



وزارة التعليم العالي و البحث العلمي
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR 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 PROCÉDES



N° d'ordre : M2.... / GP/2022

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Thème

**Enquête technique et pratique sur le phénomène du
moussage des absorbeurs de CO₂ - section de
décarbonatation - GL2/Z.**

Présenté par :

- 1. ABDELLI Amina**
- 2. LAKHAL Salima**

Soutenu le 19/06/ 2022 devant le jury composé de :

Présidente :	DRIOUCH Aouatef	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BENALIOUA Bahia	MCB	Université de Mostaganem
Encadrant :	MEROUANI Djilali Redha	Pr	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2021/2022

Dédicaces

Je dédie ce travail, tout d'abord à mes parents qui m'ont soutenu et poussé à aller plus loin et à surmonter tous les obstacles.

A mes sœurs et mon frère.

A mes grands-parents, paix à leurs âmes.

A ceux, qui me sont chers.

Et une dédicace spéciale à mon père disparu trop tôt, qui nous manque énormément et qui serait très fier de moi.

Amina

Dédicaces

Je dédie ce travail

A mes chers parents.

A mes sœurs et mon frère.

A mes amis.

A tous mes proches.

Salima

Remerciements

Avant tout, nos remerciements infinis sont adressés à Dieu le tout puissant et miséricordieux de nous avoir donné la force et le courage de mener ce travail à terme

En premier lieu, nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à notre encadreur **Pr. MEROUANI Djilali Redha** qui nous a fait l'honneur de diriger avec beaucoup d'attention et de soin ce travail, pour sa disponibilité permanente, son aide et ses conseils précieux qu'il nous a prodigué tout au long de ce travail.

Nos remerciements vont également aux membres du jury **Dr. DRIOUCH Aouatef** et **Dr. BENALIOUA Bahia** pour avoir accepté d'examiner et d'évaluer ce travail.

Nous remercions la doctorante **MAAZOUZI Assia** pour son aide et ses conseils.

Nous remercions l'ensemble du personnel du départements DRH, du département technique en particulier, l'ingénieur **OUEL HADJ Saddek** ainsi qu'à tous les opérateurs au niveau de GL2/Z, de nous avoir permis de réaliser ce stage dans les meilleures conditions.

Enfin nos remerciements sont adressés à tous les enseignants du département de Génie des procédés, mais aussi à tous ceux qui ont, de près ou de loin, participé à la réalisation de ce modeste travail, et à tous nos collègues de notre promotion.

Liste des tableaux

Tableau I.1. Paramètre de l'absorbeur X31-E.....	07
Tableau I.2. Propriétés de la MEA.....	20
Tableau II.1. Analyse de la solution MEA mesuré.....	35
Tableau II.2. Influence de la température de la MEA sur le moussage.....	36
Tableau II.3. Composition molaire des hydrocarbures lourds (Gazoline).....	36
Tableau II.4. Variation du volume de mousse en présence de gazoline.....	37

Liste des figures

Figure I.1. Schéma générale du complexe GL2/Z.....	03
Figure I.2. Schéma synoptique d'un train de procédé.....	05
Figure I.3. Schéma explicative de l'absorbeur.....	08
Figure I.4. Absorbeur au niveau du GL2/Z.....	08
Figure I.5. Refroidisseur de MEA 232-C.....	10
Figure I.6. Les échangeurs de MEA 233-C.....	10
Figure I.7. Vaporisateur au niveau de GL2/Z.....	12
Figure I.8. Puisard de MEA.....	13
Figure I.9. Procédé de décarbonatation et de régénération de MEA riche.....	14
Figure I.10. Traitement typique des gaz par absorption physique.....	16
Figure I.11. Schéma d'une absorption chimique.....	17
Figure I.12. Formules structurales des alcanolamines utilisées dans le traitement des gaz.....	19
Figure I.13. Représentation de mono-éthanol-amine.....	19
Figure II.1. Photographie de vaporisateur.....	20
Figure II.2. Photographie de la contamination du puisard de MEA.....	30
Figure II.3. Photographie de la pompe d'osseuse d'antimousse.....	30
Figure II.4. Dosage calorimétrique des taux de CO ₂ et de MEA dans la solution absorbé.....	32
Figure II.5. Appareil de mesure de taux de moussage.....	33
Figure II.6. La variation du moussage en fonction de la concentration d'antimousse.....	37

Sommaire

Introduction générale	01
------------------------------------	----

Chapitre I : Partie Bibliographique

Description générale du complexe GL2/Z

Introduction	02
I.1. Caractéristique du complexe GL2/Z.....	02
I.2. L'objectif du complexe GL2/Z.....	02
I.3. Description et fonctionnement du complexe GL2/Z.....	02
I.3.1. Les zones du complexe.....	04
I.3.1.1. Zone utilités.....	04
I.3.1.2. Zone de procès.....	04
I.3.1.3. Zone de stockage et chargement.....	05

Description détaillé du procédé de décarbonatation

Introduction.....	06
I.1. Description de la section de décarbonatation.....	06
I.1.1. Circuit gaz naturel.....	06
I.1.2. Ballon séparateur du gaz d'alimentation X31-F.....	06
I.1.3. Réchauffeur du gaz d'alimentation X31-C.....	07
I.1.4. L'absorbeur X31-E.....	07
I.1.2. Circuit MEA.....	07
I.1.2.1. L'absorbeur X31-E.....	07
I.1.2.2. Ballon séparateur X37-F.....	08
I.1.2.3. Régénérateur de MEA X32-E.....	08
I.1.2.3.1. Protection de régénérateur de MEA X34-C.....	10
I.1.2.4. Rebouilleur du régénérateur X34-C.....	10
I.1.2.5. Filtration de MEA.....	10
I.1.2.5.1. Filtration de MEA pauvre.....	10
I.1.2.5.2. Filtration de MEA riche.....	10
I.1.2.6. Vaporisateur X36-C.....	11
I.1.2.7. Système de stockage et puisard de MEA.....	12
I.1.2.8. Système d'injection anti-mousse.....	13

Absorption et choix d'absorbât

Introduction.....	15
I.1. Les différents types d'absorption.....	15

Sommaire

I.1.1. Absorption physique.....	15
I.1.2. Absorption chimique.....	16
I.1.3. Absorption hybride.....	17
I.2. Les alcanolamines.....	17
I.3. Sélection du solvant adapté au GNL.....	18
I.3.1. Choix de la solution MEA.....	19
I.3.2. Propriétés physico-chimiques de la solution MEA.....	20
I.3.3. Toxicologie.....	21
I.3.4. Propriété chimique	21
I.3.5. Mécanisme d'interaction entre le CO ₂ et la MEA.....	21
Référence bibliographique.....	22
Chapitre II : Partie pratique	
Problématique-Enquête technique	
Introduction.....	23
II.1. Corrosion.....	23
II.1.1. Impacte de la corrosion.....	24
II.1.2. Précaution à prendre contre la corrosion.....	24
II.2. Problème de contamination.....	25
II.2.1. Précaution à prendre contre la contamination.....	25
II.3. Problème des pertes d'amines	25
II.3.1. Précaution à prendre contre les pertes d'amines.....	25
II.4. Fuites des échangeurs.....	25
II.5. Problème de moussage.....	26
II.5.1. Les facteurs influent sur le moussage.....	27
II.5.2. Caractéristiques fondamentales des anti-mousses.....	27
II.5.3. Types de filtre.....	27
I.5.4. Conséquence de moussage.....	27
I.5.5. Précaution contre le moussage.....	28
II.6. Dysfonctionnement des quelques équipements.....	28
I.6.1. Vaporisateur.....	28
II.6.2. Puisard 134-F.....	29
II.6.3. Circuit anti-mousse.....	30

Sommaire

Analyse laboratoire

Introduction.....	31
II.1. Analyse de la solution MEA.....	31
II.1.1. Analyse %CO ₂ et %MEA dans la solution MEA.....	31
II.1.2. Analyse de moussage dans la solution de MEA.....	33
II.1.3. Analyse des chlorures dans la solution MEA.....	33
II.2. Influence de la température de la solution MEA sue le moussage.....	36
II.3. Influence de la présence d'hydrocarbure lourd.....	36
II.4. Influence de l'excès anti-mousse SAG-10 sur le moussage	37
Références bibliographiques.....	39

Conclusion générale

Recommandations

Résumé

Annexes

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel est une énergie fossile, un mélange d'hydrocarbures légers et saturés, composé essentiellement de méthane CH_4 (entre 75 à 95%), il est aussi utilisé comme sources d'énergie ou comme matière première non renouvelable. Il possède de nombreuses qualités (souplesse d'utilisations, qualités écologique très compétitive, abondance relative) et présente potentiellement, une large gamme d'usages massifs.

Le gaz naturel est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole. Toutefois, il reste difficile à transporter car il doit être concentré, soit par compression pour transiter dans les gazoducs, soit par liquéfaction à très basse température pour être chargé dans les méthaniers.

En Algérie, le gaz naturel (GN) provenant de Hassi R'mel est traité et purifié de toute substance néfaste pour les installations de liquéfaction à savoir le dioxyde de carbone et les traces d'eau. Parmi ces traitements on distingue la déshydratation et la décarbonatation, qui protège les équipements de la ligne cryogénique contre tout givrage, bouchage et du phénomène de la corrosion.

Le complexe GL2/Z de SONATRACH utilise dans la décarbonatation via le monoéthanolamine (MEA) à 15% en poids en l'introduisant dans la colonne d'absorption afin d'éliminer le dioxyde de carbone présente dans le gaz naturel. Le moussage est le problème le plus rencontré dans cette section, ce dernier limite la capacité de captage du gaz carbonique et entraîne une perte de solution. Pour remédier à ce problème, les industrielles injectent de l'anti mousse puis ils traitent les causes qui engendrent ce phénomène.

Notre travail est basé sur l'étude des différents facteurs qui peuvent provoquer ce phénomène. A savoir une enquête technique in-site des installations industrielles accompagnée d'une série de tests de contrôle et d'optimisations des paramètres causant et/ou favorisant le phénomène de moussage dans les absorbeurs utilisant la MEA. Pour cela, nous avons subdivisé notre travail en deux grands chapitres :

Chapitre I : comprend une synthèse bibliographique englobant une présentation du complexe GNL2/Z, une description détaillée de la section de décarbonatation sise dans le complexe avec un clin d'œil au phénomène d'absorption.

Chapitre II : résume l'essentiel de la partie pratique réalisée, y inclut les protocoles, le schéma des équipements concernés par l'enquête technique ainsi que ses résultats, en parallèle des protocoles expérimentaux et les résultats des optimisations des paramètres influençant et/ou incitant le phénomène du moussage.

CHAPITRE I

Description générale du complexe GL2/Z [1]

Introduction

Le complexe industriel de GNL d'Arzew, GL2/Z, est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitées par la société SONATRACH en Algérie. La nécessité de diversifié le mode d'alimentation du marché international en gaz a mené l'Algérie, dès le début des années soixante, à la construction d'unités de liquéfaction de gaz naturel provenant de Hassi R'Mel.

La zone de production du GNL implanté à Arzew est composé actuellement de 03 complexes dénommés par codification GL1/Z, GL2/Z et GL 3/Z.

I.1. Caractéristiques 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 par la société américaine « Pullman Kellogg Plant service Alegria Inc. », en 1978 et sa mise en production remonte à 1981. Il s'étend sur une superficie de 72 Hectares et une capacité de traitement est de 10,5 Milliards de m³ de Gaz naturel par an.

I.2. L'objectif du complexe GL2/Z [2]

L'usine a été conçue pour permettre d'assurer le transport sous forme liquide du gaz provenant de Hassi R'mel. Ce gaz est acheminé par pipelines vers l'usine où il est traité, liquéfié et stocker. Le gaz naturel (GNL) est ensuite chargé à bord de navire méthaniers de haute mer spécialement prévus pour le transport cryogénique pour le livrer à l'étranger.

I.3. Description et fonctionnement du complexe

L'usine de liquéfaction du gaz naturel d'Arzew GL2/Z comprend six trains de liquéfactions identiques et indépendants fonctionnant en parallèle.

Le gaz naturel d'alimentation est également distribué à chaque train par un réseau de canalisations. Le débit du gaz naturel distribué est d'environ 1500000 m³/h pour les six trains, soit en moyenne 250000 m³/h train.

Dans chaque train, après réduction du taux de mercure, le gaz naturel d'alimentation est traiter pour éliminer le gaz carbonique (CO₂) et la vapeur d'eau il est ensuite réfrigéré et distillé pour extraire des hydrocarbures lourds il est finalement liquéfié à -162°C. Une fois liquéfié le GNL est envoyer par pompage dans les trois réservoirs de stockage sous une pression de 1.0 Bar

absolue, il est prévu que chaque train de liquéfaction produira en moyenne 8400 m³/jour soit l'équivalence de 47 millions de thermies.

Les réservoirs de stockage ont une capacité de 100000 m³ chacun, et la capacité totale de stockage correspond à la production de cinq journées complète de l'ensemble des six trains.

Certains méthaniers ont une capacité moyenne de 125000 m³ et lorsque ces cuves sont préparées (froides), le chargement peut s'effectuer durant 12h30 à raison d'un débit de chargement de 10000 m³GNL/h.

Le complexe GL2/Z est composé de trois zones :

- Zone utilités.
- Zone de procédé.
- Zone de stockage et chargement.

