



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
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...../GPE/2019

MEMOIRE DE FIN DE TUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie des procédés de l'environnement

Thème

**Suivi fonctionnement de la section de décarbonatation au
niveau d'un train de liquéfaction du complexe GL2/Z
Description du procédé et problèmes rencontrés**

Présenté par :

1- DAHMANE Habib

Soutenue le 26/09/2019 devant le jury composé de :

Président :	Dr ATTOUTI Salima	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	Dr TERMOUL Mourad	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Dr HAMMOUDI Habib	MCB	Université de Mostaganem
Co-Rapporteur	Mr. SETTOULE Miloud	Ingénieur Process	Complexe GNL2/Z

Remerciements

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

Notre première pensée va tout naturellement à nos encadreurs Dr HAMMOUDI Habib et Mr Miloud SETTOUL qui m'ont aidé, conseillé et guidé afin de finaliser ce modeste travail dans de bonnes conditions.

Nos sincères remerciements vont également aux personnels du complexe G12/Z pour leur assistance.

Nos vifs remerciements aux membres de jury d'avoir accepté d'évaluer notre travail.

Je tiens aussi à présenter mes remerciements les plus sincères à tous ceux qui ont contribué de loin où de près à la réalisation de ce travail ainsi que les professeurs qui m'ont soutenu tout au long de mes années scolaires et universitaires .

Dédicaces

Je dédie ce travail :

- ✓ *A mes très chers parents, la lumière de ma vie.*
- ✓ *A toute ma famille.*
- ✓ *A tous mes enseignants.*
- ✓ *A mes chers amis.*
- ✓ *A tous ceux qui m'ont aidé.*
- ✓ *A ma promotion.*

Habib

PARTIE THEORIQUE

INTRODUCTION	1
CHAPITRE I « Le Gaz Naturel »	
I. Généralités « Gaz Naturel »	
I.1 Composition	2
I.2 Nature, origine	2
I.3 Utilisation du GN.....	2
I.3 Gaz naturel « source d'énergie ».....	3
I.3 Gaz naturel « matière première »	3
I.4 Traitement.....	4
I.5 Transport.....	4
CHAPITRE II « Liquéfaction du Gaz Naturel »	
II. Le gaz naturel liquéfié (G.N.L.)	6
II.1 Introduction.....	6
II.2 Présentation du complexe GL2/Z	7
II.2.1 Objectif du complexe	7
II.2.2 Procédé de fabrication.....	8
II.2.1.1 Traitement de la charge (GN)	10
II.2.1.2 Unité de liquéfaction	10
II.2.1.3 Unité de fractionnement des hydrocarbures lourds	11
II.2.1.4 Unité de compression	11
II.2.2 .5 Zone de stockage et chargement.....	12

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

III.1 Place de la section de décarbonatation dans le procédé.....	13
III.2 Choix de l'adsorbant	13
III.2.1 Caractéristiques des éthanolamines.....	13
III.2.2 Choix de la solution MEA.....	15
III.2.3 Propriétés physico-chimiques de la MEA.....	15
III.2.4 Mécanisme d'interaction entre la MEA et le CO ₂	17
III.3 Description du système « MEA-CO₂ »	17
III.3.1 Elimination de gaz carbonique	17
III.3.2 Régénération de la solution MEA	18
III.3.3 Le rebouilleur du régénérateur.....	18
III-4 : installation annexes	20
III.4.1 : Filtration d'amine	20
III.4.2 : Vaporiseur de la solution MEA " X36-C "	20
III.4.3 : Bac de stockage de MEA " X35-F "	21
III.4.4 : Système de lavage à l'eau	23
III.4.5 Système d'injection anti-mousse.....	23

PARTIE EXPERIMENTALE

CHAPITRE I « Suivi de la concentration et de la consommation de la MEA dans la Section de décarbonatation »

I.1 Introduction.....	24
I.2 Suivi concentration MEA.....	24
I.3 Suivi de la consommation MEA.....	28
I.4 Observations/ discussions.....	28

CHAPITRE II «Problèmes rencontrés au niveau la section de décarbonatation»

II.1 Problèmes rencontrés au niveau la section de Décarbonatation.....	29
II.1.1. Problème de dégradation de la MEA.....	29
II.1.1.1 Dégradation thermique	29
II.1.1.2 Dégradation par formation de produits non régénérables.....	30
II.1.2 Problème de corrosion.....	31
II.1.3 Problème de moussage.....	33
II.1.4 :Problème de contamination.....	35
II.1.5 Problèmes des pertes MEA.....	36
II.2 Les recommandations.....	37
II.2.1 Recommandations pour réduire la corrosion.....	37
II.2.2 Recommandations pour réduire le moussage.....	38
II.2.3 Recommandations pour réduire le pertes MEA.....	39
II.2.4 Conclusion.....	40

Conclusion Générale

Annexes

Bibliographie

INTRODUCTION

Le gaz naturel est considéré comme une source d'énergie qui joue un rôle très important dans l'industrie moderne.

La liquéfaction du gaz naturel est un impératif lié au transport du gaz naturel. Cette liquéfaction consiste à diminuer son volume d'environ 600 fois et ne peut s'effectuer qu'à la suite d'un certain nombre de traitements préliminaires destinés à purifier le gaz naturel de composants qui peuvent être source de graves problèmes dans le train de liquéfaction (CO₂ , H₂O , HG et les hydrocarbures lourds).

Le complexe GL2/Z est une importante installation de liquéfaction de gaz naturel qui produit le GNL, du propane, du butane et de Gazoline elle présente un essor économique important pour l'Algérie. Le Gaz naturel qui alimente une unité de liquéfaction doit subir au préalable, un traitement afin d'éliminer les gaz contaminants susceptibles de se solidifier lors de la liquéfaction comme le CO₂ qui s'élimine par un traitement à la monoéthanolamine « MEA ». Il est utilisé à une concentration de l'ordre de 15 à 20 % (pourcentage massique).

Cette unité de décarbonatation a été conçue pour l'élimination d'une grande partie du gaz carbonique « CO₂ » contenu dans le gaz d'alimentation et dont la concentration doit être réduite à 70ppm pour éviter la formation de glace carbonique dans les sections froides de l'installations (Bouchage des tubes des échangeurs cryogéniques). Dans le procédé d'élimination des gaz acides, la MEA joue un rôle très important.

Des études ont montré que cette monoéthanolamine est souvent contaminée, ce qui conduit à :

- Sa dégradation d'où son inaction dans l'absorption du CO₂.
- Des pertes de la solution de monoéthanolamine par entraînement durant le lavage à l'eau ou par évaporation.
- Sa contamination par différentes ressources sortant par les chlorures de l'eau de mer due aux fuites : dans les tubes des échangeurs à eau de mer (après leur corrosion).

Notre travail a été réalisé au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel « GNL2/Z » et avait pour objectif de faire le suivi de fonctionnement de l'unité de décarbonatation et qui est divisé en deux parties :

1- La première est consacrée à la présentation du complexe et la description du procédé de décarbonatation .

2-La seconde concerne le suivi de fonctionnement de la section de décarbonatation en suivant d'une part, la concentration ainsi que la consommation de la solution MEA au niveau de cette section.

3-La dernière partie était d'identifier les principaux problèmes auxquels est confrontée cette section tout en donnant des solutions ou des recommandations.

PARTIE THEORIQUE

I. Généralités « Gaz Naturel »**I.1. Composition**

Mélange d'hydrocarbures saturés légers comprenant essentiellement de méthane en grande proportion(CH₄) ,ainsi que d'autres hydrocarbures gazeux tel que l'éthane ,propane , butane ,pentane en proportions décroissantes. Sa composition révèle en outre suivant le cas la présence d'hélium, d'azote, de gaz carbonique,du mercure , de l'hydrogène sulfuré et de la vapeur d'eau. A titre d'exemple la composition approximative du gaz provenant du gisement de HASSI R'mel est donnée par le Tableau1.

I.2 Nature, origine

Le gaz naturel et le pétrole brut sont constitués par des mélanges d'hydrocarbures accompagnés ou non de composés oxygénés, azotés ou sulfurés. Ces hydrocarbures sont très probablement d'origine organique. D'après les hypothèses les plus vraisemblables, la matière première aurait été essentiellement formée par les micro-organismes, animaux et végétaux, de la zone superficielle des océans.

Mais il existe d'autres hypothèses. Les deux principales sont le métamorphisme de charbons bitumineux et le volcanisme (on a remarqué que certaines roches éruptives et l'atmosphère de certaines planètes contiennent du méthane).

I.3 Utilisation du GN

Le gaz naturel peut être utilisé, comme les autres combustibles fossiles, charbon et pétrole, aussi bien comme combustible et carburant que comme matière première. Il présente donc, au moins potentiellement, une large gamme d'usages massifs. Du point de vue énergétique,1m³ de gaz naturel équivaut à environ 1litre de pétrole.

