la solution amine sur la concentration de CO₂ dans le GN traité, en tenant compte de différentes compositions d'amine.

L'observation de figure (IV.2) révèle une diminution de la concentration en CO₂ en fonction du débit de la solution MDEA+PZ pour les différentes compositions, en particulier pour celle avec une fraction massique de 41 % MDEA + 1,5 % PZ. Cette tendance est suivie d'une stabilisation lorsque le débit atteint 25000 kmol/h. De plus, il est noté que la spécification de la teneur en CO₂ de 50 ppmv est respectée lorsque la fraction massique de la PZ dépasse 2,5 %, même à des débits d'amine faibles.

À partir de cette figure, la composition optimale retenue pour un traitement efficace correspond à une concentration de 40 % en MDEA et de 2,5 % en PZ.

IV.7.1.3 Effet de la composition du GN

La figure suivante illustre la variation de la concentration en CO₂ dans le gaz traité en fonction des différentes fractions massiques d'amine pour trois compositions molaires différentes du gaz naturel, avec un rapport MDEA/PZ de 13,33 et une concentration de 0,31 % en moles de CO₂ dans le solvant pauvre.

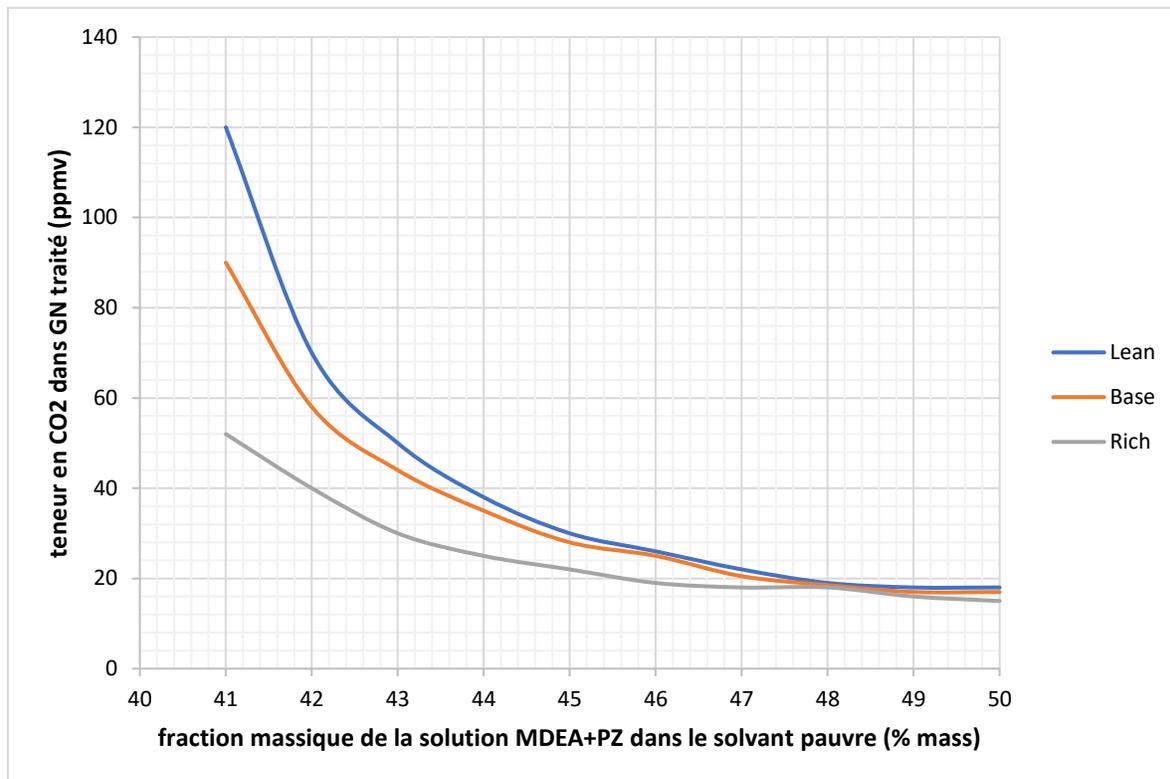


Figure IV.3 représente l'influence de la composition du GN sur la concentration de CO₂ dans GN traité.

D'après la Figure IV.3, on observe une diminution de la concentration en CO₂ avec l'augmentation de la fraction massique d'amine dans le solvant pauvre. La spécification de la teneur en CO₂ de 50 ppmv est atteinte lorsque la fraction massique d'amine est supérieure à 43 % pour les trois types de gaz naturel étudiés.