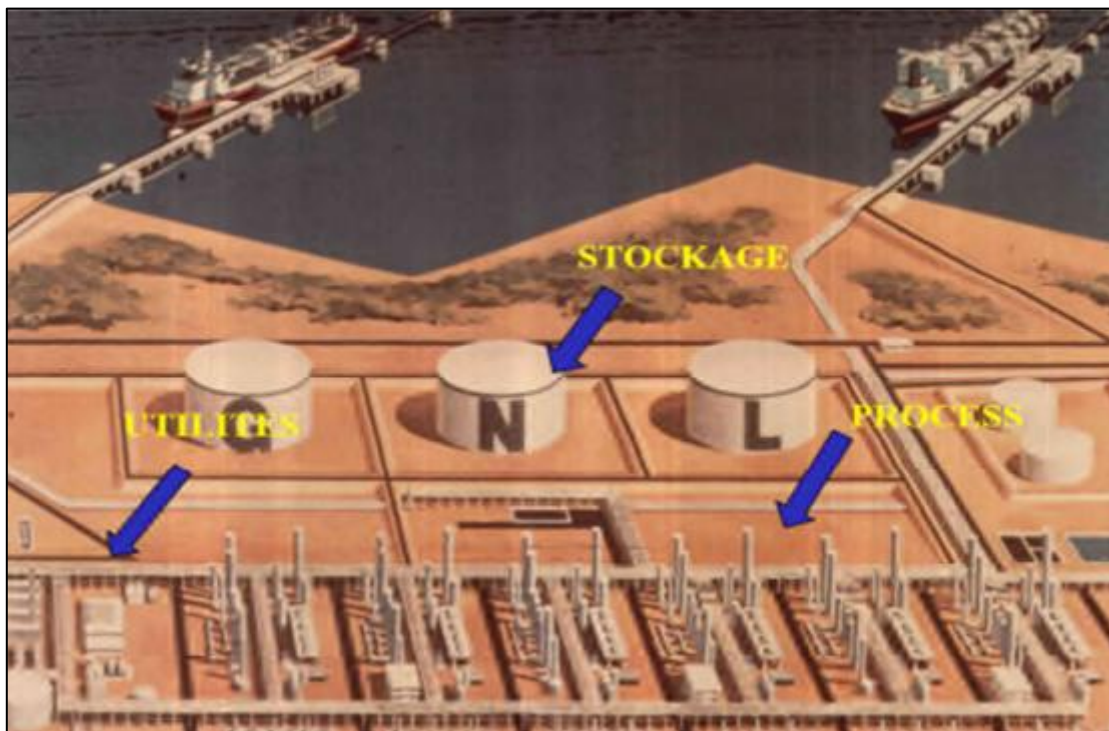


Figure I.1 : Schéma général du complexe GL2/Z. (3)

I.3.1. Les zones du complexe [3]

I.3.1.1. Zone utilités

Le complexe GL2/Z fonctionne en autonomie en produisant, sur sites, ses besoins en utilités tel que l'électricité pour les différents appareils électriques, l'eau distillée et l'air comprimé.

Cette zone permet d'assurer la fourniture de tout besoins pendant le démarrage et le fonctionnement des trains de liquéfaction de l'usine.

Elle assure :

- ❖ La production de la vapeur, qui est une source d'énergie pour le complexe.
- ❖ La production d'eau distillée, destinée à l'alimentation des chaudières.
- ❖ La production de l'air instrument pour la régulation des vannes et air service pour la maintenance
- ❖ La production l'azote pour l'inertage des équipements.
- ❖ La production d'électricité.

I.3.1.2. Zone de procès

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, il subit un prétraitement avant d'être liquéfié afin d'éliminer les givres, et les traces de composés organiques et minéraux provoquant la corrosion des équipements et des problèmes, de bouchage des pipelines, moussage... lors du procédé de liquéfaction, ainsi que le gaz carbonique et la vapeur d'Eau contenus dans le gaz naturel.

Un train est divisé en sept sections qui assurent les fonctions suivantes :

- Démercurisation : élimination du mercure Hg par adsorption sur un filtre à charbon actif
- Décarbonatation : via une solution aqueuse Monoethanolamine (MEA) afin d'enlever toutes traces de dioxyde de carbone. Le taux de dioxyde de carbone dans le gaz est réduit à une concentration inférieure à 70 ppm et la MEA est régénérée par l'utilisation d'un courant de vapeur. A la sortie de la colonne d'absorption MEA, le gaz est refroidi à travers un échangeur au propane.
- Déshydratation à travers un lit de tamis moléculaires permettant d'éliminer l'eau contenue dans le gaz et réduire sa teneur en humidité à un taux inférieur à 1 ppm.
- Fractionnement des hydrocarbures
- La liquéfaction

Le GN contient des hydrocarbures lourds (C₃, C₄) et légers (C₁, C₂) ainsi que des gouttelettes de huiles, de l'eau, du gaz carboniques (CO₂) de l'azote, de l'hélium (He) et de mercure (Hg).

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

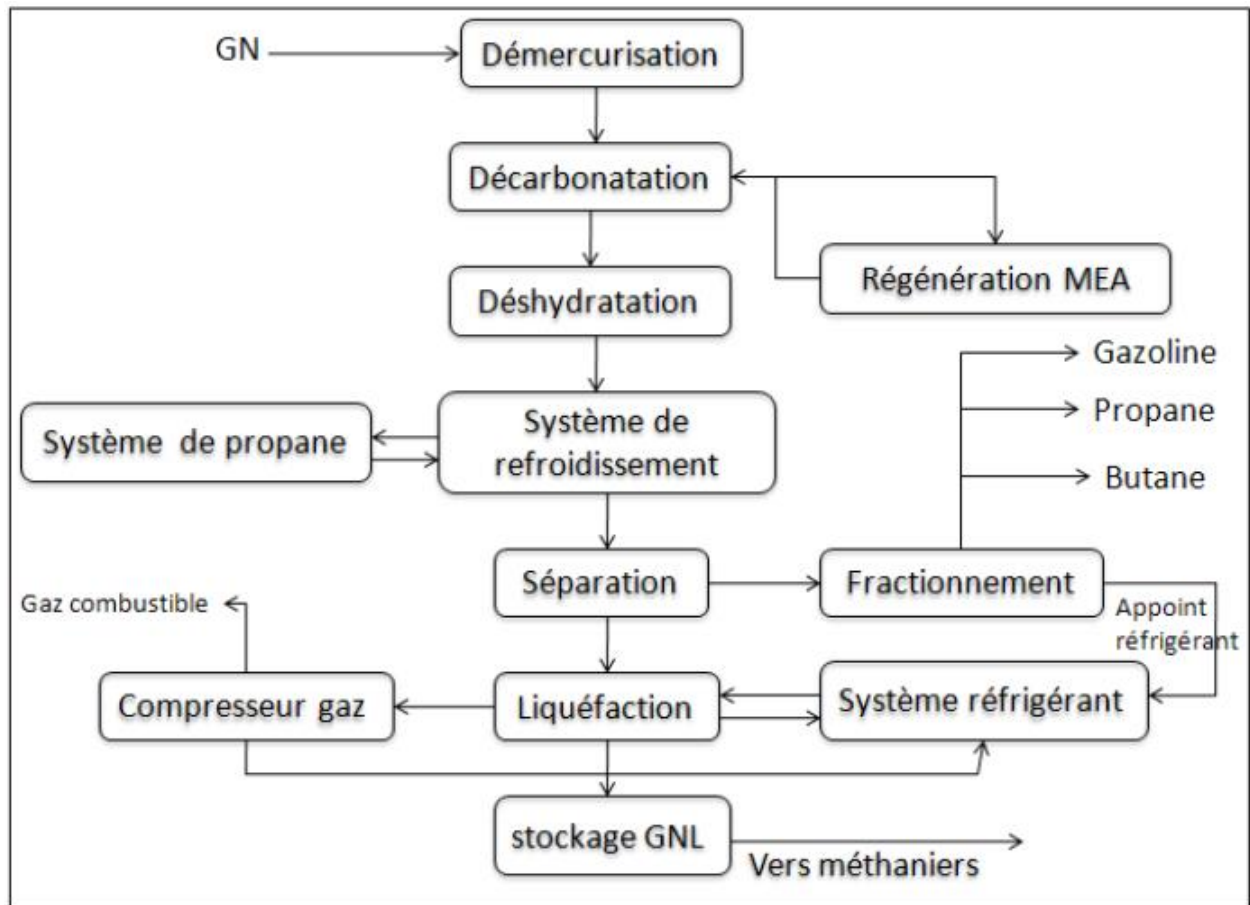


Figure I.2 : Schéma synoptique d'un train de procédé.

I.3.1.3. Zone stockage et chargement

Trois réservoirs de GNL assurent le stockage de la totalité de production du GNL des six trains pendant cinq jours environ. Les réservoirs ont une capacité unitaire de 100 000 m³ permettant de stocker le GNL à la pression de 1.05 bar à une température de -162°C. Le chargement du produit est assuré au niveau de 2 quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 40 000 m³ GNL. Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux bacs de 14500 m³ chacun.

Description détaillée du procédé de décarbonatation

Introduction

Le gaz naturel entrant dans chaque train doit être traité avant d'être liquéfié. Les composants du gaz naturel tels que le gaz carbonique la vapeur d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser dans l'extrémité froide du train de liquéfaction, puis à se solidifier a des températures supérieures à celle de la liquéfaction du gaz naturel, provoquant l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids.

Le traitement du gaz regroupe les sections Décarbonatation et Déshydratation dans lesquelles le gaz naturel d'alimentation est débarrasse du gaz carbonique et de la vapeur d'eau, avant d'entrer dans la section séparation ou les hydrocarbures lourds. La teneur en CO₂ doit être inférieure à 70 ppm et celle de la vapeur d'eau inférieure à 0,5 ppm.

L'expression "traitement des gaz acides" employée dans l'industrie du gaz naturelle, désigne les procédés grâce auxquels les constituants gazeux acides CO₂ et H₂S sont éliminés du gaz naturel contienne diverses quantités d'autres impuretés telles que COS, CS₂, mercaptans, etc.

L'élimination totale ou partielle de ces constituants tombe également dans le domaine du traitement des gaz acides.

I.1. Description de la section de décarbonatation [1]

I.1.1. Circuit GN

Le gaz naturel d'alimentation est réparti vers chaque train de procédé par l'intermédiaire d'un collecteur principal.

I.1.1.1. Ballon séparateur du gaz d'alimentation X31-F

Le gaz naturel à traiter rentre dans un ballon (X31-F) séparateur liquide-vapeur où il est débarrassé des hydrocarbures liquides éventuellement entraînés. Tout liquide s'accumulant au fond de ce ballon est évacué vers le système de rejet des hydrocarbures liquides (installations auxiliaires).

I.1.1.2. Réchauffeur du gaz d'alimentation X31-C

Réchauffeur GN travaillant avec de la vapeur 4.5 bars (vapeur coté calandre, GN cote tubes) pour amener le GN à la température d'amorçage de la réaction MEA-CO₂ :38°C. Le gaz naturel sortant en tête du ballon, pénètre dans un démercuriseur (X42-D) pour se débarrasser du mercure, puis passe à travers un échangeur de chaleur (X31-C) où il est réchauffé, Le gaz

préchauffé est combiné au gaz recyclé provenant du système de régénération du sécheur de gaz et le courant ainsi obtenu est injecté au fond de l'absorbeur.

I.1.1.3. L'absorbeur X31-E :

Le gaz s'élevant dans l'absorbeur par le fond est mis en contact à contre-courant avec une solution pauvre (solution de MEA régénérée ou pauvre en gaz carbonique) à 38°C pénétrant par le 5ème plateau de l'absorbeur. Le gaz carbonique est absorbé par la solution pauvre de MEA. En tête de colonne, le gaz débarrassé de son CO₂, traverse quatre plateaux de lavage qui ont pour but de retenir la MEA entraînée. Dans le fond, on maintient un niveau de MEA riche (ayant réagi) qui servira de tampon liquide et empêchera le gaz de pénétrer dans le circuit de régénération. Le contact se fera tout au long des 25 plateaux. 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 le séchage.

Longueur	28205 mm
Diamètre intérieur	2896 mm
Nombre de plateaux	29
Pression de service	41.5 bars
Pression normale	49.5 bars

Tableau .1. Paramètre de l'absorbeur X31-E.

I.1.2. Circuit MEA

I.1.2.1. L'absorbeur X31-E

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 (eau d'alimentation chaudières) est ajoutée à l'eau de recyclage avant son entrée au niveau du premier plateau. Une quantité d'eau équivalente est soutirée au refoulement de la pompe et est injectée en aval du préchauffeur de gaz d'alimentation (X31-C). L'injection d'eau a pour but de saturer le gaz d'alimentation de vapeur d'eau de façon à éviter l'encrassement des injecteurs de gaz à l'admission de l'absorbeur. Il est possible de renvoyer l'eau de purge vers le régénérateur comme eau d'appoint. L'absorbeur fonctionne normalement lorsque le niveau de MEA est au-dessus du point d'admission de gaz c'est à dire que le gaz naturel injecté dans l'absorbeur remonte sous pression dans la solution MEA sous forme de bulles. Le niveau de la solution MEA enrichie, au du fond de l'absorbeur, est contrôlé par la

pression différentielle (LIC-I06) 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.

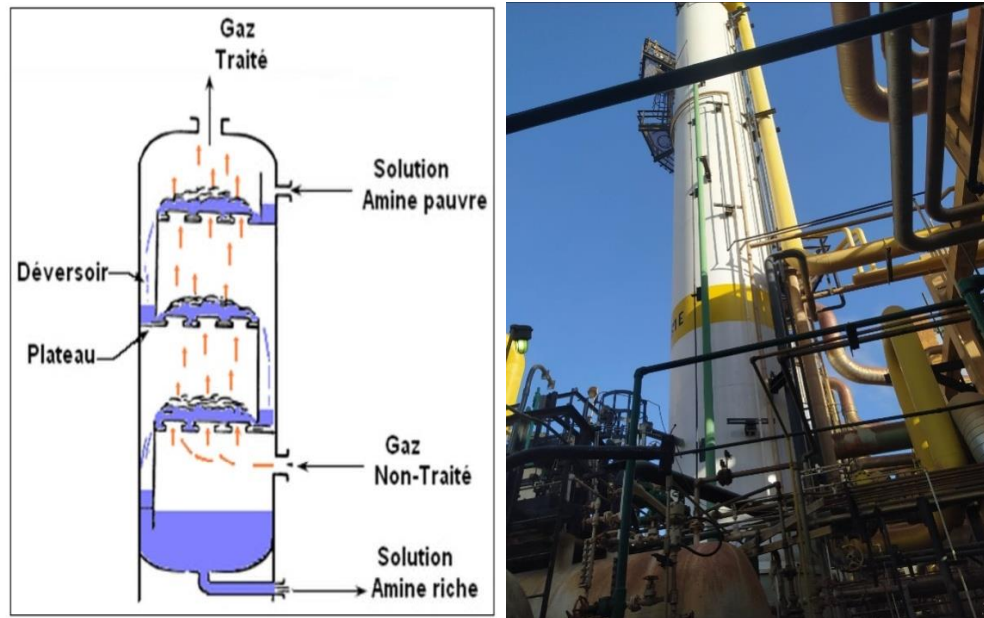


Figure I.3. Schéma explicative de l'absorbeur. **Figure I.4.** Absorbeur au niveau de GL2/Z.