Le traitement des gaz bruts permet de récupérer chaque année plusieurs dizaines de millions de tonnes de gazoline et de gaz liquéfiés, et de produire environ un quart du tonnage mondial du soufre. Le gaz naturel et ses coproduits constituent des éléments de base appréciés pour l'industrie de l'ammoniac et la pétrochimie (plastiques, caoutchoucs et fibres synthétiques).

Le marché domestique – utilisations individuelles – est certainement le domaine privilégié du gaz. On a partout constaté un développement considérable de ces usages avec l'arrivée progressive du gaz naturel qui lui permet de prendre une part notable du marché de la production d'eau chaude et du chauffage central individuel.

I.3.1 Gaz naturel « source d'énergie »

La montée des préoccupations environnementales et écologiques est probablement l'argument le plus puissant, parfois le plus urgent, des choix énergétiques en faveur du gaz naturel. Le gaz est un combustible " propre " ; il n'émet pas d'oxyde de soufre, très peu d'imbrûlés, pas de particules solides ni de suies, et se place de façon satisfaisante sur le plan des émissions de monoxyde de carbone et des oxydes d'azote. Pour la même quantité d'énergie fournie, il rejette largement moins de dioxyde de carbone que les autres énergies fossiles : de 20 à 23 % en moins que les fiouls pétroliers et de 40 à 50% en moins que les combustibles solides.

Le gaz naturel y ajoute ses avantages spécifiques : sa non-toxicité, la constance de sa composition et l'absence de soufre permettent des réglages stables et évitent la pollution atmosphérique.

I.3.2 Gaz naturel « matière première »

La chimie fondée sur le gaz naturel transforme le méthane mais aussi tous les composants du gaz brut tels l'éthane, le propane, le butane et les essences. On n'évoquera ici que les réactions basées sur le méthane qui est le principal composant. La stabilité chimique qui caractérise ce corps a limité son usage massif à la fabrication de l'ammoniac et du méthanol ; mais il intervient dans d'assez nombreuses réactions industrielles.

► Par craquage du méthane, on obtient un gaz de synthèse, mélange d'hydrogène, de composés hydrocarbonés et d'oxydes de carbone, qui peut conduire à l'acétylène ou à l'éthylène, ou bien servir de matière première pour la fabrication de l'ammoniac et du méthanol.

► Par des réactions de chloration, nitration et sulfuration, on peut obtenir toute une gamme de produits intéressants :

- le chlorure de méthyle, de méthylène, le chloroforme et le tétrachlorure de carbone
- le tétranitrométhane, utilisable comme combustible dans les fusées
- l'acide cyanhydrique, base des résines acryliques, métacryliques à partir desquelles on fabrique le Plexiglas et des fibres acryliques du type Orlon
- le sulfure de carbone, qui est un solvant.

I.4 Traitement

Un gaz naturel brut est rarement transporté et utilisé en l'état brut. Le producteur est, en effet, contraint de livrer à la consommation un gaz conforme aux spécifications réglementaires édictées par les pouvoirs publics pour assurer la sécurité du transport et des usagers. Le gaz doit être sec, dans les conditions de température et pression de transport, c'est-à-dire qu'il ne doit pas présenter de phase liquide sous forme d'eau ou d'hydrocarbures, et débarrassé des composés acides ou des corps toxiques comme l'hydrogène sulfuré.

Parmi les éléments dont le gaz doit être épuré, il en est qui n'offrent aucune valeur marchande « gaz carbonique ou azote » mais d'autres peuvent présenter un intérêt, ce sont le propane, le butane, les essences, l'hélium et le soufre. Le gaz épuré obtenu peut encore contenir une certaine quantité d'éthane, de propane et de butane qui parfois justifie une extraction complémentaire.

Compte tenu de la diversité même des compositions, les installations de traitement peuvent varier considérablement. Étant donné les conditions de température et de pression régnant dans les gisements, le gaz naturel est saturé en eau. Aussi rencontre-t-on partout des installations de séchage ; la séparation de la phase liquide est parfois effectuée dès la tête de puits. Les installations de traitement, très réduites pour le gaz de Hassi R'Mel où il s'agit d'une simple séparation des hydrocarbures liquides.

I.5 Transport

Le transport massif d'un gaz n'est pas chose aisée. Dans les conditions normales de température et de pression, pour une même valeur calorifique, le gaz occupe un volume mille fois plus important que le pétrole. Aussi le transport du kilowattheure gaz revient-il en moyenne deux à trois fois plus cher que celui de son équivalent énergétique pétrole.

On peut comprimer le gaz naturel (pressions de 100 à 200 bar) dans des bouteilles ou containers métalliques. Cette méthode est utilisée pour le gaz destiné soit à des usages discontinus « carburation automobile », soit à de petites distributions publiques isolées. Elle conduit à des investissements élevés par mètre cube transporté et à des manipulations coûteuses. Ses applications sont donc très limitées.

La solution normale est d'utiliser la pression du gaz à la sortie des installations de traitement ou de comprimer le gaz pour le faire circuler dans un réseau de conduites.

Les réseaux de transport comportent des stations de compression régulièrement espacées.

Tableau 1 : Composition du Gaz Naturel « Hassi R'mel »

COMPOSANTS	PROPORTION (En %Mol)	MIN-MAX %Mol
Helium He	0.19	0.11—0.21
Azote N ₂	5.80	3.33—6
Méthane CH ₄	83	82—87.4
Ethane C ₂ H ₆	7.10	6.77—7.90
Propane C ₃ H ₈	1.73	1.48—2.15
Butane iC ₄ H ₁₀	0.26	0.20—0.40
nC ₄ H ₁₀	0.40	0.30—0.5
Pentane iC ₅ H ₁₂	0.10	0.07—0.16
nC ₅ H ₁₂	0.12	0.07—0.17
Gaz Carbonique CO ₂	0.24	0.18—0.30
Eau H ₂ O	50ppm	35—65
Mercure Hg	Traces	Max100microg/Nm ³

II. Le gaz naturel liquéfié (G.N.L.)

II.1 Introduction

La très faible densité du gaz étant le principal obstacle à son transport par bateau même sous pression (1m³ de gaz naturel équivaut à environ 1litre de pétrole).

La solution à ce problème consiste à lui donner un état plus dense qui est l'état liquide. Cette opération consiste à refroidir le gaz à des températures très basses (dites cryogénique) au alentours de -160°C.

Sous cette forme le gaz voit son volume réduit d'un facteur 600 (1m³ de G.N.L., à -160°C, sous la pression atmosphérique, équivaut à 600m³ de gaz dans les conditions normales) et, dans certains cas, rend économiques les opérations de transport maritime et de stockage.

Les premiers essais de liquéfaction de gaz naturel ont été effectués en 1917 à Chicago. En 1944, deux expériences à petite échelle (40millions de mètres cubes de gaz naturel par an) eurent lieu à Cleveland, puis à Moscou. Mais c'est la mise en service de l'usine de liquéfaction, à Arzew, du gaz saharien de Hassi R'Mel, le 26 septembre 1964, qui marque le démarrage des échanges internationaux de G.N.L. à une échelle commerciale (1,5 milliard de mètres cubes par an).

La première chaîne commerciale au monde de G.N.L. a d'ailleurs été établie d'abord entre Arzew et Canvey Island (Angleterre) en 1964, puis entre Arzew et Le Havre en 1965 pour offrir un débouché au gaz de Hassi R'Mel. Ce gisement, découvert en 1956, a été mis en exploitation en 1962. Il alimente les unités de liquéfaction algériennes d'Arzew et de Skikda, à partir desquelles le G.N.L. est exporté vers l'Europe et les Etats-Unis.

Une chaîne complète de transport de G.N.L. comporte, en général : les installations de production d'un (ou parfois plusieurs) gisement de gaz (terrestre ou marin), reliées par un gazoduc à la côte; une usine de liquéfaction, des stockages de G.N.L., et un port de chargement ; des navires méthaniers ; un ou plusieurs terminaux de réception où le G.N.L. est déchargé, stocké et regazéifié (pour livraison par gazoduc aux industries consommatrices, par exemple la production d'électricité, ou aux réseaux existants de transport et de distribution de gaz naturel).

Le complexe GL2/Z est l'un des complexes qui assure la production, le stockage et la livraison du GNL.

II.2 Présentation du complexe GL2/Z

Le complexe GL2/Z est situé à Bethioua. Son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser son eau comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau distillée et la lutte anti-incendie.

Le complexe GL2/Z représente le dernier complexe en date construit pour le complexe SONATRACH dans le domaine de liquéfaction.

Le contrat de la réalisation a été signé avec la société d'Engineering" PULLMAN KELLOG" chargée des études, de construction et de démarrage des installations du complexe, c'est ainsi que:

- Les travaux résultant du projet ont été entrepris en 1977.
- Les essais et les démarrages ont été effectués en 1980.
- La production et la mise en vente de GNL ont débuté en 1981.

II.2.1 Objectif du complexe :

La fonction du complexe GL2/Z est la liquéfaction de gaz naturel, sa conception de liquéfaction permet de réduire le volume du gaz naturel par transformation physique de l'état gazeux à l'état liquide.