IV.7.1.4 Effet du débit de solvant

La figure (IV.4) illustre l'évolution de la concentration en CO₂ dans le gaz naturel traité en fonction des différents débits d'amine pour deux températures d'entrée distinctes du gaz naturel, conformément aux conditions opératoires de conception de base. Ces conditions comprennent une fraction massique d'amine de 42,5 % et une concentration de 0,31 % en moles de CO₂ dans le solvant pauvre.

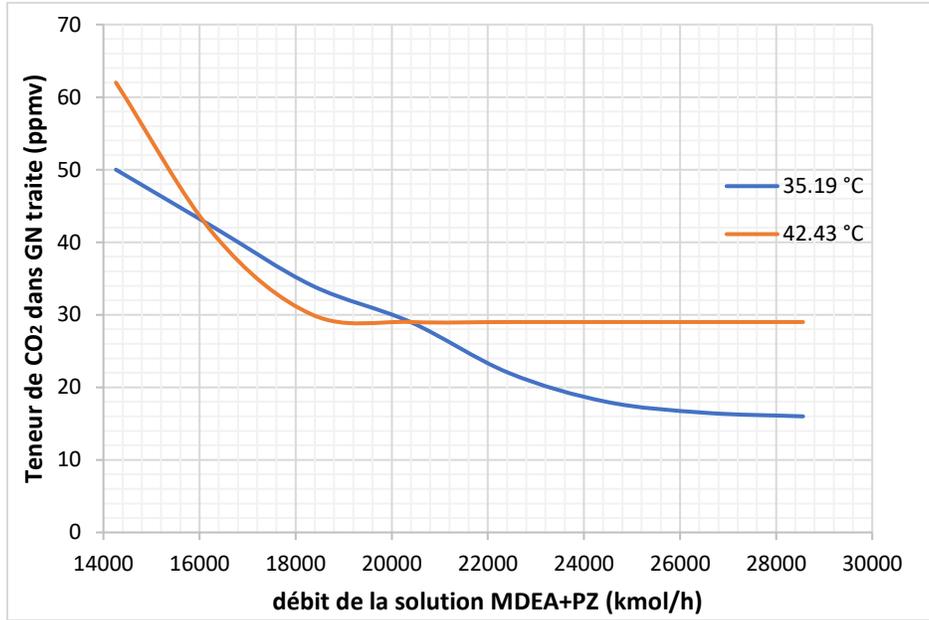


Figure IV.4 présente l'impact du débit de la solution MDEA+PZ sur la concentration de CO₂ dans le GN traité, pour deux températures différentes du gaz naturel.

Selon la Figure (IV.4), on observe une diminution rapide de la concentration en CO₂ dans le gaz pauvre pour une température d'entrée du gaz naturel de 42,43 °C par rapport à celle de 35,19 °C, en fonction du débit d'amine. Cette diminution est suivie d'une stabilité à une concentration en CO₂ de 29 ppmv pour la température d'entrée du gaz naturel de 42,43 °C et de 16 ppmv de CO₂ dans le gaz pauvre pour une température d'entrée de 35,19 °C. La spécification de la teneur en CO₂ de 50 ppmv est respectée pour une température d'entrée du gaz naturel de 35,19 °C avec un débit minimal de solution amine de 14260 kmol/h et un débit minimal de 15500 kmol/h pour une température d'entrée de 42,43 °C.

Ainsi, le débit optimal pour la saison d'hiver est de 14260 kmol/h, tandis qu'il augmente à 15280 kmol/h pendant la saison d'été.

IV.7.1.5 Effet de la Température du solvant

La Figure (IV.5) présente la variation de la concentration en CO₂ dans le gaz naturel traité en fonction des différentes températures du solvant pour deux températures d'entrée distinctes du gaz naturel, conformément aux conditions opératoires de conception BASE C à 21°C et 38°C. Ces conditions comprennent une fraction massique d'amine de 42,5 % et une concentration de 0,31 % en moles de CO₂ dans le solvant pauvre.