I.1.2.2. Ballon séparateur X37-F

Le ballon a pour but d'éliminer les hydrocarbures entrainés avec la MEA par :

- Détente (de 41 bars à 6 bars) qui permet d'éliminer les hydrocarbures légers et une partie du CO₂ qui seront envoyés vers le circuit gaz combustible.
- Décantation pour les hydrocarbures lourds restants sous forme liquide. Une plaque séparatrice à l'intérieur du ballon permet de les éliminer par débordement.

La solution « riche » de MEA (riche en gaz carbonique) 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 plupart des hydrocarbures dissous sont libérés par vaporisation instantanée (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).

I.1.2.3 Régénérateur de MEA X32-E

Le régénérateur joue un rôle important dans la prévention de la corrosion, de l'encrassement et du moussage. Il rétablit la capacité de l'amine en éliminant les impuretés à haute température

d'ébullition et les impuretés non volatiles, ainsi que les matières solides en suspension. La régénération des amines est essentiellement une opération par lots et la durée du cycle dépend de la quantité d'impuretés présente dans la solution. Au début du cycle, le régénérateur est rempli de solution d'amine pauvre chaude. L'admission est fermée et la solution est ensuite réchauffée jusqu'à la température de fonctionnement.

La MEA enrichie (MEA + CO₂ dissout) provenant du ballon de séparation des hydrocarbures (X37-F) est chauffée dans les échangeurs X33-C avec la solution chaude de MEA pauvre qui provient du fond du régénérateur. La MEA riche est chauffée à 102 °C et introduite en tête de la tour de régénération. Le régénérateur à 25 plateaux perforés fonctionne normalement à 110°C et 1,0 bar en fond de colonne. Le rebouilleur (X34-C) est chauffé par la vapeur à 4,5 bars. Le régénérateur peut fonctionner à 121°C et 1,0 bar (en fond de colonne) 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 de condenser la majeure partie de la vapeur d'eau à 60°C. Le condensat est séparé dans le ballon de reflux de condensat (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 le débit est réglé par une vanne manuelle. Un orifice de restriction de 13 mm est inséré en amont de la vanne pour provoquer une chute de pression. Un autre orifice de restriction de 2 mm est inséré en aval de la vanne. Une pression différentielle d'environ 3,3 bars est créée de manière à permettre une bonne régulation du débit de solution MEA pauvre alimentant la conduite de tête du régénérateur.

L'eau condensée dans le condenseur de tête (et l'eau d'appoint constituée par l'eau de lavage de l'absorbeur) est renvoyée au régénérateur de façon à équilibrer le bilan eau du système. Le condensat du séparateur de gaz d'alimentation du sécheur (X41-F) peut être renvoyé au ballon de séparation des hydrocarbures (X37-F) pour réduire la quantité d'eau d'appoint nécessaire.

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs X33-C 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. Le CO₂ contenu dans le GN est absorbé par la MEA grâce au lavage à contre-courant.



Figure I.5. Refroidisseur de MEA 232-C.



Figure I.6. Les échangeurs de MEA 233-C.

I.1.2.3.1. Protection de régénérateur de MEA X32-E

Les vapeurs de tête sont fortement acides (présence d'acide carbonique et chlorhydrique). Une ligne de MEA pauvre est prévue pour neutraliser cette acidité.

Le condenseur travaillant avec une quantité importante de vapeur d'eau, il existe un risque de dépression. Une injection d'azote par deux vannes auto-régénantes permet d'éviter ce risque. En outre, la colonne est protégée par une soupape casse-vide.

I.1.2.4. Rebouilleur du régénérateur X34-C

Est un échangeur qui permet de fournir les calories nécessaires à la vaporisation des produits de fond, travail avec la vapeur 4.5 bar (coté calandre vapeur et coté tubes MEA). Il est alimenté par un plateau récepteur à cheminée. La circulation du produit se fait du bas vers le haut du rebouilleur par effet de thermosiphon.

I.1.2.5. Filtration de MEA

I.1.2.5.1. Filtration de MEA pauvre

La solution MEA pauvre traversant le filtre X32-F est prélevé en aval de la vanne de régulation (FV-IIO). Le débit, indiqué sur FI-X12, est contrôlé par une vanne manuelle. Le débit prévu est égal à 5% environ de celui de la solution pauvre (3,2 m³/h). Le courant de soutirage pénètre par le haut et s'écoule à travers du lit de charbon actif, sort par le fond, se mélange à la solution pauvre et passe dans l'absorbeur.

I.1.2.5.2. Filtration de MEA riche

La solution MEA riche provenant du bas de l'absorbeur est prélevée en amont de la vanne de régulation de niveau (LV-I09) et pénètre par le fond du filtre à cartouche X31-L. Son débit est égal à environ 10% de celui de la solution riche quittant le fond de l'absorbeur et sa valeur (6,35

m³/h) est indiquée sur FI-I04. Ce débit est contrôlé manuellement par une vanne montée sur la conduite d'admission du filtre. La MEA filtrée ressort en tête de colonne et rejoint la solution riche pour passer dans le ballon de séparation des hydrocarbures X37-F. Ce filtre à cartouche sert à retenir des matières solides comme le tartre, la boue et quelques produits corrosifs contenus dans la MEA. Un deuxième filtre à cartouche X75-L a pour but de retenir les poussières. Il est théoriquement capable de traiter le reste de la solution.

I.1.2.6. Vaporisateur X36-C

Le vaporisateur de MEA est un échangeur type KETTLE travaillant avec de la vapeur 17.2 bars. Les vapeurs de MEA reviennent dans le régénérateur sous le 25^{ème} plateaux et participent à l'apport d'énergie.

Le vaporisateur X36-C, conçu pour un débit égal à 3% de circulation (2 m³ /h), permet d'éliminer la plupart des produits corrosifs contenus dans la MEA et de nettoyer la solution de MEA contaminée provenant du puisard de MEA. Le débit à travers le vaporisateur dépend de la propreté du système. Toutes les impuretés présentes sont non volatiles et peuvent être séparées de la solution de MEA par la vaporisation d'une partie de la MEA. Un soutirage latéral de la solution pauvre est effectué sur la conduite de sortie au fond du régénérateur. Puisqu'un régulateur de niveau (LC-X23) maintient le niveau du liquide dans le vaporisateur, le débit de MEA admis est fonction de la vitesse de vaporisation. A mesure que la solution bouille, la concentration en MEA augmente jusqu'à ce que la vaporisation commence. Cette vapeur entre dans le régénérateur au-dessous du 25^{ème} plateau. Avant leur entrée dans le régénérateur, les vapeurs traversent un séparateur qui recueille tout liquide entraîné, lequel est envoyé dans le vaporisateur avec le courant d'alimentation. Un équilibre est atteint lorsque la concentration en MEA de la phase vapeur est égale à celle de la solution entrant dans le vaporisateur. Cependant, étant donné que des impuretés à haut point d'ébullition s'accumulent dans le vaporisateur, la température de sortie de la vapeur a tendance à augmenter. Lorsqu'elle atteint environ 143°C, les impuretés accumulées doivent être enlevées. Ces impuretés peuvent être des solides très fins en suspension, des sels minéraux ou des produits de dégradation de l'amine. Le vaporisateur ne doit pas être utilisé au-dessus de 148°C car ceci pourrait entraîner la vaporisation des impuretés et donc leur retour dans la solution MEA en circulation.

La durée de chaque cycle de fonctionnement du vaporisateur dépend de l'état de la solution MEA et du débit de vapeur. Lorsque la solution pauvre est en bon état, l'accumulation des impuretés est lente. Si le débit de vapeur est faible, le débit de MEA dans le vaporisateur est faible. Il est préférable de laisser le vaporisateur en régime continu, si possible. Des analyses chimiques de la

solution pauvre en circulation et son comportement (c'est à dire son pouvoir absorbant, sa tendance à mousser) doivent déterminer les paramètres de fonctionnement du vaporisateur.



Figure I.7. Vaporisateur au niveau de GL2/Z.

I.1.2.7. Système de stockage et puisard de MEA

Chaque réservoir de stockage de MEA (3 au total) sert à alimenter deux unités de décarbonatation. Ces réservoirs sont situés dans les trains 1, 3 et 5. Chaque réservoir a une capacité de 128,5 m³. Le réservoir de stockage de MEA 135-F constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 1 et 2 ; le réservoir 335-F approvisionne les trains 3 et 4 et le réservoir 535-F les trains 5 et 6. 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 (événements) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression (PI-125) et de température (TI-I04) complètent les accessoires. Les réservoirs de stockage sont également utilisés en tant que capacités temporaires de MEA provenant de l'un ou l'autre des deux trains respectifs, lorsqu'il faut purger le système de MEA par pompage à des fins 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 du système. Il 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. Le collecteur de purge est raccordé au bas du puisard. La pompe du puisard de MEA 135-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.



Figure I.8. Puisard de MEA

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, du condensat est ajouté 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. Cette opération s'effectue essentiellement par lots. Comme indiqué précédemment, la solution diluée peut être transférée à d'autres endroits, différents de ceux indiqués ci-dessus. Le produit qui entre dans le puisard de MEA par le collecteur souterrain est une solution de MEA provenant de la purge des unités suivantes :

Du régénérateur, du rebouilleur et du ballon de reflux, du vaporisateur de MEA, de l'échangeur de chaleur de MEA X33-C, du refroidisseur de MEA X32-C, du ballon de séparation des hydrocarbures X37-F, de l'absorbeur de CO₂ X31-E, du filtre à cartouche de MEA X31-L, du filtre à charbon X32-F et des purges de fond du réservoir de stockage de MEA. Toutes les pompes utilisées pour le service MEA sont également purgées vers le collecteur. L'aspiration de la pompe est équipée d'un filtre et une prise d'échantillonnage est installée sur la ligne de refoulement.

I.1.2.9. Système d'injection anti-mousse

L'unité d'injection anti-mousse permet d'éliminer ou de réduire l'émulsion. L'unité anti-mousse comprend un réservoir muni d'un niveau visuel et 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 de condensat est ajoutée par la ligne de condensat, 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. Au refoulement de la pompe, un PI indique la pression. En cas de surpression, une soupape refoule dans le bac.

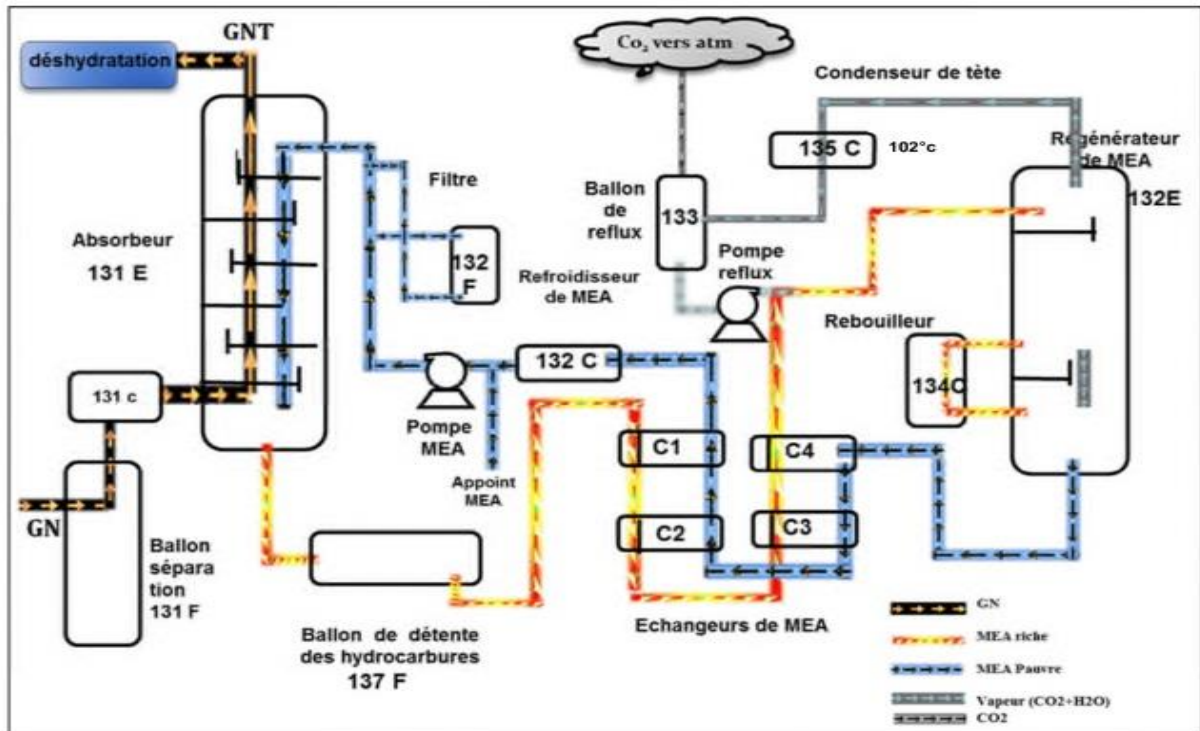


Figure I.9 : Procédé de décarbonatation et de régénération de MEA riche.

Introduction

Les techniques d'absorption sont appliquées depuis très longtemps dans de nombreux procédés industriels, c'est un procédé de séparation d'un ou plusieurs constituants d'un mélange gazeux par dissolution, il permet l'épuration de gaz effluents chargés de polluants atmosphériques, et récupération des différents constituants de phase gazeuse à l'aide d'un liquide appelé « absorbât » L'absorption est régie par l'équilibre liquide-vapeur qui s'établit entre la phase liquide et les gaz dissous. Les constituants dissous sont appelés solutés, tandis que le liquide dissolvant est appelé le solvant. Lorsque la concentration de soluté dans le gaz d'alimentation est faible, le procédé inverse est appelée stripage, la désorption, ou la régénération, est employée quand il est souhaitable d'éliminer les solutés du solvant afin de récupérer les solutés ou le solvant ou les deux. (1)

I.1. Les différents types d'absorption

L'absorption telle qu'appliquée à la purification de gaz, peut être classée en deux catégories principales à savoir

I.1.1. Absorption physique

Cette technique de lavage est basée sur la capacité de solvants organiques à solubiliser préférentiellement les gaz acides par rapport aux autres entités présentes dans l'effluent gazeux. Le procédé d'absorption physique peut être considéré comme une alternative intéressante de procédés utilisant des amines. Ce type de procédé est utilisé généralement dans le cas où :

- La pression partielle des gaz acides dans le flux d'entrée est assez élevée (supérieure à 3,5 bars)
- La concentration des hydrocarbures lourds dans le gaz est faible
- L'élimination d'une grande quantité du gaz acide est nécessaire

Ce type de procédé est très attrayant à cause de la très faible quantité d'énergie nécessaire pour la régénération. En effet, le solvant peut être régénéré :

- Dans un flash multi étage à basse pression
- A basse température par un gaz inerte
- Par chauffage de la solution

régénération contient de la vapeur d'eau, laquelle est condensée puis recyclée dans la colonne de régénération. Le gaz acide restant est envoyé vers un stockage.