Cette opération consiste à refroidir le gaz à des températures très basses, aux alentours de -162°C, sous cette forme le gaz voit son volume réduit de 600 fois environ et par conséquent facilite le transport de grandes quantités par METHANIER, en vue de sa commercialisation vers l'étranger.

RTO gère le gazoduc de 40 pouces et d'une distance de 500 km doté de 5 stations de compression pour la fourniture du gaz d'alimentation au complexe GL2/Z qui comprend:

- Six trains de liquéfaction, indépendantes et fonctionnant en parallèles dont chacun produit 9000 m³/jour de GNL.
- Une zone utilités assurant les besoins en électricité, eau distillée, la vapeur, air et azote pour le fonctionnement du complexe.
- Cinq pompes d'eaux de mer d'une capacité de 200.000 m³/hr pour le besoin du refroidissement en général ainsi que pour le dessalement.
- Une zone terminal dotée trois bacs de stockage GNL, à double parois métallique d'une capacité unitaire de 100.000 m³ et deux bacs gazoline à tête flottante de capacité chacun 14000 m³.
- Deux quais de chargement M4/M5 pouvant recevoir des Méthaniers de capacité qui varie entre 34.000 et 145.000 m³.

II.2.2 Procédé de fabrication (Zone process)

La zone de procédé (Figure 1 et 2) est constituée de six trains identiques fonctionnant en parallèle.

Ils sont alimentés de GN qui provient de Hassi-R'mel à une pression de 46 bars et à des températures ambiantes. Le GN contient des hydrocarbures lourds et légers ainsi que des huiles, de l'eau, du gaz carboniques (CO_2) de l'azote, de l'hélium (He) et de mercure (Hg).

Chaque train est composé de sections suivantes :

1-Traitements :

- Démercurisation
- Décarbonatation
- Déshydratation

2-La liquéfaction

- Réfrigération propane
- Séparation
- Liquéfaction (circuit MCR)
- Extraction de l'azote

3-Fractionnement

Figure 1 : Zone Process

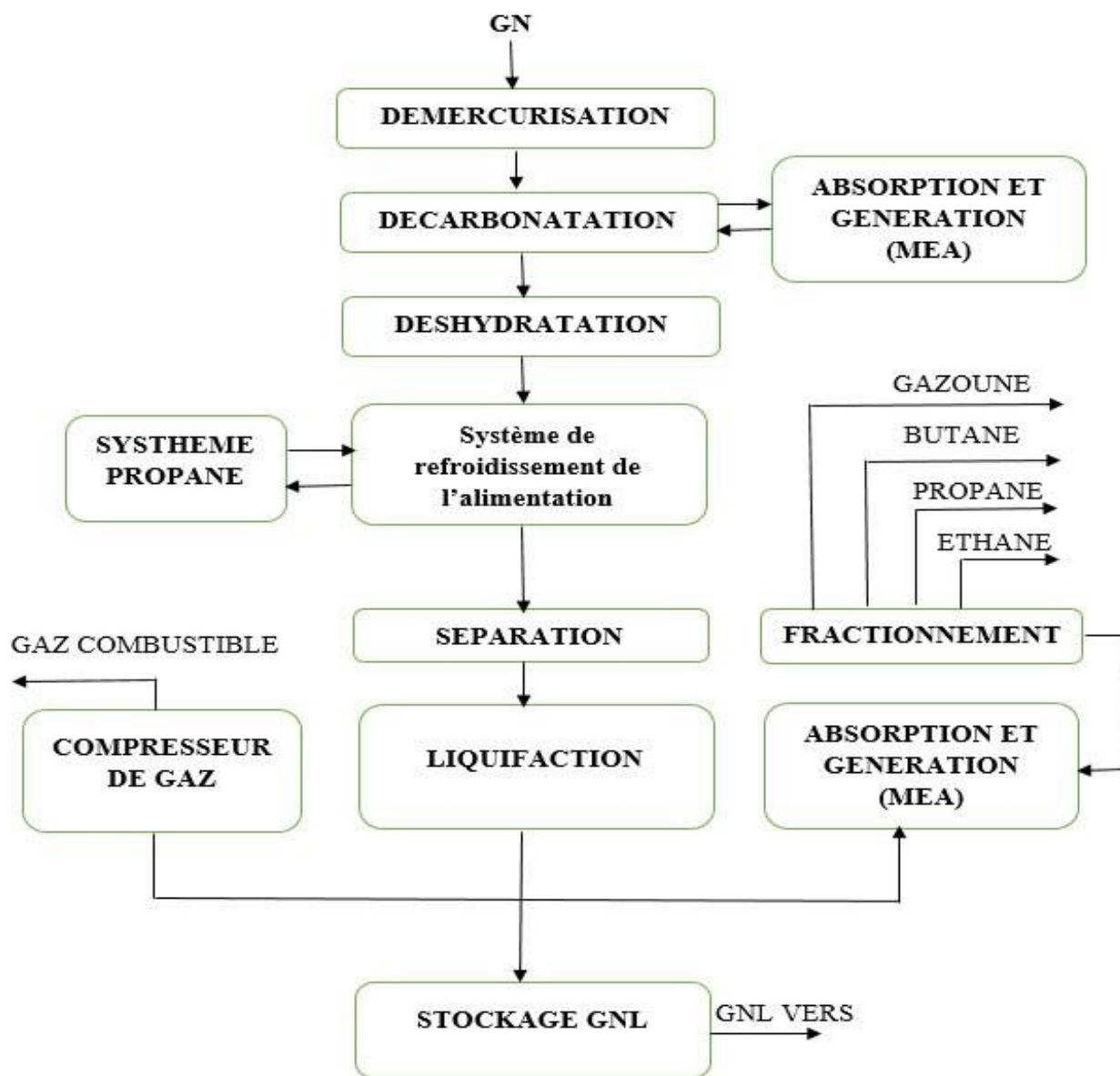


Figure 2: Schéma de principe des procédés du GNL.

II.2.2.1 Traitement de la charge (GN)

A l'entrée du train, le gaz brut passe par un ballon séparateur pour séparer les hydrocarbures liquides en suspension dans le gaz naturel et les éliminer vers le système de rejet liquide.

Pour éviter les problèmes de corrosion par le mercure, le complexe GL2/Z a été équipé par un démercuriseur qui a l'aptitude à éliminer le mercure dans le courant du gaz naturel jusqu'à des concentrations inférieures à 0.1 µg/Nm.

Le dioxyde de carbone CO₂ est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne d'absorption par une solution de MEA à 15% pour réduire la teneur de CO₂ jusqu'à 70 ppm, car sa présence provoque l'obturation des tubes des échangeurs cryogéniques.

Le gaz naturel quitte la section de décarbonatation, saturé d'eau, il passe ensuite dans la section de déshydratation qui sert à éliminer de l'eau du GN jusqu'à moins de 1 ppm. Cette opération est effectuée dans des sécheurs à tamis moléculaire après avoir été refroidi et séparé.

II.2.2.2 Unité de liquéfaction : Elle comprend 02 sections qui sont les suivantes :

► Section de séparation:

Cette section a pour rôle l'extraction des hydrocarbures lourds, contenus dans le gaz naturel qui sont généralement (C2, C3, C4, C5, C6+).

L'opération est assurée par un simple pré-refroidissement du gaz naturel avec le propane réfrigérant dans une installation d'échange thermique.

► Section de liquéfaction:

La partie légère de la section de séparation est refroidie et liquéfiée dans l'extrémité froide de l'échangeur principal, par un fluide frigorigène mixte (MCR).

A ce niveau, le GNL est détendu et envoyé dans le déazoteur où sa teneur en azote est réduite par une simple détente.

Le GNL alors pompé et stocké dans des bacs, à une pression de 1.030 bars, et une température de -162°C.

II.2.2.3 Unité de fractionnement des hydrocarbures lourds:

Elle comprend trois sections:

► Section de dééthanisation X51E:

Elle est constituée par une colonne de 48 plateaux, une pression de 31 bars et une température propre (échelle de température allant de -6°C en tête à 112°C en fond de colonne).

C'est une colonne de 32 m de hauteur. Les vapeurs de tête sont dirigées vers le condenseur de tête 151C pour y être condensé partiellement. Une conduite sur la ligne des vapeurs de tête permet d'évacuer en cas de nécessiter une partie des vapeurs la torche froide.

► Section de propanisation X52E:

C'est une colonne de 29 m de longueur, constituée par un ensemble de 47 plateaux perforés. La pression de fonctionnement de la colonne est de 19 bars. L'échelle de température varie de 55°C de tête et 123°C en fond de colonne. L'alimentation de cette colonne est située au 31^{ème} plateau.

► Section de débutanisation X53E:

Il est constitué par un ensemble de 21 plateaux perforés. L'alimentation est au 9^{ème} plateau. La pression de service de la colonne est de 5.0 bars. L'échelle de température est 54°C en tête à 113°C en fond de colonne.