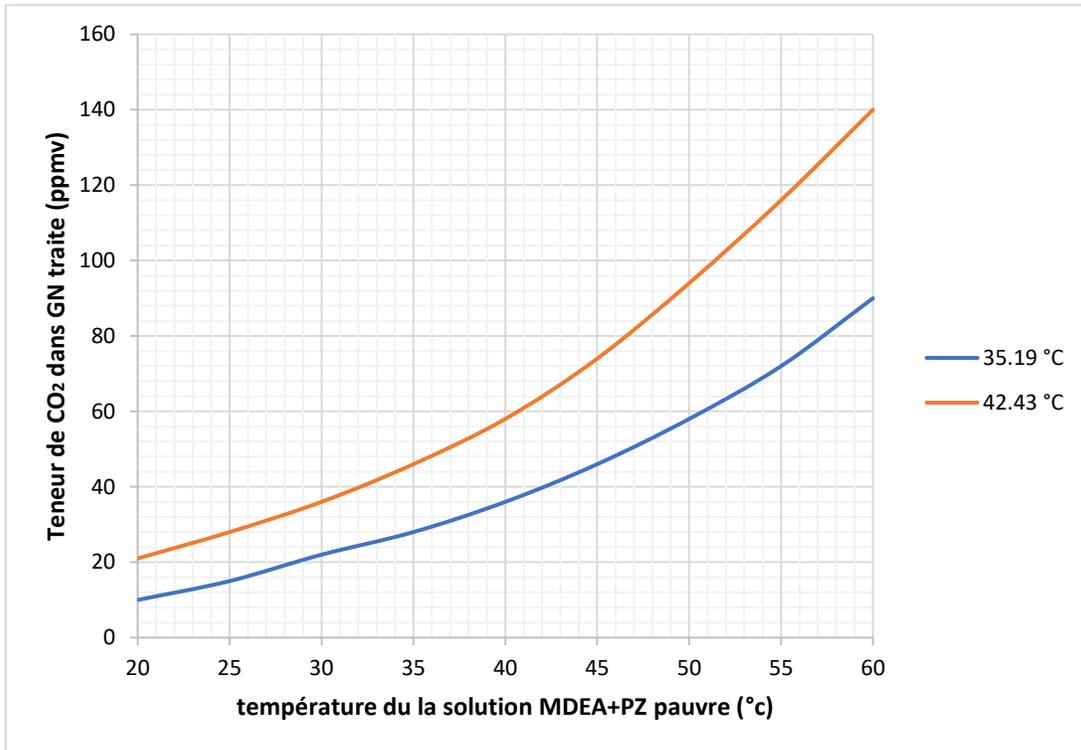


Figure IV.5. L'impact de la température du solvant sur la concentration de CO₂ dans le GN traité, pour deux températures différentes du GN.

Selon la Figure (IV.5), la concentration en CO₂ est directement proportionnelle à la température du solvant. La température optimale est de 37°C pour une température d'entrée du gaz naturel de 42,43 °C et de 46 °C pour une température d'entrée du gaz naturel de 35,19 °C, compte tenu de la température de régénération de 118 °C, afin de respecter la spécification de 50 ppmv de CO₂. En général, il est recommandé que la température du solvant soit inférieure à 37°C.

IV.7.2. Etude sur la section de régénération

IV.7.2.1 Effet de la composition d'amine

La Figure (IV.6) présente l'évolution de la puissance fournie au rebouilleur en fonction des débits variés de la solution amine pour deux compositions distinctes de MDEA+PZ. Ces compositions ont une fraction massique d'amine de 42,5 % et une concentration de 0,31 % en moles de CO₂ dans le solvant pauvre.