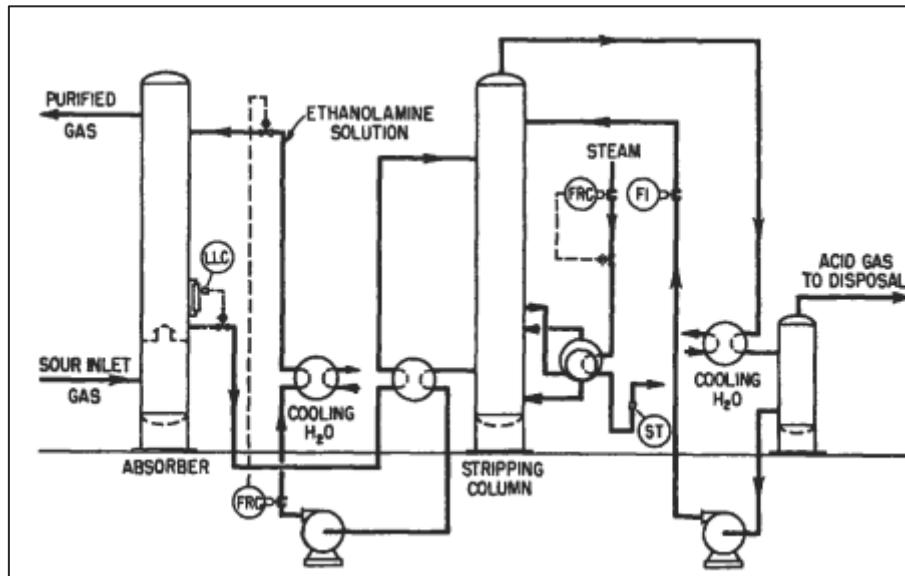


Figure I.11 : Schéma d'une absorption chimique, Kohl et Nielsen (1997)

La chaleur nécessaire pour la régénération est apportée par de la vapeur par l'intermédiaire d'un rebouilleur. Elle permet d'élever la température de la solution riche jusqu'à la température de bulle du solvant pauvre (sous forme de chaleur sensible), d'apporter la chaleur de dissociation des composés ayant réagi, de déplacer l'équilibre de réaction afin de libérer le gaz acide, et de vaporiser la solution aqueuse faisant office de reflux dans la colonne (sous forme de chaleur latente de vaporisation).

I.1.3. Absorption hybride

Ces procédés mettent en œuvre des mélanges eau/amine/solvant organique. Ils combinent à la fois l'absorption chimique due à la réactivité de l'amine et l'absorption physique de solvants non réactifs. Ce type de procédé a été développé dans le but d'améliorer le traitement des charges contenant des fractions de gaz acides importantes.

Le méthanol est souvent utilisé dans ce type de procédé à cause de sa capacité à solubiliser H_2S et CO_2 et son faible coût. Le procédé utilise le méthanol comme solvant physique et une alcanolamine (DEA ou MEA) comme solvant chimique.

I.2. Les alcanolamines

Bottoms a été le premier, dès 1931, à étudier les amines dans le traitement de gaz. En effet, il montre que les éthanolamines ont une grande capacité d'absorption des gaz acides [4]. C'est lui qui dépose le 1er brevet pour le procédé d'absorption des gaz acides par les éthanolamines.

Après les travaux de Bottoms, d'autres alcanolamines ont été étudiées et leurs solutions aqueuses sont devenues les solvants les plus utilisés dans les procédés d'absorption des gaz acides. Le gaz réagit chimiquement avec l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés. Les alcanolamines possèdent deux types de fonctions : une fonction amine (-N) fournit l'alcalinité nécessaire dans les solutions aqueuses pour permettre l'absorption des gaz acides.

et une fonction alcool (-OH) permettant de réduire la tension de vapeur et à augmenter la solubilité à l'eau.

Les amines peuvent être classées en trois grandes familles : les amines primaires comme la monoéthanolamine (MEA), la diglycolamine (DGA), les amines secondaires comme la diéthanolamine (DEA), la diisopropanolamine (DIPA) et les amines tertiaires comme la méthyl-diéthanolamine (MDEA).

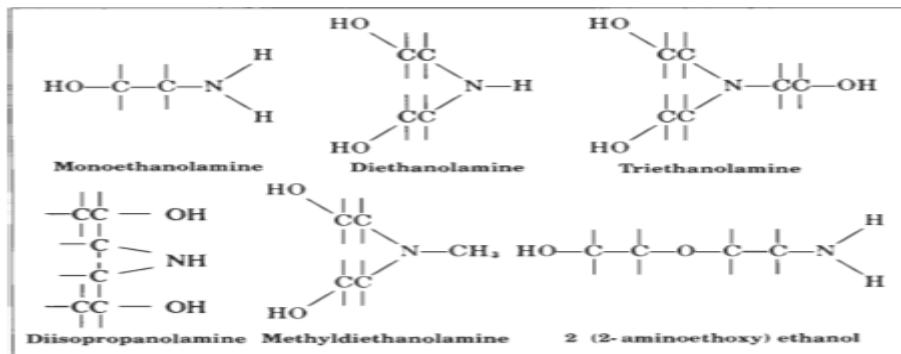


Figure I.12. Formules structurales des alcanolamines utilisées dans le traitement des gaz.

I.3. Sélection du solvant adapté au GNL

Le gaz d'alimentation du complexe GNL contient du CO₂ à une pression partielle d'environ 9Kpa. Le gaz à traiter doit contenir moins de 90 ppm de CO₂, ce qui correspond à une pression partielle de 0,38 Kpa. Le gaz d'alimentation est exempt de quantités importantes de contaminants soufrés.

La MEA et la DEA seraient toutes deux adaptées au système de décarbonatation du complexe GNL. Puisque le COS et les mercaptans sont absents, la dégradation de la MEA par ces composés n'est pas à craindre. Entre la MEA et la DEA, la MEA demande un débit de circulation moins élevé (sur la base de la masse), car son poids moléculaire est moins élevé. (Le poids moléculaire de la MEA est de 61 g/mole et celui de la DEA est de 105 g/mole) pour ces raisons, la MEA est les solvants de choix pour le complexe GNL.

I.3.1. Choix de la solution MEA

Ce choix est déterminé par la nature du gaz à traiter et les conditions de pression et de température. Elle est obtenue par fixation d'une molécule d'oxyde. La formule structurale de la MEA est :

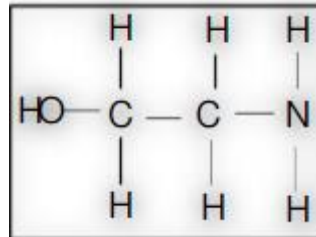


Figure I.13. Structure de Mono-éthanol-amine

La mono-éthanol-amine est l'amine la plus réactive avec un groupe éthanol lié à l'atome d'azote. Elle est utilisée en solution à des concentrations de 10 à 20% poids avec un taux de Charge maximale dans le circuit amine riche égal à 0,35 mole gaz acide /mole MEA. Très active, elle permet d'éliminer simultanément et de manière non sélective le sulfure d'hydrogène jusqu'à moins de 4 ppm et le dioxyde de carbone jusqu'à moins de 100 ppm.

Les circuits de MEA nécessitent l'utilisation d'un épurateur pour l'élimination des produits de dégradation en circulation.

La faible masse moléculaire de la MEA conduit à un pouvoir absorbant important pour une solution de concentration et de masse faible ainsi sa récupération facile à partir de solution contaminée, ce sont des avantages qui, dans de nombreux cas, font plus que compenser les inconvénients inhérents. Parmi ces derniers, le plus grave est la formation de produits de réaction irréversibles avec le sulfure de carbone COS et le sulfure de carbone CS₂ ainsi qu'avec les mercaptans. Entraînant des pertes chimiques excessives si le gaz contient des quantités importantes de ces composés. En outre, les solutions de monoéthanolamine sont sensiblement plus corrosives que les solutions de la plupart des autres amines, en particulier si les concentrations d'amines dépassent 20% et si les solutions sont fortement chargées en gaz acides. Cette caractéristique limite la capacité des solutions de monoéthanolamine dans les cas où les pressions partielles élevées des gaz acides permettraient des charges beaucoup plus importantes.

Un autre inconvénient de la MEA est sa chaleur de réaction élevée avec le CO₂ et le H₂S (environ 30 % de plus que la DEA pour les deux gaz acides). Supérieure à celle de la DEA pour les deux gaz acides). Cela entraîne des besoins énergétiques plus élevés pour le stripping dans les systèmes MEA. Enfin, la pression de vapeur relativement élevée de la monoéthanolamine entraîne des pertes de vaporisation importantes, en particulier dans les opérations à basse

pression Pour ces raisons, elle est surtout utilisée lorsqu'une purification poussée est requise, dans le cas de concentrations des gaz acides relativement faibles et pour un gaz ne contenant pas de COS ni de CS₂. Toutefois, cette difficulté peut être surmontée par un simple traitement de lavage à l'eau du gaz purifié

I.3.2. Propriétés physico-chimiques de la solution MEA

- La MEA est un composé mixte qui possède à la fois les propriétés des alcools et des amines
- Aux conditions normales de pression et de température, la MEA est un liquide légèrement visqueux, présentant une faible odeur ammoniacale, elle est soluble en toute proportion à l'eau.
- La MEA est légèrement volatile avec la vapeur d'eau est absorbe l'anhydride carbonique de l'air.
- La MEA s'oxyde rapidement sous l'action de l'air et se colore en jaune ou en brun cela est due aux influences des traces de métaux (Cu, Fe) présente dans les cuves d'appoint.

Tableau I.2. Propriété de la MEA

	MEA pure	Solution à 15%
Point d'ébullition	170°	106° point de bulle, 202° point de rosé
Point de cristallisation	10°	-42°
Point éclair	95°	200°
Densité	1.016	
Ph	12.5° à 20°	12.2°
Température de stockage	18° à 35°	

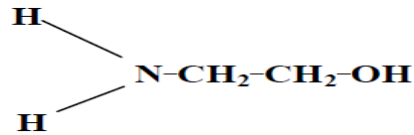
I.3.3. Toxicologie

- Légèrement irritant pour la peau, éviter les contacts prolongés
- Plus dangereuse pour les muqueuses et les yeux

I.3.4. Propriété chimique

-Désignation chimique : 2-amino-1-éthanol

-Structure chimique : Elle est obtenue par fixation d'une molécule d'oxyde d'éthylène sur l'ammoniac, sa formule structurale :



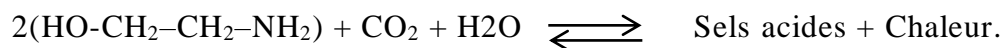
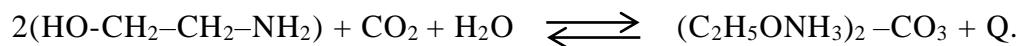
-Attaque le cuivre et ses alliages, le fer et l'aluminium.

-Réaction exothermique avec les acides.

-S'oxyde au contact de l'air.

I.3.5. Mécanisme d'interaction entre le CO₂ et la MEA

Le gaz carbonique est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne par une solution aqueuse à 15% de monoéthanolamine « MEA ». Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



Cette dernière est toujours exothermique.

A basse température (38°C) et sous haute pression (42 bars), la MEA et le CO₂ forment un complexe. Tandis qu'à haute température (120°C) et sous basse pression, le complexe se détruit libérant le CO₂ et régénérant ainsi la MEA [6]. En théorie, cette régénération est parfaite et le système fonctionne sans perte, ce qui n'est pas le cas en pratique où il faudrait éliminer d'autres produits tels que les hydrocarbures entraînés avec la MEA pour retrouver la solution de départ

Références bibliographiques

- (1) Manuel opératoire du procédé de liquéfaction du complexe GL₂/Z. Mars 1979 p 2-174
- (2) Manuel opératoire du complexe GL₂/Z, 1993
- (3) Manuel de formation IAP,2011.
- (4) Cathy DESCAMPS. Étude de la capture du co₂ par absorption physique dans les systèmes de production d'électricité bases sur la gazéification du charbon intégrée à un cycle combine. Thèse de Doctorat. Juin2004
- (5) Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'Ingénieur, J 2 622
- (6) Salim MOKRAOUI. Mesures et Modélisation des Solubilités Mutuelles dans les Systèmes Aqueux Hydrocarbures – Alcanolamines, thèse de Doctorat: Ecole des Mines de Paris Spécialité "Génie des Procédés". 21 Décembre 2006.
- (7) Bottoms, R, R., Process for Separating Acidic Gases. US Patent n°1, 1930, 783-901.
- (8) A. Khohl, R. Nielson, Gas Purification, Gulf Publishing Co., 5th edition, 1985

CHAPITRE II

Problématique - Enquête technique

Introduction

L'utilisation de la solution MEA dans le procédé de décarbonatation du GN peut provoquer de sérieux problèmes. Ces problèmes peuvent avoir des répercussions nuisibles sur le traitement ultérieur du gaz par conséquent le rendement global de l'unité accuse une baisse relativement importante.

Les problèmes les plus importants rencontrés dans cette section sont comme suit :

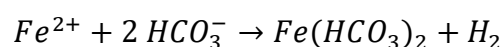
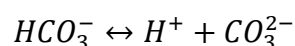
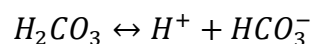
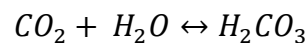
II.1. Corrosion

La corrosion constitue le problème le plus grave dans les unités à éthanolamines, l'étendue de cette corrosion dépend d'un certain nombre de facteurs tel que : Le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution, les pressions et températures qui règnent dans les différentes parties du système, la vitesse de passage de la solution dans les équipements et tuyauteries, etc.

Les principaux agents de corrosion sont les gaz acides, proprement dits.