II.2.2.4 Unité de compression:

Les fluides générateurs de frigorifiques (propane et MCR) circulent en circuit fermé. A la fin de cycle le propane est re-comprimé par un compresseur (X01-JT) et le MCR par deux compresseurs (X02JT, X03JT).

Les vapeurs de tête de déazoteur sont comprimées dans le compresseur de gaz combustible avant d'être véhiculé dans le collecteur principal de gaz procès.

Les quatre compresseurs sont entraînés par des turbines à vapeur à haute pression qui est produite par des chaudières.

Le processus de liquéfaction du gaz naturel à GL/2Z est porté dans le diagramme suivant:

II.2.2.5 Zone de stockage et chargement

Le GNL est stocké à -162°C dans 3 bacs (Figure 3) d'une capacité unitaire de 100 000 m³ chacun. Le chargement du produit est assuré au niveau de 2 quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 40 000 à 145 000 m³ GNL.

Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux (02) bacs de 14.500 m³ chacun.

La composition chimique du GNL est reportée dans le Tableau 2.



Figure 3 : Zone de stockage et chargement

Tableau 2 : Composition chimique de GNL

Composants		% Molaire
N ₂	Azote	0,60
CH ₄	Méthane	84,0
C ₂ H ₆	Ethane	6,00
C ₃ H ₈	Propane	2,20
iC ₄ H ₁₀	Isobutane	0,30
nC ₄ H ₁₀	n-Butane	0,30
C ₅ H ₁₂ (+)	Pentane (+)	0,00

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

III.1. Place de la section de décarbonatation dans le procédé

Le système de décarbonatation par MEA est situé dans la partie centre-est d'un train de procédé. L'unité de décarbonatation utilisant la monoéthanolamine (MEA), est la première unité qui reçoit le gaz d'alimentation à son entrée dans le procédé.

Une solution aqueuse de MEA agit comme agent d'absorption dans le système de décarbonatation.

La section de décarbonatation sert à enlever la plus grande partie du gaz carbonique contenue dans le gaz d'alimentation, avant l'admission de celui-ci dans la section de liquéfaction du procédé.

La concentration du gaz carbonique (CO₂) doit être réduite à 70 ppm (en volume) pour éviter la formation de glace carbonique dans la section de liquéfaction, dû à la solidification du CO₂ à basses températures. Une concentration trop élevée de gaz carbonique entrant dans la section de liquéfaction causerait une solidification dans les refroidisseurs et dans l'échangeur principal. Cette situation entraînerait un arrêt du train de procédé. En cas de mauvais fonctionnement du système de décarbonatation, il faut déclencher tous les équipements du train affecté.

III.2.Choix de l'adsorbant :

Le choix de l'adsorbant du CO₂ est surtout dicté par les considérations thermiques et économiques. D'une manière générale, les solvants utilisés dans l'absorption doivent être dans la mesure du possible : thermiquement stables, peu chers, peu volatils, non corrosifs, non toxiques et non inflammables. Ils doivent être en plus sélectifs et facilement séparables des constituants entraînés.

En outre , ils ne doivent pas être visqueux et ne doivent pas produire des mousses afin d'avoir une grande capacité d'absorption et une facilité de régénération.

III.2.1 Caractéristiques des éthanolamines

Les éthanolamines sont des adsorbants utilisés pour éliminer le dioxyde de carbone du gaz naturel. A la température ambiante, les éthanolamines sont des liquides visqueux, incolores et ont une odeur légèrement aminée.

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

III.2.2 Choix de la solution MEA

La MEA en solution aqueuse est le solvant préféré pour épurer les gaz à faible concentrations de H₂S et CO₂, pour les gaz ne contenant pas de COS et CS₂, ou bien pour les gaz contenant uniquement du CO₂.

III.2.3 Propriétés physico-chimiques de la MEA

Ses principales caractéristiques physiques sont reportées dans le Tableau 3

La MEA est un composé mixte possédant à la fois les propriétés des alcools et des amines mais réagit plutôt comme ces dernières.

Aux conditions normales de pression et de température, la MEA est un liquide incolore, légèrement visqueux et présente une faible odeur ammoniacale.

Elle est soluble en toute proportion dans l'eau, les alcools. Elle est légèrement volatile.

Inconvénients :

- Pertes de MEA par évaporation du fait de sa tension de vapeur élevée
- Corrosivité élevée, particulièrement pour des solutions à plus de 20% en masse et fortement chargées en gaz acide.

Autres propriétés chimiques :

- ◆ Attaque le cuivre et ses alliages, le fer et l'aluminium
- ◆ Réactions exothermiques avec les acides
- ◆ S'oxyde au contact de l'air

Toxicologie :

- ◆ Légèrement irritant pour la peau. (Éviter le contact prolongé)
- ◆ Plus dangereuse pour les muqueuses et les yeux

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

Tableau 3 : Propriétés physiques de MEA.

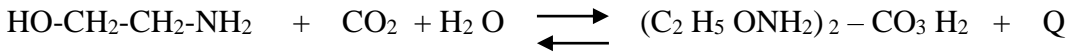
Etat physique	Liquide
Couleur	incolore
Odeur	Ammoniacale.
Masse molaire	61,08 g/mole
Point de fusion	10,03°C
Point d'ébullition	170,5°C (à 1 atm)
Densité (D_4^{20})	1,018
Tension de vapeur	0,5 KPa à 20°C 0,78 KPa à 60°C 2,6 KPa à 80°C
Point de cristallisation(°C)	10°C (MEA pure) -5°C (MEA 15%)
Température d'auto-inflammation	780°C
Ph	12.5 à T=20°C
Température de stockage MEA pure (°C)	18 à 38°C

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

III.2.4 Mécanisme d'interaction entre la MEA et le CO₂

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 à 20% de MEA.

Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



Cette réaction est toujours exothermique, accompagnée d'un dégagement de chaleur. A basse température « 38°C » et sous haute pression « 43°C », la MEA et le CO₂ forment un complexe correspondant au second membre de la réaction tandis qu'à chaud, à une température de 120°C et sous basse pression le complexe se détruit libérant ainsi le CO₂ et régénérant ainsi la MEA.

III.3. Description du système « MEA-CO₂ » (Figure 4)

III.3.1 Elimination de gaz carbonique :

Le gaz naturel passe d'abord dans le ballon séparateur "X31-F" afin de séparer les hydrocarbures liquides vers le système de rejet liquide.

Le gaz naturel sortant en tête de ballon "X31-F", pénètre ensuite dans un démercuriseur "X42D" pour se débarrasser de mercure, après qu'il est chauffé à 38°C dans un pré-chauffeur "X31C" par de vapeur à 4.5 bars effectif.

Le gaz préchauffé pénètre dans la colonne d'absorption du CO₂ "X31-E" (Figure 4 et 5) par le bas où la circulation se fait à contre courant avec la solution de MEA pauvre. Puis le gaz naturel se dirige ensuite vers la section de déshydratation.

La solution de MEA pauvre, pénétrant au niveau de 5^{ème} plateau de l'absorbeur, s'enrichit en CO₂ au fur et à mesure qu'elle descend jusqu'au 29^{ème} plateau de "X31E", et quitte le fond de la colonne sous forme de solution MEA riche pour entrer dans le ballon de séparation des hydrocarbures à environ 43°C.

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

III.3.2 Régénération de la solution MEA :

La solution de MEA riche provenant du ballon de séparation des hydrocarbures "X37F" est chauffée à 102°C dans les échangeurs " X33C 1/2/3/4 " avec la solution chaude de MEA pauvre qui provient du fond de régénérateur X32E (Figure 4 et 5)et ensuite introduite en tête de la tour de régénération fonctionnant normalement à 107°C et un bars effectif.

En fond de colonne, la solution de MEA riche en CO₂ descend dans la colonne pour y être épuré par le gaz ascendant provenant de l'évaporation des produits de fond, permettent ainsi d'extraire maximum de gaz carbonique.

Les vapeurs de tête riche en CO₂ passant dans le condenseur de tête " X35C " afin de condenser la majeure partie de la vapeur d'eau . Le condensât est séparé dans un ballon de reflux " X31F ", le gaz carbonique contenant une petite quantité de vapeur d'eau est évacué en tête de ballon de reflux vers l'atmosphère, l'autre partie est réinjectée en tête de régénérateur.

La solution de MEA pauvre régénérée est tout d'abord refroidie à 60°C par échange thermique avec la solution de MEA riche puis elle est refroidie ensuite dans le refroidisseur " X32C " 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.

III.3.3 Le rebouilleur du régénérateur

La chaleur nécessaire au régénérateur est fournie par le rebouilleur 134-C. La solution s'écoule par gravité à partir du 25ème plateau du régénérateur à travers les tubes du rebouilleur. La vapeur 4,5b nécessaire au rebouillage est désurchauffée par de l'eau d'alimentation des chaudières. Le débit de vapeur est contrôlé par FIC-105. Le rebouilleur est muni d'un pot de condensat dont le niveau est réglé par LIC-121 pour recouvrir de condensat les tubes du rebouilleur en fonction de la demande calorifique nécessaire. Le condensat du rebouilleur est évacué par la vanne de régulation LV-121 vers le collecteur de condensat.