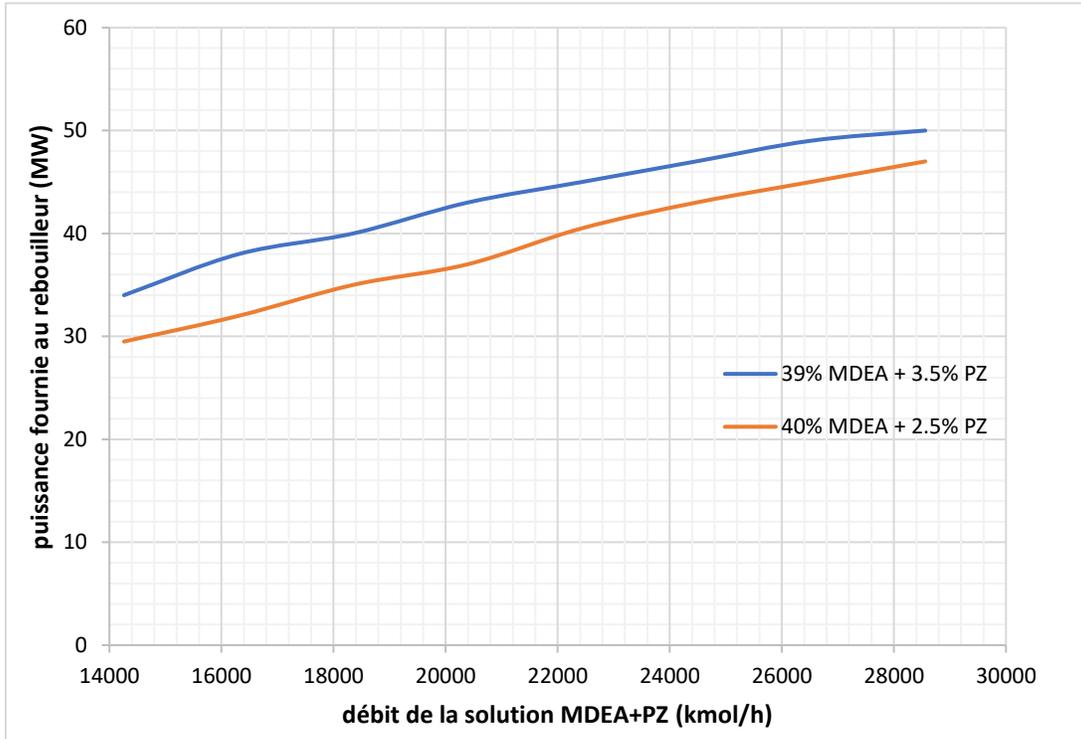


Figure IV.6. L'impact du débit de la solution amine sur la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur pour deux compositions d'amine différentes.

Dans la figure (IV.6), on constate que la consommation d'énergie augmente avec l'augmentation du débit de la solution amine. Par conséquent, le solvant avec une fraction massique de PZ plus élevée nécessite davantage d'énergie que le solvant moins concentré en PZ. Ainsi, la concentration optimale pour une consommation d'énergie efficace est de 40 % de MDEA et 2,5 % de PZ.

Conclusion Générale

Le présent travail se place dans la perspective de développement de procédés pour l'élimination des gaz acides continus dans le gaz naturel. L'étude du système MDEA activée /GN a été abordé dont l'objectif est d'appréhender le comportement de ce type de système afin de mieux le caractériser. Une étude a été effectuée par une simulation de la section de décarbonatation du complexe GL3/Z au moyen du logiciel ASPEN Hysys.

Les résultats des simulations effectuées nous montrent que :

La concentration du solvant optimale pour le cas opératoire basique correspondant aux températures 35.19°C et 42.43°C de GN d'entrée est de 42.5% massique avec une teneur en CO₂ dans le gaz pauvre inférieure à 38 et 50 ppmv.

La composition désirée pour une bonne consommation d'énergie est de à 40% MDEA et 2.5% pipérazine (PZ) pour un débit optimal de 1426 kmol/h ; correspondant au cas opératoire basique pour les deux différentes températures 35.19°C et 42.43°C.

Pour la composition du solvant de 42,5% retenu, la spécification de teneur en CO₂ de 50 ppmv est satisfaite contrairement pour le gaz léger (Lean), on doit redéfinir la composition optimale qui est de 43%.

La variation de la température du solvant pauvre dans le cas basique et aux températures de 35.19°C et 42.43°C indique une température optimale du solvant pauvre de 37°C tout en respectant la teneur spécifique de 50 ppmv de CO₂ à la sortie de l'absorbeur. En revanche une température élevée de la solution pauvre provoque baisse de la capacité d'absorption du CO₂.

Le solvant avec une fraction massique de PZ plus élevée nécessite d'avantage d'énergie que le solvant moins concentré en PZ. Ainsi, la concentration optimale pour une consommation d'énergie efficace est de 40 % de MDEA et 2,5 % de PZ.