Le CO₂ libre est la cause de corrosion sévère, surtout à haute température et en présence d'eau. Le fer métallique est supposé réagir avec l'acide carbonique, formant du bicarbonate de fer soluble. Le chauffage du système risque de libérer le CO₂ et de précipiter le fer sous forme de carbonate de fer insoluble. D'autres réactions sont également capables de précipiter le fer contenu dans la solution. En présence de H₂S, le sulfure de fer peut précipiter. Lors de la restauration au CO₂ et du réchauffage subséquent la solution est capable de dissoudre davantage le fer et le cycle de corrosion se répète. Le H₂S, étant un acide faible, réagit également directement avec le fer pour former le sulfure insoluble.

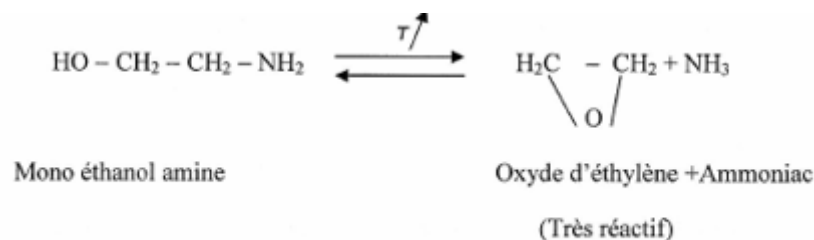
La réaction de la MEA avec CO₂ forme un acide carbonique H₂CO₃, La présence de cet acide en solution dans la MEA fait de cette solution une substance agressive vis-à-vis les métaux des différents équipements.



Après les gaz acides, les produits de dégradation des solvants sont les agents de corrosion les plus puissants. Ces produits résultent de la réaction irréversible entre certains constituants du gaz d'alimentation et la solution d'amines.

De nombreuses enquêtes ont porté sur le mécanisme de dégradation. Il s'avère qu'un certain nombre de composé, notamment les polyamines, ont un effet marqué sur la corrosion. Le contact de la solution avec l'oxygène en un point quelconque du cycle a également été tenu responsable de certains de corrosion extraordinairement sévères. La corrosion due aux produits de dégradation est pratiquement toujours plus grave dans le système MEA que dans les systèmes DEA.

La dégradation due à la décomposition thermique constitue également un problème, lorsque l'amine est soumise à de très hautes températures (180°C pour le MEA). Ce problème n'est pas courant, mais il peut exister dans les rebouilleurs à flamme directes ou les hautes températures de la peau métallique risque de causer une surchauffe locale. L'attaque corrosive dans le rebouilleur est plus sévère dans les unités à la MEA que dans les unités utilisant d'autres amines. Principalement parce que l'extraction du CO₂ de la MEA est difficile et donc souvent incomplète.



II.1.1. Impact de la corrosion

- Favorise le moussage et pertes effective d'amine.
- Accumulation des produits de corrosion au niveau des équipements d'échange thermique.
- Augmentation des couts de filtration due essentiellement au remplacement fréquent des filtres.
- Erosion au niveau des pipes et des pompes

II.1.2. Précautions à prendre contre la corrosion

- Limiter la température de la vapeur d'eau utilisée dans le rebouilleur de la colonne de régénération

- Limiter la température de régénération de la MEA au plus bas possible pour cela il suffit de réduire la pression de fonctionnement de la colonne de régénération à une valeur permettant d'envoyer la solution de MEA régénérer à travers le système d'échange
- Pour la préparation de la solution d'amine utiliser l'eau déminéralisée de bonne qualité (PH et conductivité)
- Limiter concentration de la solution MEA à 15% poids

II.2. Problème de contamination [1]

La contamination de la solution MEA a une grande influence non seulement sur les équipements, mais aussi sur le processus.

Les chlorures de l'eau de mer provoquent la dégradation partielle de la solution MEA, ce qui rend la réaction entre la MEA et CO₂ non parfaite d'où mauvaise absorption du CO₂, il faut que la quantité des chlorures soit négligeable (ne dépasse pas 50 ppm), cette contamination est due à la perforation des tubes des échangeurs. Ainsi que l'arrosage à l'eau de mer au voisinage du puisard MEA.

II.2.1. Précaution à prendre contre la contamination

- Si la concentration des chlorures est faible, on met en service le vaporisateur 136-C
- Si la concentration des chlorures est importante, il est nécessaire d'arrêter le train de liquéfaction

II.3. Problème de perte d'Amines

Les pertes d'amines ont lieu par entrainement de la solution, par vaporisation, par dégradation chimique des amines ou par fuites mécaniques.

II.3.1 Précaution à prendre contre les pertes d'amines

- Diminuer les fuites mécaniques par un bon entretien des garnitures des pompes, vannes et autres équipements de procédé.
- Maintenir la propreté de la solution. Une grande quantité de solution d'amines risque d'être perdue en cas de perturbation soudaine due au moussage dans les colonnes.
- Maintenir la bonne concentration des amines.

II.4. Fuites des changeurs

Les fuites des échangeurs peuvent conduire à de graves problèmes, notamment dans l'échangeur à contre-courant à solution riche/pauvre. Si l'eau de mer est employée comme

agent de refroidissement, les fuites dans le réfrigérant de MEA et le condenseur de tête du régénérateur peuvent également être la source de problèmes sérieux.

Dans l'échangeur à contre-courant, une fuite d'amine riche dans l'amine pauvre augmentera la teneur en gaz acides de cette dernière. Si la fuite est sévère, la pureté du gaz traité peut être mise en jeu.

Le réfrigérant de MEA est notamment installé en aval de la pompe à MEA. Ainsi lorsque le système est en fonctionnement, toute fuite éventuelle sera du côté amines vers le côté eau. Si de l'eau de mer est employée comme agent de refroidissement, les fuites d'amine dans l'eau de mer feront précipiter différents sels, ce qui risque de boucher les tubes.

De façon similaire, les fuites d'eau de mer vers le côté procédé du condenseur du régénérateur causeront la contamination de l'amine par l'eau de mer. En outre, ceci peut conduire à la corrosion par les chlorures des parties du circuit fabriqué en acier inoxydable.

II.5. Problème de moussage

La mousse est un système micro hétérogène composé d'une phase dispersée gazeuse et d'un milieu dispersant liquide étiré en pellicules.

Le moussage est capable de réduire la capacité de l'unité, d'augmenter les pertes de MEA, d'empêcher une régénération adéquate et d'affecter l'efficacité du traitement de gaz. A savoir que La MEA à une tension superficielle de 48,8 ergs/cm² à 20°C tandis que celle de l'eau à la même température est de 72,6 ergs/cm², les solutions aqueuses de MEA sont à caractère moussante même si elles sont propres.

Lorsqu'il se développe une couche stable de mousse, la solution d'amines est entraînée jusqu'à la tête de la colonne d'absorption. Ceci affecte l'efficacité de l'élimination des gaz. En outre, le moussage diminue l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux en raison d'un mauvais contact gaz-liquide [2]. Le moussage est presque toujours accompagné d'une augmentation de la chute de pression dans la colonne. Un indicateur-enregistreur de pression différentielle est très utile pour le contrôle des problèmes dus au moussage.

La chute de pression dans une colonne à plateaux est généralement de 0.6 à 1.5 kpa par plateaux. Une augmentation rapide de la chute de pression (en l'espace de quelques minutes) par rapport à la valeur normale est une indication certaine du moussage. Une augmentation progressive sur une période de plusieurs jours ou de plusieurs mois indique l'encrassement des plateaux.

II.5.1. Les facteurs influent sur le moussage [3, 4]

- Matières solides en suspension finement divisées,
- Présence d'acides organique dans le courant de gaz,
- Agent anticorrosifs ajoutés sur place,
- Hydrocarbures dissous,
- Produits de dégradation tels que thiosulfates ou acides volatiles,
- Eau d'appoint ayant une teneur élevée en matières inorganique,
- Variation brusque de débit de charge ou de MEA.
- Des turbulences excessives et une grande vitesse de contact liquide-gaz entraînent également un moussage de la solution,
- L'incorporation d'une quantité excessive de produit anti mousse est également plus nocive que le manque total d'un tel produit,
- Concentration élevée de la MEA.

II.5.2. Caractéristiques fondamentales des anti-mousses

Les anti-mousses souvent utilisés dans les solutions de traitement de gaz peuvent être classés en quatre types principaux :

- Type hydrocarbures (huiles minérales)
- Types alcool, ester, savon (glycol, dérivés d'acides gras, etc.)
- Types silicium (émulsion à 10% et à 30%)
- Combinaison de 1 et 3

Les agents anti-mousses les plus utilisés sont soit des composés du silicium, soit des alcools à température d'ébullition élevée comme l'alcool oléique ou le phénoxyéthanoloclylique.

II.5.3. TYPES DE FILTRES

Le système actuel est un ensemble de trois filtres montés en série et comprenant :

- ✓ Un filtre destiné à retenir les solides en suspension.

(Diamètre des particules retenus $d \geq \mu\text{m}$).

- ✓ Un absorbeur à charbon actif.
- ✓ Un filtre à retenir les particules dont le diamètre $d \leq 5\mu\text{m}$.

Une bonne filtration dans les filtres doit éliminer les contaminations qui peuvent provoquer le moussage.

II.5.4. Conséquence du moussage [3]

- La chute de pression dans les plateaux de l'absorbeur

- La chute de pression dans le régénérateur
 - Entraînement important de liquide qui se traduit par augmentation de la MEA dans le ballon-séparateur du sécheur.
 - Dégradation de la MEA.
 - Engorgement de la colonne
 - Réduction de l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux
- Lors du moussage, les espacements entre les plateaux et les déversoirs sont totalement remplis de mousse, le liquide ne peut plus absorber le CO₂ qui crée le bouchage au niveau des échangeurs cryogéniques.
- Faussée les indicateurs de niveau

II.5.5. Précaution à prendre contre le moussage

La meilleure façon d'éviter les problèmes de moussage consiste à bien surveiller la solution d'amines. Un bon fonctionnement du régénérateur et une bonne filtration de la solution sont absolument indispensables.

Si le moussage se manifeste il faudra suivre les étapes suivantes :

- Diminuer le débit du gaz d'alimentation et des amines.
- Augmenter la température de fonctionnement de la colonne d'absorption pour éviter la condensation des hydrocarbures lourds.
- Vérifier le bon fonctionnement de l'épurateur de gaz d'entrée.
- Eviter les brusques variations de débit de gaz d'alimentation.
- Dégraisser dès que possible la colonne avec une solution alcaline.

II.6. Dysfonctionnement de quelques équipements

II.6.1. Vaporisateur

La régénération par vaporisation et condensation partielle ne permet pas d'éliminer certains produits non vaporisables pour cela on utilise un vaporisateur qui assure le lavage de la solution MEA pauvre qui provient du régénérateur par la vapeur désurchauffée, ce dernier ne fonctionne pas à cause d'un percement coté tube dans tous les trains sauf le train 200.



Figure II.1. Photographie du vaporisateur

II.6.2. Puisard 134-F

C'est un ballon enterré de Capacité $6,35 \text{ m}^3$ permettant une récupération de toutes les purges de la section MEA et d'effectuer la préparation de la solution à 15%. Ou nous avons remarqué plusieurs fois une grande quantité des huiles à la surface du puisard qui provient de la pompe. Ce qui provoque la contamination de la MEA.

Ainsi l'absence du filtre qui se trouve à la surface du puisard qui assure l'élimination de toutes matières en suspension, ces dernières conduisent vers l'absorbeur et contribuent de l'apparition de problème de moussage



Figure II.2. Photographie de la contamination du puisard de MEA par l'huile

II.6 .3. Circuit anti-mousse

La pompe qui véhicule le produit anti mousse ne fonctionne pas. Donc la dilution ne se fait pas correctement dans le bac destiné puisque l'opérateur est obligé de préparer cette solution manuellement.

La mauvaise préparation (soit l'excès) d'anti mousse favorise l'augmentation de moussage.



Figure II.3. Photographie de la pompe doseuse d'anti-mousse.

Analyses de laboratoire

Introduction

Après avoir présenté le problème de moussage dans la section de décarbonatation et détecté les différentes sources qui peuvent le provoquer, cette partie de travail consiste à déceler les principaux facteurs qui favorisent son apparition en se basant sur des expériences au niveau du laboratoire du complexe.

Nos analyses s'intéressent à :

- Analyse de la solution MEA
- L'influence de la température de la solution MEA sur le moussage
- L'influence de la présence d'hydrocarbure lourd sur le moussage
- L'influence de l'excès anti mousse SAG-10 sur le moussage

II.1. Analyse de la solution MEA

II.1.1. Analyse %CO₂ et %MEA dans la solution MEA

Avant de commencer notre test sur le moussage, nous avons fait les analyses de vérification de solution MEA pauvre à l'entrée de l'absorbeur.

- **Principe**

Contrôler la concentration de la MEA et de déterminer la teneur en CO₂ contenu dans la MEA pauvre. La méthode utilisée est basée sur le titrage alcali métrique par l'intermédiaire de deux indicateurs colorés (phénol phtaléine et indicateur mixte) [1].

Mode opératoire

A 5ml d'échantillon MEA, nous ajoutons 50ml d'eau, 2 gouttes de phénophtaléine pH=8.5, et après agitation, nous titrerons le tout avec une solution du H₂SO₄ (1N) jusqu'au virage du rose au blanc transparent. Nous notons le volume coulé de H₂SO₄ soit (V₁). Puis on y ajoute 2 gouttes réactives (d'indicateur mixte) pH=4.5 et nous continuons le titrage avec du H₂SO₄ (1N) jusqu'au virage du bleu au rose et nous notons le volume (V₂).