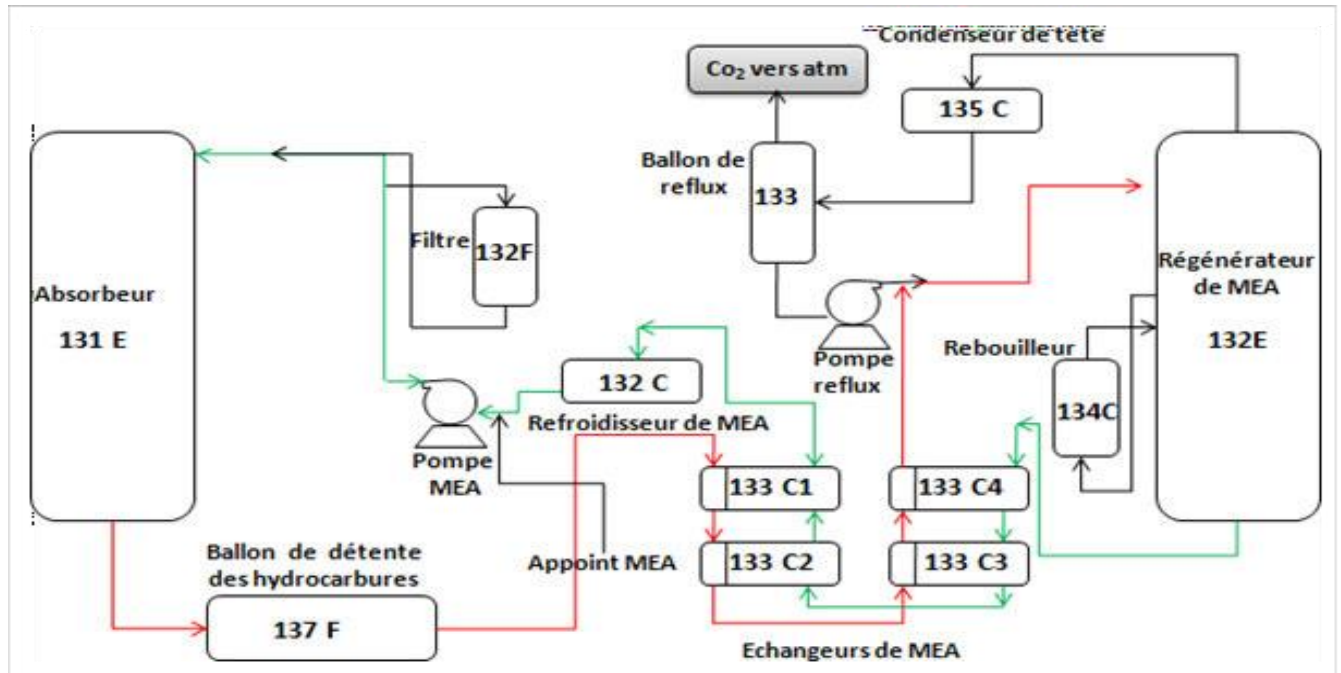


Figure 4 : Procédé de décarbonatation et de régénération du MEA riche dans le complexe GL2Z.



Figure 5 : Absorbeur et Régénérateur

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

III.4 : installations annexes :

III.4.1 Filtration d'amine :

Un filtre à charbon " X32F " pour la solution de MEA et deux filtres à cartouches " X31L ", " X75L " pour la solution de MEA riche, sont prévus pour retenir les impuretés solides dans la solution MEA. Si on les laissait s'accumuler, ces impuretés risqueraient de faire mousser la solution dans l'absorbeur et dans le régénérateur.

Les trois filtres n'admettent qu'une partie du débit total de leur solution respective.

III.4.1.1 Filtration de la solution Mea pauvre :

Le filtre à charbon a une capacité d'environ 5 % du débit de la solution pauvre. Le courant de soutirage pénètre par le haut et découle à travers du lit de charbon actif, sort par le fond, se mélange à la solution pauvre et passe dans l'absorbeur.

III.4.1.1 Filtration de la solution MEA riche :

La solution de MEA riche provenant du bas de l'absorbeur pénètre par le fond du filtre à cartouche " X31-L ", puis passe ensuite dans le deuxième filtre à cartouche pour améliorer la filtration de la solution.

Le débit prévu est égale à 10 % de celui de la solution riche quittant le fond de la l'absorbeur.

La solution Mea filtrée ressorte en tête de colonne et rejoint la solution riche pour passer dans le ballon de séparation des hydrocarbures.

Ces filtres à cartouche servent à retenir des matières solides comme le tartre, la boue et quelques produits corrosifs contenus dans la solution.

III.4.2 Vaporiseur de la solution MEA " X36-C " :

Le vaporisateur de MEA 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.

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

Un soutirage latéral de la solution pauvre est effectué sur la conduite de sortie au fond du régénérateur.

Puisqu'un régulateur de niveau (LC-123) 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.

III.4.3 : Bac de stockage de MEA " X35-F " :

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.

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N₂) comportant une vanne de régulation de pression. Ces vannes doivent être réglées de manière à assurer une faible pression positive dans les réservoirs pour empêcher l'entrée d'air. Des reniflards (évents) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression (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.

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

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, 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

CHAPITRE III « Description générale de la section de décarbonatation »

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.

III.4.4 : Système de lavage à l'eau :

Les quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur sont des plateaux de lavage à l'eau et permettent de récupérer la MEA vaporisée et entraînée par le gaz.

III.4.5 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.

PARTIE EXPERIMENTALE

I.1 Introduction

La concentration d'amine dans la solution aqueuse est un paramètre important dans la conception et le fonctionnement d'une installation de décarbonatation du gaz naturel. Dans ce chapitre nous allons présenter le suivi de la concentration et de la consommation de la solution MEA dans la section de décarbonatation d'un train .

I.2 Suivi de la concentration de la solution MEA dans la section de décarbonatation

La concentration de MEA est supposée dans les paramètres de marche de la section de décarbonatation entre 15% et 20 %. Mais dans le cas réel la concentration se varie entre 11% et 20%. On a suivi la variation de la concentration de MEA pendant le mois d'août 2019 (Figure 6). Le laboratoire prit deux analyse par jour (00:00 et 12:00), Ces analyse concerne la concentration de MEA, La concentration de CO₂ , la concentration de chlorure (Cl⁻) et le moussage .

Le Tableau 4 donne les résultats des analyses :

- % molaire de CO₂(dans le gaz d'alimentation) entre 0.2 et 0,25
- Charge moyenne du Gaz d'alimentation : 75%