Références Bibliographique

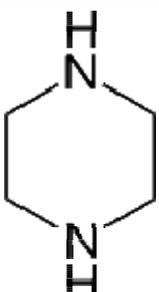
- [1]. Cours IAP, description du complexe GL3/Z.
- [2]. Manuel Opérateur Partie Générale projet GNL-3Z.
- [3]. BELOUFA.M. et MIRI.M. (Promotion : 2016-2017). Optimisation charge d'alimentation unité 17 nécessaire pour sa stabilisation et initiation du Cool-Down de MCHE, Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme de master, INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE, Ecole de Boumerdès.
- [4] Treybal, Robert E. "Mass Transfer Operations." McGraw-Hill Education, 3rd Edition, 1980.
- [5] Projet Unit << Génie des réactions Hétérogènes >> - GRCpoly.
- [6] Cours Opérations unitaires I université EL Oued.
- [7] Article scientifique d'entreprise G.U.N.T << Génie des procédés thermiques >>.
- [8] Manuel opératoire Volume 4 – Unité 12 (Elimination des Gaz Acides) GL3/Z.
- [9] *Smith, J. D. (2005). Aspen HYSYS: An Introduction to Chemical Engineering Simulation. Wiley.*

Annexe I

Tableau I.1. Propriétés de l'aMDEA

Propriétés physicochimiques d'aMDEA.	
Etat physique	Liquide
Couleur	incolore à jaune
Odeur	d'amîne
Point de fusion	<-10°C
Point d'ébullition	>100°C
Valeur du pH	11 à 12
Densité	1,04 - 1,05 g/cm ³ à20°C
Solubilité dans l'eau	miscible à (20 °C)
Caractéristiques	
Toxicité	aMDEA est un solvant biodégradable et non toxique (nocif pour le corps humain comme n'importe quelle aminé, mais non déclarée comme un poison).
Corrosion	aMDEA est beaucoup moins corrosif que les autres aminés ou carbonate de potassium. Il ne nécessite pas d'inhibiteurs de corrosion et toxiques il permet même, dans certains cas particuliers, l'utilisation de l'acier au carbone pour certaines pièces d'équipement.
Stabilité	aMDEA est un solvant très stable qui ne se décompose pas, tendance au moussage est donc réduit. Il annule la nécessité d'une unité de reprise. Les exigences de surveillance et d'analyse sont réduites au minimum.
Avantages	<ul style="list-style-type: none">• Ajustement des propriétés physiques et chimiques• Solubilité élevée des gaz acides• Peu corrosifs• Stabilité chimique et thermique• Faible pression de vapeur

Tableau I.2. Propriétés de la pipérazine

Pipérazine	
La Piperazine (PZ) est une molécule cyclique comportant deux groupements amine secondaire avec une cinétique réactionnelle élevée. Ce solvant peut être utilisé concentré (Freeman et al., 2010) mais avec le risque de cristallisation (composé solide à température ambiante) ou dilué comme activateur (Xu et al., 1992).	
 Structure de la pipérazine	
Identification	
Nom UICPA	Pipérazine
Synonymes	antirène 1,4-diazinane 1,4-diazacyclohexane hexahydropirazine
Apparence	cristaux hygroscopiques incolores ou flocons blancs, d'odeur âcre ¹ .
Propriétés chimiques	
Formule brute	C ₄ H ₁₀ N ₂
Masse molaire ²	86,1356 ± 0,0043 g/mol C 55,78 %, H 11,7 %, N 32,52 %,
Propriétés physiques	
T° fusion	106 °C
T° ébullition	146 °C
Solubilité	dans l'eau à 20 °C : 150 g·l ⁻¹
Masse volumique	1,1 g·cm ⁻³
T° d'auto-inflammation	320 °C
Point d'éclair	65 °C
Limites d'explosivité dans l'air	4-14 % vol
Pression de vapeur saturante	à 20 °C : 21 Pa