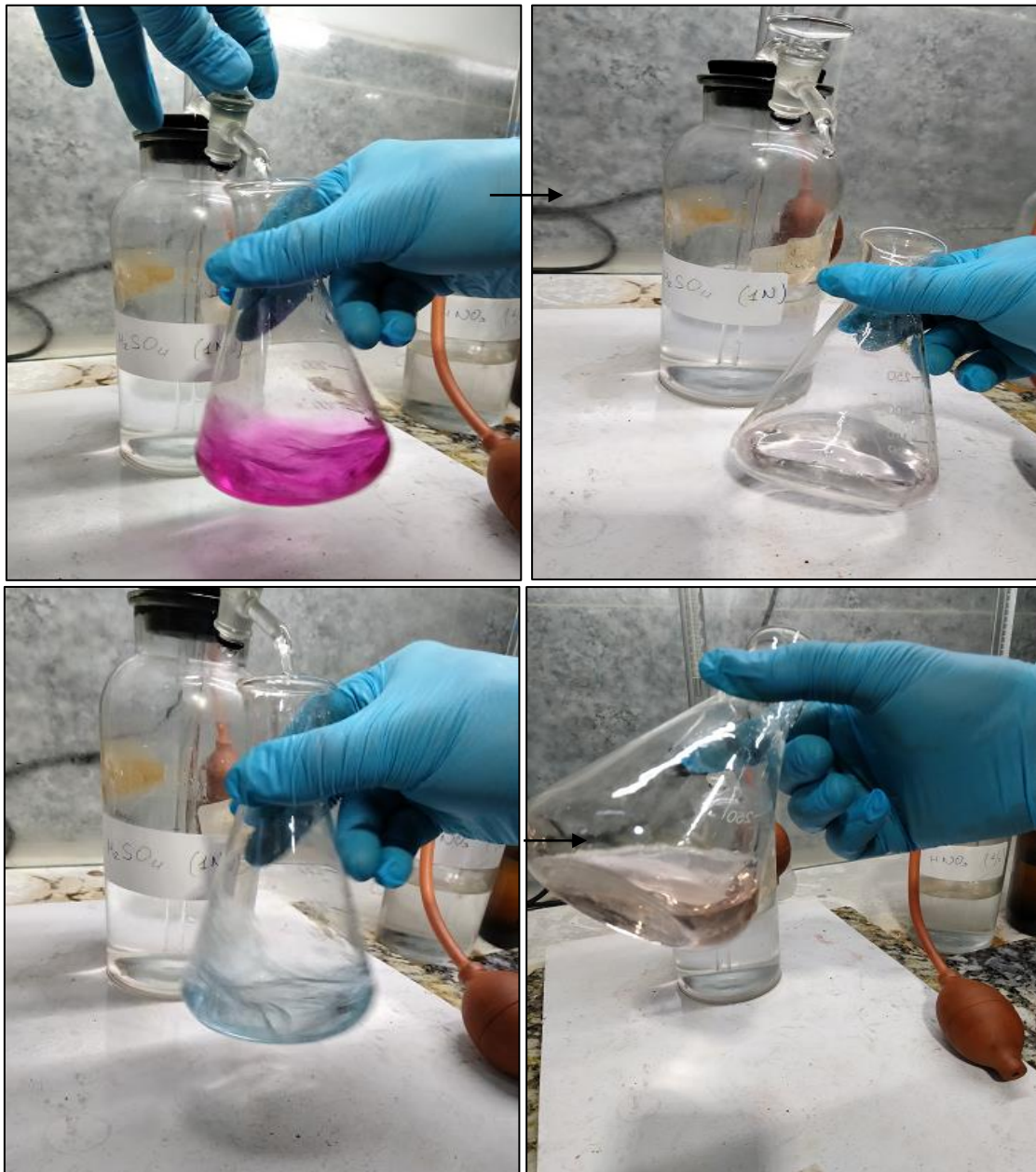


Figure II.4 Dosage colorimétrique des taux de CO₂ et MEA dans la solution absorbée

Le taux du CO₂ et celui de la MEA sont calculés selon les formules suivantes [4] :

$$\% \text{ MEA} = V_2 \cdot 1,25$$

$$\% \text{ CO}_2 = [V_2 \cdot (V_1 + 0,75)] \cdot 0,7$$

II.1.2. Analyse de moussage dans la solution de MEA

- **Principe**

Cette méthode a pour but la détermination du moussage des solutions de MEA.

On fait passer un courant d'azote (ou d'air) par un tube de dispersion de gaz dans une éprouvette graduée de 250ml contenant 90ml d'échantillon à analyser. Le volume total qu'occupe la solution plus la mousse est défini comme la hauteur de la mousse.

- **Mode opératoire**

Prendre 50 ml de solution de MEA dans une éprouvette graduée, on y expose le tout à un courant d'air via la vanne d'air à un débit de 32cc tout on notons les volumes V_1 et V_2 avant et après l'arrivée d'air.

$$V (\text{MEA} + 5\text{ml}) = 55 \text{ ml}$$

$$V (\text{moussage}) = (V_2 - V_1)$$

$$= (V_2 - 55) \text{ ml}$$

Si $V \text{ moussage} > 30 \rightarrow$ il y a le moussage

Si $V (\text{moussage}) < 30$ cela veut dire qu'il est dans les normes



Figure II.5 Appareil de mesure de taux de moussage

II.1.3. Analyse des chlorures dans la solution de MEA

- **Principe**

Afin de vérifier l'influence de la présence des ions chlorures dans la solution MEA, une prise d'essai a été quotidiennement faite, directement du point d'échantillonnage du circuit MEA. Des tests de moussage ont été réalisés à chaque fois que la teneur en chlorures dépasse la valeur limite tolérable par le design (150 ppm). La méthode est basée sur la fixation des ions

Cl^- par les ions Ag^+ en un sel peu dissocié, AgCl_2 . Au cours de ce phénomène, on procède au titrage par une solution de nitrate d'argent, la réaction est la suivante :



- **Mode opératoire**

-Préparation de la solution blanche (témoin), versé dans un erlenmeyer 44 ml d'eau distillée
 -préparation de la solution à analyser, On prend 5 ml de l'échantillon (MEA pauvre et riche) dans un erlenmeyer de 250 ml, on ajuste avec l'eau distillée jusqu'à 44 ml, on y ajoute 5ml d'acide nitrique (0,1N) et 1 ml de nitrate d'argent (0,1N) dans les deux solutions puis on agite la solution et laisse reposer dans l'étuve à une température de 40°C pendant 30 minutes. Nous passons la solution au spectrophotomètre à une longueur d'onde 430 nm. Les résultats obtenus pour ces analyses sont représentés dans les tableaux suivant :

Echantillon N°	MEA (%)	CO ₂ (%)	Cl ⁻ (ppm)	MOUSSAGE (ml)
1	11,63	1,44	49	15
2	12,63	1,58	52	20
3	13,13	1,58	60	15
4	13,13	1,86	53	80
5	13,75	2,13	55	70
6	13,50	1,51	56	120
7	14,00	1,71	63	55
8	13,75	1,91	56	65
9	13,88	2,344	57	10
10	13,75	1,90	61	15
11	14,23	1,92	51	70
12	13,25	1,58	48	55
13	13,00	1,29	29	15
14	13,75	1,86	48	55
15	13,25	1,64	55	15
16	14,63	2,06	63	15
17	14,13	2,27	54	40
18	14,75	2,00	58	50
19	14,88	2,56	56	60

Tableau II.1. Analyse de la solution MEA mesurée.

	Norme	Mesurée
% MEA	Min15%, max 20%	11,63 à 14,88
% CO₂	Min 0,2%, max 2%	1,29 à 2,59
Cl⁻	< 150 ppm	29 à 63 ppm

Interprétation du résultat de moussage

Les résultats obtenus montrent que le taux de moussage dépasse de loin la valeur limite recommandée par le désigne qui est de 10ml, La maintenance des équipements stratégique de la section décarbonatation à savoir l'absorbeur et le régénérateur a pu provoquer une diminution du moussage, mais cela n'a pas pu régler le problème définitivement. Ce qui confirme l'existence d'autres facteurs influant ce phénomène

La concentration de MEA dans la solution pauvre varie de 11,63 à 14,88, elle est au-dessous de la norme exigée de 15 à 20% en MEA.

La teneur en CO₂ dans la solution de MEA pauvre varie de 1.29 à 2.59, La capacité d'absorption (% CO₂) de la solution MEA est contrôlée aussi par le pH. En générale, le pH de la solution MEA pauvre de 15% à 20% en MEA est d'environ de 12.

Les taux des chlorures enregistrés sont de 29 ppm à 63 ppm. Ces résultats sont en dessous de la valeur maximale tolérée soit 150 ppm. A forte dose, les chlorures provoquent la dégradation partielle de la solution MEA ce qui rend la réaction entre la MEA et CO₂ non parfaite d'où une mauvaise absorption du CO₂.

Les produits de dégradation provoquent la mousse. En effet, la quantité des chlorures doit être négligeable. Ces chlorures provoquent la formation d'acide chlorhydrique qui attaque l'acier inox (tubes du rebouilleur, plateau, etc...) et la formation de boues qui obstruent les tubes des échangeurs. Il y'a deux sources à l'origine de cette contamination : La première c'est l'eau de mer (de refroidisseur de la MEA pauvre et le condenseur de régénération) et la deuxième l'eau de préparation de la solution MEA.

II.2. Influence de la température de la solution MEA sur le moussage

- **Principe**

L'expérience consiste à chauffer une solution de MEA à 15% sans et avec addition d'anti mousse SAG10 à différentes températures.

- **Mode opératoire**

- A l'aide d'un bain marie, on chauffe des volumes de 50ml de plusieurs solutions MEA avec et sans le SAG10 à différentes températures variant de 25 jusqu'à 50°C. On les transvase dans des éprouvettes graduées de 250ml dans les quelles du gaz a été dispersé, Après que la mousse soit formée, on mesure son volume en " ml " Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau ci-dessous

Tableau II.2. Influence de la température de la MEA sur le moussage

T de solution de MEA (°C)	25	30	35	38	40	45	50
Moussage sans SAG10 (ml)	13	15	17	19	20	26	90
Moussage avec SAG10 (ml)	5	6	8	8	10	20	50

D'après le tableau II.3, nous remarquons qu'au-delà de 40 °C, le phénomène du moussage s'accélère. Cela s'explique par la réaction de la MEA avec le CO₂, car l'absorption du gaz se fait à basse température tandis que la régénération se fait à haute température cela apporte une énergie d'activation qui favorise la libération de CO₂ et engendre l'élévation du moussage.

II.3. Influence de la présence d'hydrocarbure lourd sur le moussage

- **Principe**

Déduction de la masse moléculaire des hydrocarbures lourds (Gazoline) par chromatographie, et la variation des volumes pour étudier leurs influences sur le moussage

- **Mode opératoire**

-on fait passer un échantillon de gazoline dans une colonne chromatographie, les résultats obtenus sont représentés sur le tableau suivant

Tableau II.3. Composition molaire des hydrocarbures lourds (Gazoline).

Corposants	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆	C ₇	C ₈	C ₉	C ₁₀ ⁺
% molaire	00	00	0,026	28,134	32,871	22,806	11,232	3,776	0,925	0,23

-on fait varier le volume de la gazoline de 1 à 12ml à une température de 38°C

-A l'aide d'un bain marie, on chauffe les volumes avec et sans le SAG10, afin de suivre l'élévation de la mousse dans la solution MEA

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau ci-dessous

Tableau II.4. Variation du volume de mousse en présence de gazoline

Volume de la gazoline (ml)	1	3	5	9	12
moussage sans SAG10	17	19	20	20	24
Moussage avec SAG10	15	15	17	18	20

Nous constatons qu'il y'a une relation proportionnelle entre le volume de la gazoline et le moussage, plus le volume augmente de 1 à 12 ml plus le phénomène de moussage s'accélère, ce qui confirme que la présence des hydrocarbures lourds dans la solution MEA conduit à la mauvaise absorption du CO₂ et cela favorise le moussage, et confirme l'hypothèse de la contribution de la contamination de la MEA par les huiles sur le phénomène de moussage.

II.4. Influence de l'excès anti mousse SAG-10 sur le moussage

Pour cette étude nous avons varié la concentration du SAG 10 sur le volume des mousses formées (en ml), en fixons la température à 38°C, les résultats obtenus sont représentés sur le graphe ci-dessous

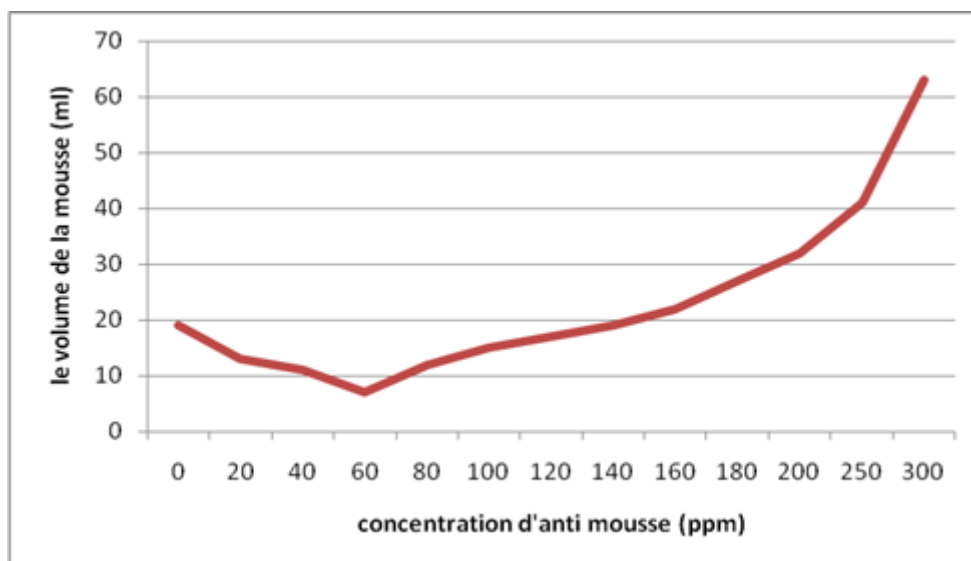


Figure II.6. La variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse

D'après la figure, nous constatons l'élévation de la concentration d'anti-mousse conduit à la réduction du moussage jusque 60ppm, au-delà de cette valeur l'agent anti mousse ne sera plus bénéfique puisqu'il ne réagit pas et jouera donc le rôle d'agent moussant, cela peut être reconnue lorsqu'il y'a la variation de la couleur de MEA du blanc clair à blanc foncé. Cela confirme l'hypothèse de moussage peut être provoqué par l'augmentation d'agent anti-mousse.

References bibliographiques

[1] Liver, «Gas purification»- 5th ed. /Arthur Kohl and Richard Nielsen.

[2] Bechir KOUMA. Remise en marche de l'unité de traitement de Gaz aux amines U88, mémoire de projet de fin d'étude : département des mines, Institut National Polytechnique Félix Houphouët Boigny, Mai 2008

[3] Document soft formation ingénieur, bloc 11 module 02, 1992.