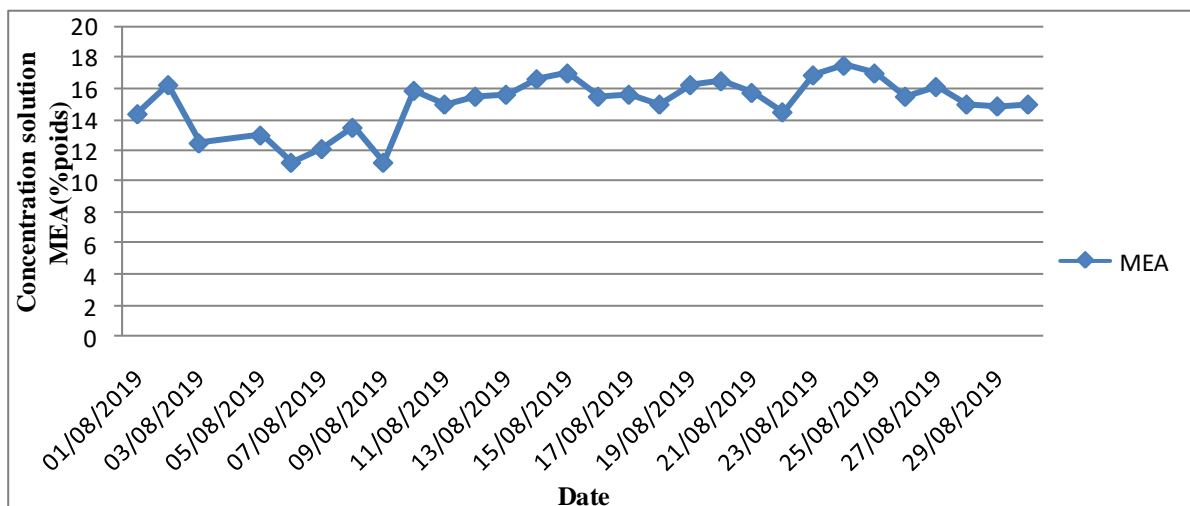


Figure 6 : Suivi de la concentration MEA durant le mois d'août 2019

Tableau 4 : Concentration solution MEA, CO₂, Moussage et Chlorure

DATE	HEURE	MEA	CO₂	MOUS	Cl⁻
01-08-2019	00.00	14.38	1.22	10	
	12.00	15.88	1.01	10	7
02-08-2019	00.00	16.25	1.71	10	
	12.00	16.88	1.89	14	10
03-08-2019	00.00	12.5	1.15	15	
04-08-2019	12.00	13	0.88	20	
	00.00	14.38	0.94	10	5
05-08-2019	12.00	11.25	0.73	10	1
06-08-2019	12.00	12.13	0.66	10	2,7
07-08-2019	00.00	13.5	0.88	10	
	12.00	14.88	1.29	10	
08-08-2019	00.00	11.25	0.88	12	
	12.00	16	1.47	10	6
09-08-2019	00.00	15.88	1.64	15	
	12.00	15.50	1.37	10	7
10-08-2019	00.00	15	1.36	10	
	12.00	16.25	1.58	10	4
11-08-2019	00.00	15.50	1.44	20	
12-08-2019	12.00	15.63	1.58	15	38
13-08-2019	12.00	16.63	1.51	15	11
14-08-2019	12.00	17	1.58	10	6,5
15-08-2019	00.00	15.50	1.09	15	
	12.00	15.50	1.58	10	5
16-08-2019	00.00	15.63	1.58	10	
	12.00	15.63	1.44	15	3,5
17-08-2019	00.00	15	1.58	10	
	12.00	16.50	1.85	15	11
18-08-2019	00.00	16.25	1.51	10	
19-08-2019	00.00	16.5	1.68	15	
	12.00	15.63	1.58	25	4
20-08-2019	00.00	15.75	1.78	15	
	12.00	15	1.58	20	4
21-08-2019	12.00	14.50	1.71	15	18
22-08-2019	12.00	16.88	1.64	20	4
23-08-2019	00.00	17.50	1.71	20	
	12.00	17.38	2.14	20	5
24-08-2019	00.00	17	1.99	20	
	12.00	14.13	1.09	20	9
25-08-2019	00.00	15.50	1.58	10	
	12.00	16.63	2.23	20	5
26-08-2019	12.00	16.13	1.72	25	4
27-08-2019	12.00	15	1.58	15	8
28-08-2019	12.00	14.88	1.44	25	8
29-08-2019	12.00	14.50	1.08	10	4
30-08-2019	12.00	16	1.72	20	7.47

La concentration MEA recommandée pour l’exploitation de la section de décarbonatation est reporté sur le Tableau 5 et illustré par la Figure 7

Tableau 5 : Recommandation de la concentration de la MEA (en % Poids)
(Débit de circulation de la solution 66.6t/h)

CO ₂ dans le gaz d'alimentation (%Mol)	Capacité de Production 100%	Capacité de Production 115%
0.3	17.4	20
0.27	15.7	18
0.24	15	16
≤ 0.2	15	15

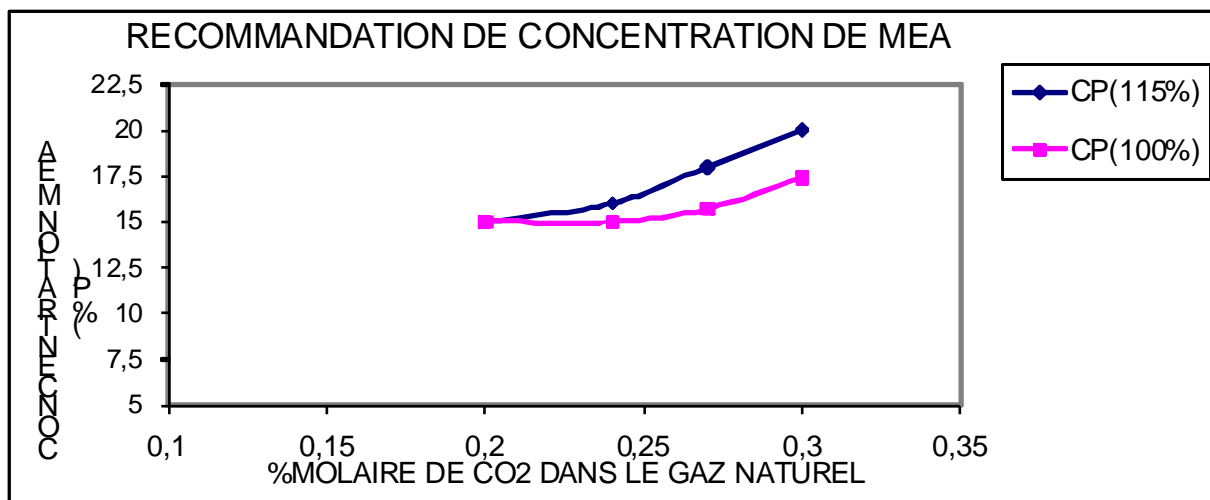


Figure 7 : Recommandation de la concentration de la MEA

Selon les recommandations (Figure 7) et (Tableau5) on devra travailler avec des concentration MEA élevé au fur et à mesure que la charge en CO₂ du gaz naturel augmente ,ainsi qu’avec l’augmentation de la charge du GN

Mais les données réelles d’exploitation recueillie montre que le CO₂ dans le gaz naturel se situe entre 0,2 et 0,25% Mol, avec une charge moyenne durant le mois d’aout de 75% , ce qui Nous mène à travailler avec des concentrations MEA peu élevé ne dépassant pas 15 %.

Une solution très concentrée permet d'appliquer un débit de circulation réduit et des équipements de plus faible capacité . la consommation d'utilités est augmentée lorsque la concentration de la solution est plus faible . la fourchette de concentration normale de la MEA s'étend de 15 à 25 pour cent en poids ; il est préférable que la concentration se situe vers la partie inférieure de cette fourchette .

La charge en gaz acides et le taux de captage de gaz acides sont des paramètres connexes. la charge en gaz acides signifie le nombre de moles de gaz acides présents dans la solution par mole d'amine . du point de vue de la corrosion , la charge en gaz acides de la solution riche constitue une variable importante .

les charges suivantes sont typiques :

- 0.30 à 0.52 mole/mole pour la MEA riche
- 0.12 mole / mole pour la MEA pauvre
- La charge maximum ne doit pas dépasser 0.52 mole /mole

La taux de captage des gaz acides désigne le nombre de moles de gaz acide captées par mole de MEA . il s'agit tout simplement de la différence entre une charge riche et une charge pauvre .

Le taux de captage typique pour une solution MEA est entre 0.18 et 0.40 mole/mole .

Bilan en eau et appoint d'eau douce :

Le bilan en eau du système à MEA doit être maintenu afin de maintenir la concentration de la solution au niveau désiré.

Les pertes d'eau ont principalement lieu en deux points du système :

- La vapeur d'eau dans le courant de gaz acides sortant du séparateur de gaz acides
- La vapeur d'eau sortant de la tête de la colonne d'absorption avec le gaz traité
 - Si le gaz d'alimentation vers l'absorbeur est à la même température que le gaz de tête de l'absorbeur et si le gaz d'alimentation est saturé d'eau , les pertes nettes dans l'absorbeur seront pratiquement nulles . les besoins d'appoint pourront être estimés en effectuant le bilan du système dans les conditions réelles du procédés.
 - L'appoint sera assuré en permanence ou par intermittence , en fonction de la quantité d'eau douce requise . L'eau d'appoint est généralement introduite du coté basse pression du circuit d'amine , le plus souvent en aval de la pompe de retour de condensât acide (pompe de reflux de la colonne d'extraction) .
 - La qualité de l'eau d'appoint est importante . Seul du condensât de vapeur ou l'eau déminéralisée doit être utilisée.

I.3 Suivi de la consommation de la solution MEA dans la section de décarbonatation

La Consommation MEA durant le mois d'août 2019 dans un train (Train 100) est reportée sur le Tableau 6

Tableau 6 : Consommation de la solution MEA

2/08/2019	6 Futs de MEA
5/08/2019	6 Futs de MEA
6/08/2019	2 Futs de MEA
Total	14 Fûts de MEA

1 FUT= 210 L
14*210= 2940 L

I.4 Observations et discussions

On remarque une surconsommation de la MEA , une consommation de 14 fûts durant le mois d'août 2019.

Cette surconsommation est due aux appoints excessifs de la MEA, effectués suite à la diminution de la concentration de la solution MEA et du niveau du régénérateur.

Ces appoints sont donc effectués pour :

- Compenser les pertes de la solution MEA qui sont dues aux Variations des paramètres de fonctionnement ainsi qu'à l'état de certains équipements.

- Rétablir la concentration de la solution MEA (Dilution de la solution amine)

Ces problèmes seront présentés en détails dans le chapitre qui va suivre.

Introduction

La section de décarbonatation est confrontée à plusieurs problèmes dont la conséquence est la limitation du rendement de la section et peut même mener à l'arrêt de la production si des mesures ne sont pas prises rapidement pour y remédier. En outre ces problèmes entraînent une surconsommation excessive de la solution MEA .

L'objet de ce chapitre est de présenter ces différents problèmes tout en donnant quelques recommandations pour une meilleure exploitation de cette section.