Annexe II

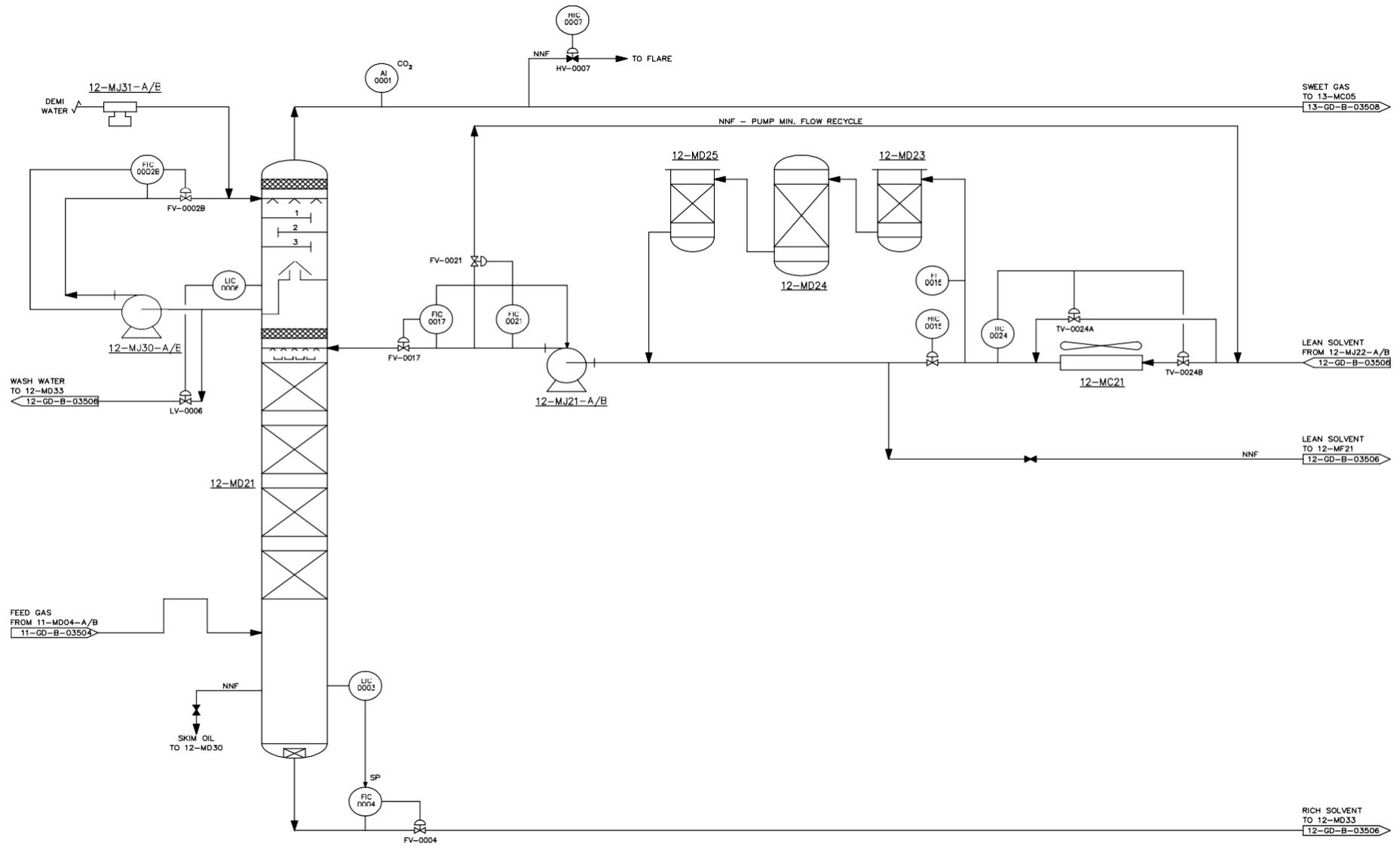


Figure II.1. Section absorption des gaz acides de GL3/Z

Annexe III

Tableau III.1. Composition molaire du GN à l'entrée de l'Absorbeur

	BASE	LEAN	RICH	Réel
He	0,07	0,1	0	0.00005
N ₂	1,18	5,53	0,2	1,23
C1	84,2	85,87	83,62	86,64
C2	10,19	6	12	9,1
C3	2	0,5	2,73	1,16
i-C4	0,14	0	0,3	0,09
nC4	0,19	0	0,51	0,06
i-C5	0,02	0	0,11	0
nC5	0,01	0	0,12	0
nC6	0	0	0,11	0
CO ₂	2	2	2	2
aMDEA	0	0	0	0
H ₂ O	0,005	0,005	0,005	0,005

Tableau III.2. Paramètres opératoires de l'Absorbeur, cas base

		GN	aMDEA Pauvre
Température	°C	35,19	45
Pression	kPa	6650	6623
Débit mol	kmol/h	43761,40	14973,50
Débit mass	kg/h	826257,74	421588,85

Tableau III.3. Paramètres opératoires de l'Absorbeur, données DCS

		GN	aMDEA Pauvre
Température	°C	34,80	44,51
Pression	kPa	6631	6600
Débit mol	kmol/h	38229,74	15533
Débit mass	kg/h	700313	421239