[4] Richard R. Anderson, and Curt M. « Degradation Pathways for Monoethanolamine in a CO₂ Capture Facility Brian R. Strazisar », White National Energy Technology Laboratory, U. S. Department of Energy, P.O.Box 10940, Pittsburgh, Pennsylvania, November 19, 2002.

Conclusion générale

Conclusion générale

Dans le cadre de notre travail de projet de fin d'études master, nous nous sommes intéressés au problème de moussage des absorbeurs de la section de décarbonatation du GNL2/Z. Cette étude comprenait une enquête technique in-site et la surveillance du phénomène de moussage au niveau du laboratoire. En effet, la mousse générée est trop stable ou trop volumineuse et réduit les performances des réacteurs.

Après avoir étudié les principaux facteurs qui favorisent la formation de bulles dans la solution MEA, nous avons constaté que :

- ❖ La réaction entre le MEA et le gaz est bonne à une température de 38°C. L'élévation de la température au-dessus de 40°C diminue la tension superficielle de la solution MEA et favorise le moussage de la solution d'amine à 15%
- ❖ La solution pauvre de MEA utilisée dans cette section est mal préparée en raison de sa faible concentration. À la norme requise de 15 %.
- ❖ Des quantités excessives d'agent anti-mousse SAG10 peuvent provoquer le moussage de la solution MEA. Les produits anti-mousse ne résolvent pas le problème sous-jacent, ils ne sont donc qu'un moyen temporaire de contrôler le problème jusqu'à ce qu'il soit identifié et que la cause de la mousse soit clarifiée. La concentration optimale recommandée est de 50 ppm à l'échelle du laboratoire et de 15 ppm à l'échelle industrielle.
- ❖ La défaillance de l'évaporateur et de la pompe de anti-mousse et la contamination de la solution MEA dans le puisard entraînent la formation de mousse.
- ❖ Il existe d'autres paramètres qui causent des problèmes de moussage qui ne peuvent être identifiés qu'à l'échelle industrielle, tels que : Chute du plateau, changement soudain du débit GN et du débit de la solution MEA.

Recommendations

Recommandations

Pour compléter cette étude et s'assurer le bon fonctionnement de la section décarbonatation tout en évitant les problèmes de moussage, nous suggérons que :

- ❖ La solution 15% MEA doit être bien préparée et homogénéisée.
- ❖ Surveillance et contrôle du le puisard, utilisez l'échantillon pour surveiller l'analyse de la concentration de la solution de MEA à 15 %.
- ❖ Préparer un tamis moléculaire en remplacement de l'eau de lavage pour éviter la perte de MEA.
- ❖ Assurer une bonne filtration mécanique pour garder la solution exempte de matières solides.
- ❖ Assurer le bon fonctionnement de l'épurateur d'entrée en amont de la colonne d'absorption
- ❖ Évitez de nettoyer le système MEA avec de l'eau de mer, en particulier à proximité des pompes.
- ❖ Selon l'analyse de la concentration de chlorure dans la solution MEA, échantillonner aux points suivants pour identifier la cause de la contamination :
 - Sortie de régénérateur « MEA pauvre »
 - Condensateur de tête
- ❖ Faire fonctionner la pompe anti-mousse pour s'assurer que la solution de démoussage est correctement diluée afin d'éviter une surinjection.
- ❖ Assurer que la température de l'amine pauvre dépasse d'environ 15°C la température du gaz d'alimentation de la colonne d'absorption afin de minimiser la condensation des hydrocarbures lourds

Résumé

Résumé

Le processus de réduction ou de décarbonations du CO₂ est l'une des étapes clés pour traiter le gaz naturel avant sa liquéfaction. Dans ce travail, nous nous sommes principalement intéressés à un des problèmes largement rencontré dans l'industrie chimique qui est le phénomène de moussage des colonnes d'absorption de CO₂. Nous avons tenté d'étudier et d'optimiser les principaux facteurs responsables tels que la concentration de la solution MEA, la température de la solution MEA, la présence d'hydrocarbures lourds et l'excès d'agent antimousse SAG10 pour le moussage. Les résultats d'analyse montrent que la solution de MEA doit être bien préparée à 15% et la réaction entre le MEA et le gaz est optimale à 38°C. La montée en bulles est facilitée par la présence d'hydrocarbures lourds sous forme de gouttelettes. Un excès d'agent anti-mousse SAG10 provoque également le phénomène de moussage de la solution MEA.

Les mots clé : GL2/Z, gaz naturel, décarbonation, absorption, moussage, MEA.

Abstract

The CO₂ reduction or decarbonation process is one of the key steps to treat natural gas before its liquefaction. In this work, we mainly focused on one of the problems widely encountered in chemical industry which is the foaming phenomenon in CO₂ absorption columns. We tried to study and optimize the main responsible factors such as MEA solution concentration, MEA solution temperature, presence of heavy hydrocarbons and excess of antifoaming agent SAG10 for foaming. The analytical results show that the MEA solution should be well prepared at 15% and the reaction between MEA and gas is optimal at 38°C. Bubbling is facilitated by the presence of heavy hydrocarbons in the form of droplets. An excess of the antifoaming agent SAG10 also causes the foaming phenomenon of the MEA solution.

Key words: GL2/Z, natural gas, decarbonation, absorption, foaming, MEA

Résumé

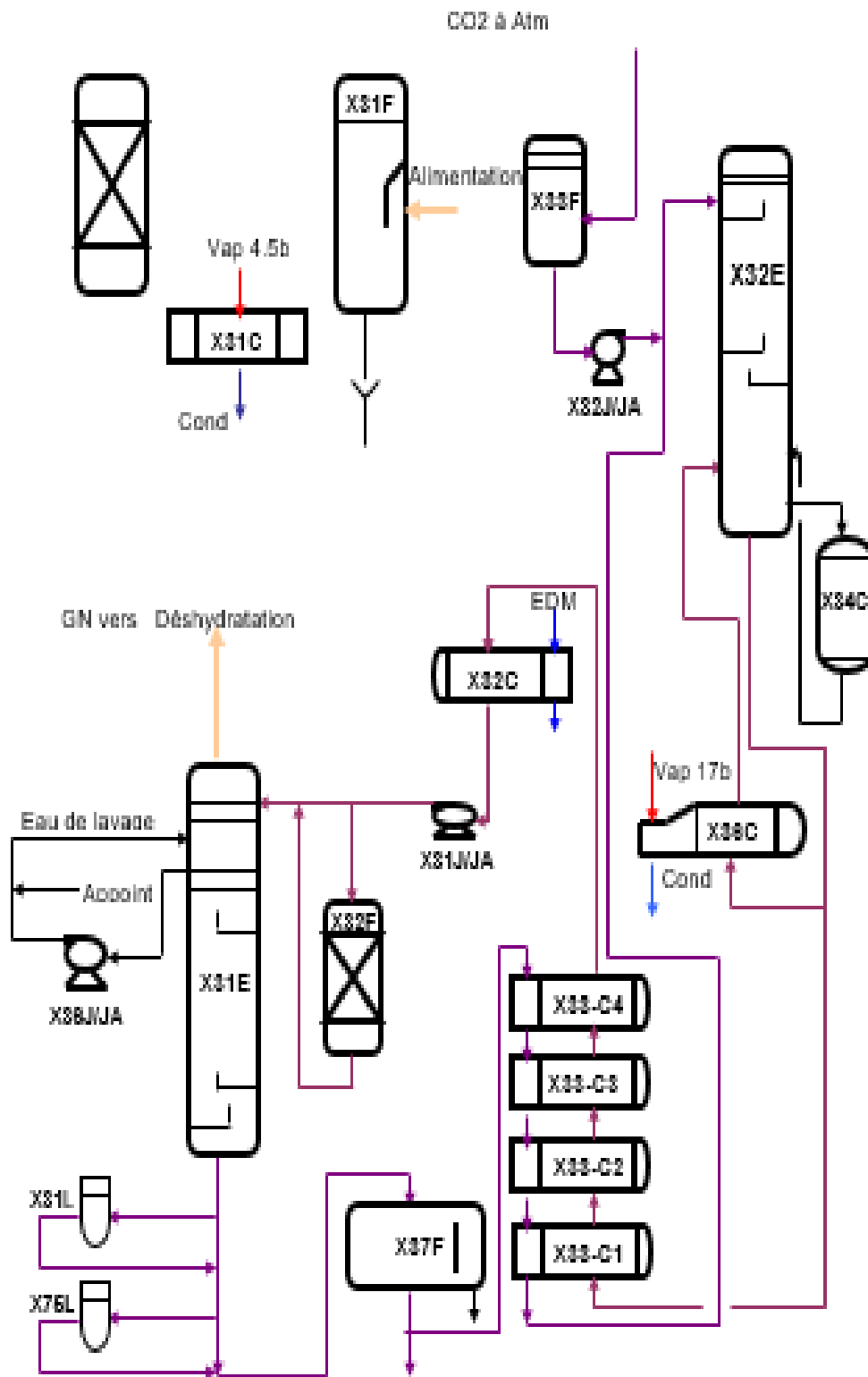
ملخص

تعد عملية تقليل أو إزالة الكربون من ثاني أكسيد الكربون إحدى الخطوات الرئيسية في معالجة الغاز الطبيعي قبل التسييل. في هذا العمل، ركزنا بشكل أساسي على إحدى المشكلات التي تمت مواجهتها على نطاق واسع في الصناعة الكيميائية وهي ظاهرة أعمدة امتصاص ثاني أكسيد الكربون الرغوية. حاولنا دراسة وتحسين العوامل الرئيسية المسؤولة مثل تركيز محلول MEA ودرجة حرارة محلول MEA ووجود الهيدروكربونات الثقيلة وفائض مزيل SAG10 للرغوة. تظهر النتائج التحليلية أن حل MEA يجب أن يكون محضراً جيداً بنسبة 15٪ وأن التفاعل بين MEA والغاز هو الأمثل عند 38 درجة مئوية. يتم تسهيل الارتفاع إلى الفقاعات من خلال وجود الهيدروكربونات الثقيلة في شكل قطرات. يسبب فائض العامل المضاد للرغوة SAG10 أيضاً ظاهرة الرغوة لمحلول MEA.

الكلمات المفتاحية: GL2/Z، الغاز الطبيعي، إزالة الكربون، الامتصاص، الرغوة، MEA.