Les différents problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation sont les suivants :

- ▶ Problème de dégradation de la MEA
- ▶ Problème de contamination
- ▶ Problème de moussage
- ▶ Problème des pertes de la solution MEA
- ▶ Problème de corrosion

II.1 Les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation**II.1.1 Problème de dégradation de la MEA**

La dégradation de la MEA peut entraîner de mauvaises conséquences comme :

- ▶ Une mauvaise absorption du CO₂
- ▶ Une mauvaise régénération de la MEA

Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont en générale moins volatiles et peuvent être séparés de la solution par vaporisation(Dans le vaporiseur). Cette dégradation est le changement en produits de structures différentes de la MEA elle-même. Elle est due à plusieurs anomalies de fonctionnement de la section et qui se présente comme suit :

II.1.1.1 Dégradation thermique :

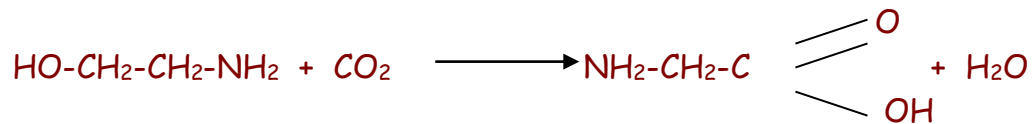
Elle est définie comme étant une destruction d'ordre chimique de la MEA sous l'effet de la chaleur excessive. Cela peut entraîner la formation de produits de dégradation ou des sels thermiquement stables.

Sous l'action de la chaleur ,la MEA se décompose selon la réaction suivante :

► Réaction avec l'oxygène

La MEA s'oxyde rapidement au contact avec l'air pour donner des produits organiques corrosifs.

L'amine acide formé peut aussi se polycondenser et donner des polymères.



Le stockage de la solution MEA ne s'effectuant pas à l'abri de l'air. En effet les puisards sont souvent ouverts et contribue à l'oxydation rapide de la MEA. C'est pourquoi, les amines doivent être stocké sous atmosphère de gaz inerte exempte d'oxygène. Une couleur brunâtre signal l'oxydation de la solution due à un atmosphère de gaz inerte inadéquate ou à l'entrée de l'oxygène.

Quand le système MEA est à l'arrêt la circulation de la solution froide doit être maintenu. Ceci minimise les entrées d'air.

II.1.2 Problème de corrosion

La corrosion constitue le problème le plus grave dans les unités à éthanolamine. L'étendue et le type de corrosion rencontré dans les systèmes MEA dépendent d'un certain nombre de facteur tel que le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution en gaz acide, les températures qui règnent dans les différentes partie du système.

L'expérience a montré que l'augmentation de la charge en gaz acide de la solution provoque une augmentation des taux de corrosion notamment dans les systèmes MEA.

La dégradation thermique de la MEA peut aussi causer la corrosion si la solution est soumise à de très hautes température (180°C). ce problème peut exister dans le rebouilleur.

L'érosion par les matières solides en suspension est un autre mécanisme de corrosion.

II.1.2.1 Corrosion par les gaz acides

La réaction de la MEA avec le CO₂ peut mener à la formation de l'acide carbonique H₂CO₃. En effet la présence de cet acide en solution dans la MEA fait de cette dernière une

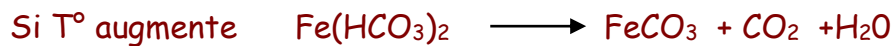
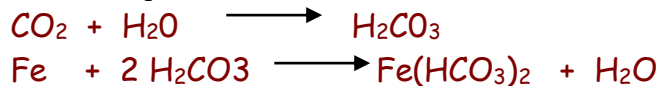
substance agressive vis-à-vis du métal entrant dans la composition des différents équipements.

Le CO₂ libre cause une importante dégradation des surfaces métalliques particulièrement à une température relativement élevée et en présence d'eau.

Le fer métallique réagit avec l'acide carbonique entraînant la formation et précipitation du bicarbonate de fer soluble (Fe(HCO₃)₂) au fond des colonnes.

Le chauffage du système libère le CO₂ et précipite le fer sous forme de carbonate de fer insoluble et le cycle de corrosion se répète.

(le fer métallique constituant de l'acier au carbone utilisé pour les équipement)



II.1.2.2 Corrosion par des amines

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 de la solution amine .

Le contact de la solution avec l'oxygène en un point quelconque du cycle a également été responsable de certains cas de corrosion.

II.1.2.3 Autre forme de corrosion

L'érosion par les matières solides en suspension est un autre mécanisme de corrosion. Si la solution est exempte de matières solides, la zone la plus susceptible à la corrosion est le rebouilleur qui est l'endroit où les hautes températures et les fortes concentrations sont présentes).

L'attaque corrosive dans le rebouilleur est plus sévère dans les unités à MEA que dans d'autres utilisant d'autres amines car l'extraction de CO₂ de la MEA est plus difficile et incomplète.

Dans les autres amines , la solution pauvre est relativement exempte de gaz acide et la corrosion est limitée essentiellement à la partie de l'unité dans laquelle la MEA riche vient au contact avec les surfaces métalliques chaudes.

II.1.3 Problème de moussage**II.1.3.1 Le moussage**

On définit la mousse comme étant un système micro- hétérogène composé d'une phase gazeuse et d'un milieu dispersant liquide en pellicules.

Les solutions amines ont tendance à mousser, il s'agit d'un problème très grave puisque malgré les séparateurs d'entraînement que l'on puisse installer en tête de colonne, la solution amine sort sous forme de mousse soit avec le dioxyde de carbone dans la colonne de régénération, soit avec le gaz traité.

Par conséquent le moussage limite la capacité de la section décarbonation, entraîne des pertes de solution amine et affecte la performance de l'absorbeur et l'efficacité du traitement en général. Le moussage signale une solution de mauvaise qualité.

Le contrôle et le maintien de la qualité de la solution d'amine sont très importants en ce qui concerne la réduction du moussage. Les points suivants sont à noter :

- ◆ Les amines ont une légère odeur d'ammoniac. Cependant une odeur d'ammoniac forte et suffocante indique que la solution est contaminée ou chimiquement dégradée.
- ◆ La présence du sulfure de fer est indiquée par la présence d'une suspension noire finement divisée.

II.1.3.2 Facteurs favorisant le moussage :

L'expérience a montré que ce problème pouvait intervenir en cas de :

- ▶ Présence des hydrocarbures liquides dans le gaz.
- ▶ Présence d'impuretés solides dans le gaz ou dans la MEA.
- ▶ Présence des produits de dégradations de MEA
- ▶ Variation brusque de débit de charge ou de MEA.
- ▶ L'excès de l'anti-mousse

Lors de l'apparition du phénomène moussage, on doit effectuer les opérations suivantes :
1-baisser la charge .

2-injecter un produit anti-moussant(SAG 10) qui calme le phénomène. L'injection des agents anti-mousse en tête de la colonne d'absorption peut être considérée comme précaution provisoire pour permettre de l'élimination

▶ Les hydrocarbures liquides

L'épurateur d'entrée permet d'éliminer les matières solides et les liquides libres

(eau et les hydrocarbures liquides en suspension dans le gaz naturel) pour éviter la contamination de la MEA.

Les impuretés solides sont retenues par 02 filtres à cartouches d'une capacité de 10% du débit nominal(6,7m³/h). Ils permettent en outre de retenir les poussières issues du démercuriseur.

Dans la phase liquide ,on trouve quelquefois de l'huile provenant des compresseurs provenant des stations de recompression « RTO ».

En outre la négligence de l'être humain vis-à-vis à l'utilisation du puisard de solution MEA peut être source de ce problème. En effet le puisard contenant cette solution est régulièrement ouvert ce qui permet l'infiltration des huiles (des pompes et des turbines) lors du nettoyage régulier du sol par l'eau effectué par les agents de nettoyage.

Les liquides entraînés avec la MEA sont éliminés au niveau du ballon de détente.

Si l'épurateur est surchargé, les fluides en excédent seront entraînés dans l'unité provoquant :

- ◆ L'augmentation du taux de corrosion et d'érosion par les matières solides entraînant le bouchage des colonnes et des échangeurs de chaleur.
- ◆ L'eau risque de diluer la MEA
- ◆ L'eau salée diluera la MEA et formera des dépôts sur les tubes du rebouilleur.
- ◆ Les hydrocarbures liquides favorisent le moussage . En effet des dépôts de coke risquent de se former sur les tubes du rebouilleur.

► **Produits de dégradations:**

Ce sont les corps formés lors de la réaction de la MEA avec le CO₂ à haute température et avec l'oxygène dont l'oxydation donne des amines acides corrosifs.

► **L'excès de l'anti-mousse :**

Un excès de produits anti-mousse risque de se concentrer avec la MEA et donner des produits de décomposition lors de son passage dans le circuit de régénération .