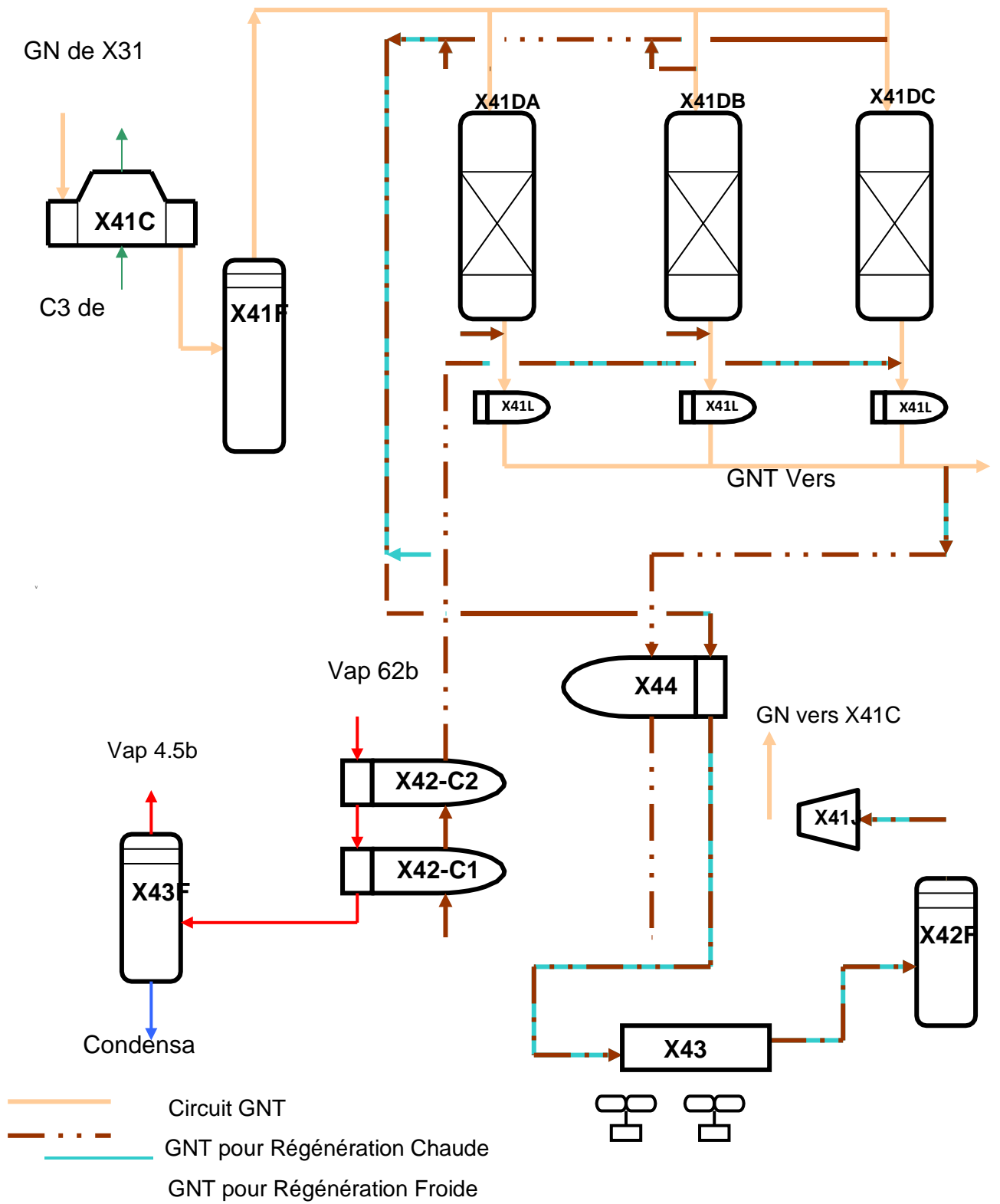
Annexes

Annexes

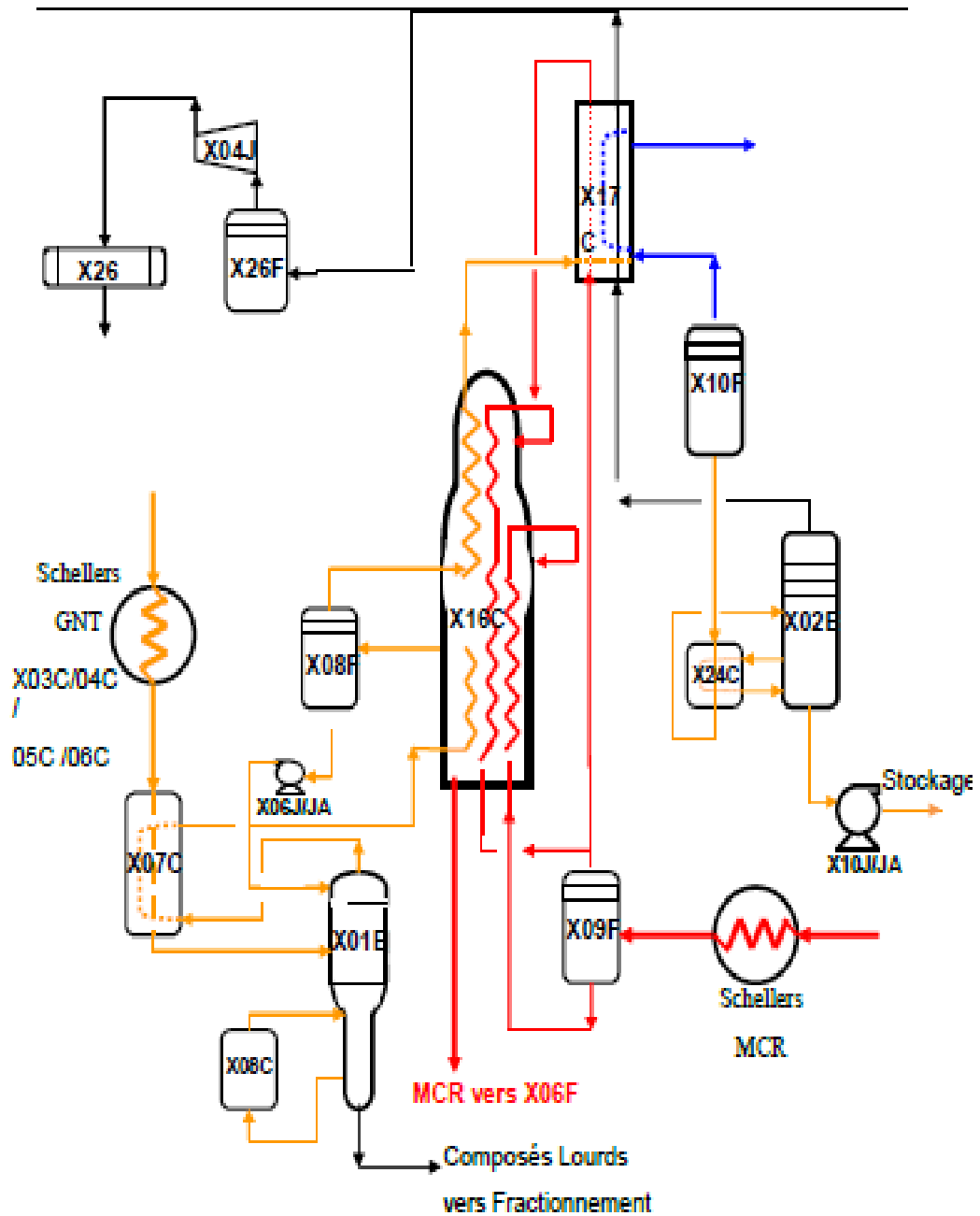


Absorption CO₂ et Régénération MEA

Annexes



Déshydratation



Séparation et liquéfaction

Annexes

Tableau .01 : l'absorbeur (131-E)

Longueur	28205mm
Diamètre intérieur	2896mm
Matériau	SA516-GR70
Nombre de plateaux	29
Pression de service	41.5 Bar
Pression nominale	49.5 Bar
Pression de test hydrostatique	78.9 Bar
Concentration de la solution MEA	15 à 20%
Temps de séjour	3'
Débit MEA en circulation	66 m ³ /h
Température d'entrée de la MEA pauvre	38°C
Débit eau de lavage	17 m ³ /h
Pourcentage d'engorgement	80%

Tableau .02 : réchauffeur GN travaillant avec de la vapeur 4.5 bars (131-C)

TUBES		CALANDRE	
Nombre de tubes	468		
Matériau	Acier Carbone	Matériau	Acier Carbone
Fluide en circulation	Gaz naturel	Fluide en circulation	Vapeur 4.5 bars
Débit	259099 Kg/H	Débit	10120 Kg/H
Température d'entrée	Ambiante	Température d'entrée	252.8 °C
Température de sortie	37.8°C	Température de sortie	147.8 °c
Température nominale	De -15°C a 65°C	Température nominale	288 °c
Pression De Service	41.4 Bar A 45 Bar	Pression De Service	3.45 Bar
Nombre de passe	1		
Pression Nominale	49.7 Bar	Chaleur Echangée	5.569.200 Kcal/h

Tableau .03 : Pompe d'eau de lavage (136J/JA)

Fabriquant des pompes 136 J/JA	Byron – Jackson (Pays Bas)
Nombre d'étages	1
Fabriquant du moteur électrique	ACEC, Charleroi (Belgique)
Vitesse du moteur	2855 t/mn
Vitesse du moteur à pleine charge	3000 t/mn
Pression nominale d'aspiration	47.40 Bars
Pression nominale de refoulement	51.54 Bars
Pression maximale de déclenchement	52.36 Bars
Capacité nominale	19.53 M ³ /H
Puissance du moteur	7.5HP

Annexes

Tableau .04 : Ballon de détente (137-F)

Longueur	7010 mm
Diamètre	1829 mm
Matériau	SA 285-C
Pression de service	5.86 Bar
Pression nominale	6.55 Bar
Pression test hydrostatique	13.1 Bar
Température de service	43.3 °C
Température de calcul	49 °C
Chicane de déversement interne (largeur totale)	1372 mm
Tamis anti-entraînement	Sommet du ballon

Tableau .05 : Régénérateur (132-E)

Longueur	21040mm
Diamètre	1372mm
Matériau	SA 205-C
Nombre de plateaux	25
Pression de la colonne (tête)	0.4 Bar
Pression de la colonne (fond)	1.4 Bar
Pression différentielle de la colonne	0.5 Bar
Pression nominale	2 Bar
pression de test hydrostatique	11.1 Bar
Température de tête de la colonne	107°C
Température du rebouilleur	122°C
Temps de séjour du liquide	3 minutes
Débit vapeur de rebouillage	9792h

Tableau .06 : Rebouilleur (134-C)

Calandre et enveloppe de la Calandre	Acier carbone
Fluide	Vapeur 4.5 Bars
Débit total d'entrée	9792 kg/h
Température d'entrée	147.8°C
Température de sortie	147.8°C
Chaleur échangée	4.938.100 Kcal/h
Tubes et boîte de circulation	Inox, Chrome et le Nickel
Fluide	MEA pauvre
Débit total d'entrée	81642 kg/h
Température d'entrée	119.8°C
Température de sortie	121.4°C
Surface d'échange	169.8 m ²

Annexes

Tableau .07 : Ballon de reflux du régénérateur de CO₂ (133-F).

Longueur	2362 mm
Diamètre	813 mm
Matériau	SA 285-C
Pression de service	0.3 Bar
Pression de calcul	2 Bar
Température de service	60 °C
Température de calcul	60 °C
Pression test hydrostatique	23 Bar
Chicane interne	Entrée
Tamis anti-entraînement	Tête

Tableau .08 : Echangeurs solvant riche /pauvre (133-C).

Côté calandre	MEA pauvre à 15%
Matériau	Acier carbone
Débit d'entrée	67624 kg/h
Température d'entrée	122°C
Température de sortie	59.8°C
Chaleur échangée	4.331.560 Kcal/h
Côté tubes	MEA riche à 20%
Matériau	Acier Inox, Chrome, Nickel
Débit d'entrée	69 584 kg/h
Température d'entrée	39.8°C
Température sortie	101.7°C
Nombre de passes	4
Surface d'échange	137m ²

Tableau .09 : Refroidisseur (132-C).

Côté calandre	MEA pauvre à 15%	Côté tubes	Eau de mer
Matériau	Acier carbone	Matériau	70% Cu et 30% Ni
Débit d'entrée	67624 kg/h	Débit d'entrée	190.000 kg/h
Température d'entrée	59.8°C	Température d'entrée	24°C
Température de sortie	37.8°C	Température de sortie	32.2°C
Chaleur échangée	1.514.500 Kcal/h	Nombre de passes	4
Nombre de passes	1	Surface d'échange	137m ²

Annexes

Tableau .10 : Pompes de reflux du régénérateur
(132 J/JA)

Fabriquant des pompes	Byron – Jackson (Pays Bas)
Nombre d'étages	1
Fabriquant du moteur électrique	ACEC, Charleroi (Belgique)
Vitesse du moteur à pleine charge	2950 t/mn
Pression nominale d'aspiration	0.62 Bar
Pression nominale de refoulement	4.06 Bars
Pression maximale de déclenchement	4.71 Bars
Capacité nominale	3.9 m ³ /h
Puissance du moteur à pleine charge	3HP

Tableau .11 : Condenseur de tête de CO₂ (135-C)

Côté tubes		Côté calandre	
Fluide en circulation	EDM	Fluide en circulation	CO ₂ + Vapeur d'eau
Matériau	70%Cu et 30%Ni	Matériau	Acier carbone
Débit	222400 Kg/h	Debit	6041 Kg/h
Température d'entrée	23.9°C	Température d'entrée	104.2°C
Température de sortie	35.6 °C	Température de service	60°C
Température nominale	66°C	Pression de service	0.3 Bar
Nombre de passes	1	Nombre de passes	2
Surface d'échange	57.6m ²		

Tableau .12 : Filtre de mea riche (131-L)

Matériau	Acier au carbone
Type	A Cartouche
Elément filtrant (Acier Inox)	Sac avec particules de 5 –50 microns Résistant aux acides.
Capacité	6.4 M ³ /H
Perte de charge normale	0.35 Bar
Pression maximale de fonctionnement	45.5 Bars
Température de fonctionnement	38°C
Fabriquant	Dollinger U.S.A

Annexes

Tableau .13 : Filtre de mea riche (175-L)

Matériau	Acier au carbone
Type	A Cartouche
Elément filtrant (Acier Inox)	Sac avec particules de 5 –50 microns Résistant aux acides.
Capacité	65.4 M ³ /H
D/P Filtre propre	0.14 Bar
D/P Filtre encrassé	1.72 Bar
Pression maximale de fonctionnement	45.5 Bar
Pression nominale	49.6 Bar
Température de fonctionnement	43.3 °C

Tableau .14 : Spécifications techniques MEA

item	Désignation	Exigences Du Complexe
1	Produit	Monoethanolamine
2	Pays et fabricant d'origine	//
3	Formule chimique	NH ₂ CH ₂ CH ₂ OH
4	Applications	Absorption des gaz acides dans le gaz Naturel
5	Etat physique (Physical state)	Liquide
6	Couleur (colour)	Incolore
7	Masse molaire, g/mol	61,08 à 61,1
8	masse volumique à 20°C, g/cm ³ (density)	1,015 à 1,020
9	Pureté, [wt %]	Supérieur à 99,7
10	Impureté	Négligeable
11	Teneur en eau [wt %](water)	0,3% max.
12	Point d'ébullition à 760mmHg, °C (boiling point)	170 à 171 °C
13	Point de congélation, °C	10 à 10,5 °C
14	limite inférieure d'explosivité,%(V)	3,4 (88,3°C)
15	limite supérieure d'explosivité,%(V)	27,0(133,8°C)
16	Tension de vapeur à 20°C, mmHg (vapour pressure)	0.5 mbar à 20°C:4,1mbar à 50°C
17	Pt d'éclair, °C (flash point)	92 à 93 coupelle ouverte selon ASTM D92
18	Viscosité en cps à 20°C (viscosity at 20°C)	24,1
19	Viscosité en cps à 25°C (viscosity at 25°C)	19,35
20	Viscosité en cps à 60°C (viscosity at 60°C)	5,5
21	Indice de réfraction Nd à 25°C	1,4522
22	Solubilité dans l'eau, % (Solubility in water)	Complète
23	Volatilité en pourcentage par volume	Nulle
24	PH de solution aqueuse (15%) à 25°C	12,3
26	Taux d'évaporation (Butyl Acétate=1)	0,1
27	température d'auto inflammation (ignition température)	410°C DIN 51794

Annexes

28	Documentations à fournir	Certificat de conformité, fiche technique du produit et FDS
29	Les propriétés et spécifications techniques du produit.	Composition Physico-chimique conforme à l'utilisation
31	La sécurité (manipulation du produit et fiche toxicologique)	Dernière version selon réglementation
32	Les certificats de conformité des produits	
33	Les modes opératoires des méthodes d'analyses des paramètres physico-chimiques	Les normes d'analyse utilisées (dernières versions)
34	Conditionnement	Fûts de 210kg
35	Délai de péremption	Minimum 18 mois à partir de la réception sur site
36	Durée de conservation	2 ans
37	Déviations par rapport au cahier des charges	Satisfaire aux exigences du cahier des Charges
38	Délai de livraison	03 mois maximum
39	Garanties d'utilisation du produit	garantie du produit pour une période de 12 mois à partir de la réception sur site
40	Références du soumissionnaire	Liste des clients utilisant le produit
41	Origine du produit Nom du fabricant	A préciser

Tableau.15 : Spécifications techniques de SAG 10 anti mousse : Pol diméthyle siloxane.

item	Désignation	Exigences Du Complexe
1	Produit	Anti-mousse (SILICONE ANTI FOAMEMULSION)
2	Les propriétés et spécifications techniques du produit.	Composition Physico-chimique conforme à l'utilisation
3	Applications	L'empêchement et la suppression de la mousse dans la section de lavage à l'amine MEA (une colonne d'absorption chargée d'éliminer du CO ₂ du gaz naturel et une colonne de régénération pour éliminer par vaporisation les produits légers venant de la réaction de MonoEthanolAmine (MEA) avec le CO ₂)
4	Etat physique	Liquide
5	Couleur	Blanche

Annexes

6	Masse volumique à 25°C, g/cm ³ (densité)	1
7	Viscosité à 25°C	2000 Cps
8	Matière active	10% de silicone solide
9	Point de flash	aucun
10	PH à 25°C	7,5
11	L'homogénéité	Stable
12	Stabilité thermique	Stable
13	Emulsifiant	Non ionique