La préparation de la solution anti-mousse est aussi importante cela dépend de 03 facteurs :

- 1-L'état du système d'injection anti-mousse à savoir l'indicateur de niveau et l'agitateur).
- 2-L'opérateur qui prépare la solution.
- 3-L'état de la pompe d'injection de la solution anti-mousse

Le choix de l'anti-mousse :

Les agents anti-moussant dépendent de la composition du gaz de l'alimentation. Les anti-mousse les plus populaires et efficaces utilisés dans la section de traitement de gaz peuvent être classée en quatre types principaux :

- les type hydrocarbures à savoir les huiles minérales .
- les types alcool(ester) savons à savoir glycols, acides gras et dérivés.
- les types silicones à savoir les émulsions à 10 et 30%.
- une combinaison 1 et 3.

Les anti-mousse les plus utilisés sont les composés silicones. Les concentrations désirables pour une bonne suppression de mousse sont généralement de 10 à 15 ppm dans la solution de circulation.

Les anti-mousses solubles dans l'eau sont souvent plus efficaces s'ils sont dilués avant d'être injecté dans le système.

II.1.4 Problème de contamination

Les chlorures provoquent la dégradation partielle de la solution amine ce qui rend la réaction entre le CO₂ et la MEA non parfaite d'où mauvaise absorption de CO₂ .

Les chlorures provenant de l'eau de mer utilisée au niveau des refroidisseur et condenseur de la MEA , ont une action corrosive et qui est d'ailleurs liée à la présence d'oxygène. Ces chlorures provoquent la formation de l'acide chlorhydrique qui attaque l'acier inox.En outre les boues formées bouchent les tubes des échangeurs.

Les chlorures dans la solution attaquent les équipements en acier inox tels que les tubes des rebouilleurs, les plateaux de la colonne de décarbonatation, ect....

Ils faut donc que la quantité de chlorures soit négligeables (Inférieur à 150ppm).

Si la concentration en chlorures est au dessus de 150ppm ,les refroidisseurs à eau de mer doivent être inspectés « Perforation des tubes » et on procède comme suit :

- 1- On fait des purges pour éviter le dépôt.
- 2- Déboucher les purges
- 3- Bouchonner les tubes fuyards
- 4- On fait un suivi d'analyse des purges

Si la concentration en chlorure diminue, on continue la manœuvre jusqu'à purification de la solution.

Si la concentration continue d'augmenter, on arrête la production, on vidange le circuit et on prépare une autre solution.

II.1.5 Problème des pertes de la solution MEA

Les pertes de la solution MEA sont dues aux Variations des paramètres de fonctionnement ainsi qu' à l'état de certains équipements.

Les pertes d'amines peuvent se produire par entraînement de la solution, dégradation de l'amine ou par fuites mécaniques et évaporation.

- * Pertes par entraînement : Ces pertes sont dues a l'entraînement physique par le gaz de l'absorbeur. Afin de réduire ses pertes, la configuration actuelle des absorbeurs comprend une section de lavage.
- * Pertes par dégradation : Ces pertes peuvent êtres causées par le contact avec l'air, comme elles peuvent être causées par des hautes températures de rebouilleur.
- * Pertes par évaporation : La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur de l'amine, la température et la concentration de l'amine. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau.

On distingue ,par conséquent, deux types de pertes : Les pertes d'exploitation et les pertes externes.

Les pertes d'exploitation concerne les pertes au niveau de l'absorbeur (Entraînement physique et Vaporisation)et celles au niveau du régénérateur(Vaporisation),ainsi que les pertes dues à la dégradation .

Quant aux pertes externes ,elles concernent surtout les fuites d'équipements en relation avec la solution MEA.

Les paramètres de fonctionnement influent sur l'évolution des pertes MEA, à savoir :

- ▶ La Variation brusque du débit du GN et du Débit MEA
- ▶ Influence de la température d'entrée du GN et celle de la solution MEA

II.2 Les recommandations**II.2.1 Recommandations pour réduire la corrosion**

◆ Charge faible en gaz acide de la solution MEA Riche qui est une variable importante (0.3 à 0.52 mole CO₂ / mole MEA). Si la concentration des gaz acides augmente dans la solution MEA, la vitesse de corrosion augmente.

◆ Utiliser des agents anti corrosion (inhibiteurs de corrosion)

◆ Limitation de la température des amines riches ($T^{\circ} < 43^{\circ}\text{C}$)

◆ Élimination des matières solides

◆ Utiliser des alliages résistants à la corrosion au lieu de l'acier au carbone exemple acier inox.

◆ L'eau de mer constitue le milieu de refroidissement dans le réfrigérant d'amine, il est préférable d'utiliser un alliage au cuivre-nickel du côté eau de mer à la place de l'acier inoxydable.

◆ La concentration de la solution MEA pauvre doit être dans la fourchette 15 à 25%. La limite maximale de concentration est imposée par le problème de corrosion.

L'expérience montre que les moindres concentrations de la MEA facilitent la décarbonation du GN. En plus elles donnent des solutions moins corrosives et moins moussantes.

En outre les modes opératoires qui vont suivre sont recommandés pour réduire cette corrosion :

► La température dans le rebouilleur ($T_{\text{max}} = 127^{\circ}\text{C}$). La température ainsi que le flux de chaleur de la vapeur doit être tenu aussi bas que possible. En effet cela entraînera la dégradation de la MEA.

La température de la vapeur doit être dans le domaine suivant (135 à 143°C).

En effet le surchauffe de la vapeur envoyée au rebouilleur se traduit par des températures excessives. Il est donc nécessaire d'injecter du condensat de vapeur dans les lignes d'alimentation de vapeur au rebouilleur.

► Il est conseillé d'éliminer l'oxygène du système en maintenant une couverture de gaz inerte à la portion de la solution de la MEA qui est exposée à l'atmosphère.

► L'élimination continue des solides en suspension par filtration et des produits de dégradation de la MEA par distillation ou par filtration à travers le charbon actif.

► Des inhibiteurs de corrosion peuvent être utilisés.

II.2.2 Recommandations pour réduire le moussage

◆Le séparateur « vapeur-liquide » installé en amont de la colonne d'absorption pour éliminer les hydrocarbures liquides doit être régulièrement purgé.

◆une filtration convenable des impuretés accumulées dans le système et cela pour assurer un bon fonctionnement de vaporisateur.

Un filtre à charbon pour la MEA pauvre et un autre pour la MEA riche ont pour rôle de retenir les impuretés solides en suspension dans la solution en circulation. Ces filtres doivent régulièrement être inspectés.

◆Utilisation du bac de stockage au lieu du puisard pour préparer la solution MEA. En effet ce bac renferme un système d'inertage à L'azote et permettra d'éviter le contact de l'air avec la solution.

◆Le système anti-mousse doit être disponible principalement l'agitateur qui joue un grand rôle dans le mélange et l'homogénéisation de la solution anti-mousse.

IMPORTANCE DU VAPORISEUR

Le vaporiseur joue un rôle important dans la prévention de la corrosion, de l'encrassement et du moussage. Il rétablit la capacité de la MEA en éliminant les impuretés à hautes température d'ébullition et les impuretés non volatiles ainsi que les matières solides en suspension.

Pendant le remplissage initial du vaporiseur ,du carbonate de calcium anhydre ou de la soude caustique doivent être incorporés pour neutraliser les sels thermiquement stables et les acides volatiles pour les empêcher d'être entraînés dans le circuit principale.

L'alimentation du régénérateur est arrêtée lorsque la température de la solution atteint 145 à 150°C.

La solution dans le vaporiseur peut être diluée d'eau ou de vapeur à plusieurs reprises afin de récupérer la plus grande partie de la MEA restante sans amener la température au dessus de 150°C.

Un barbotage à la vapeur à partir du fond de l'évaporateur est avantageux car il aide à récupérer la MEA et assurer en même temps le nettoyage de résidus accumulés dans le ballon et le faisceau tubulaire. La boue épaisse qui reste est refoulée par un rinçage à l'eau et un nouveau cycle commence.

Une boue épaisse et concentrée indique le bon fonctionnement du vaporiseur puisque les impuretés à hautes températures d'ébullition se sont accumulées.

II.2.3 Recommandations pour réduire les pertes MEA

Tenir compte des variations des paramètres de fonctionnement et des leur conséquences:

- ▶ Moussage
- ▶ Condensation des hydrocarbures lourds

De contrôler l'état des équipements suivant:

- ▶ Le plateau supérieur et du tamis anti-Entraînement de l'absorbeur "X31E"
- ▶ Les échangeurs "X33C1/2/3/4" et système d'injection anti-mousse(Mise en fonction du mélangeur)

Eviter la diminution de la concentration par " dilution " en:

- ▶ Contrôlant le niveau d'eau des plateaux de lavage
- ▶ Evitant de faire des appoints de condensats pour rétablir le niveau du régénérateur

- ▶ Etablir ,au niveau de chaque zone ,une fiche indiquant le nombre d 'appoint effectués par jour, la quantité de MEA pure utilisée et la cause de cet appoint.

II.2.4 Conclusion

Tous ces recommandations permettront une meilleur exploitation de la section de décarbonations et contribueront surement à éviter une consommation excessive de la solution MEA.

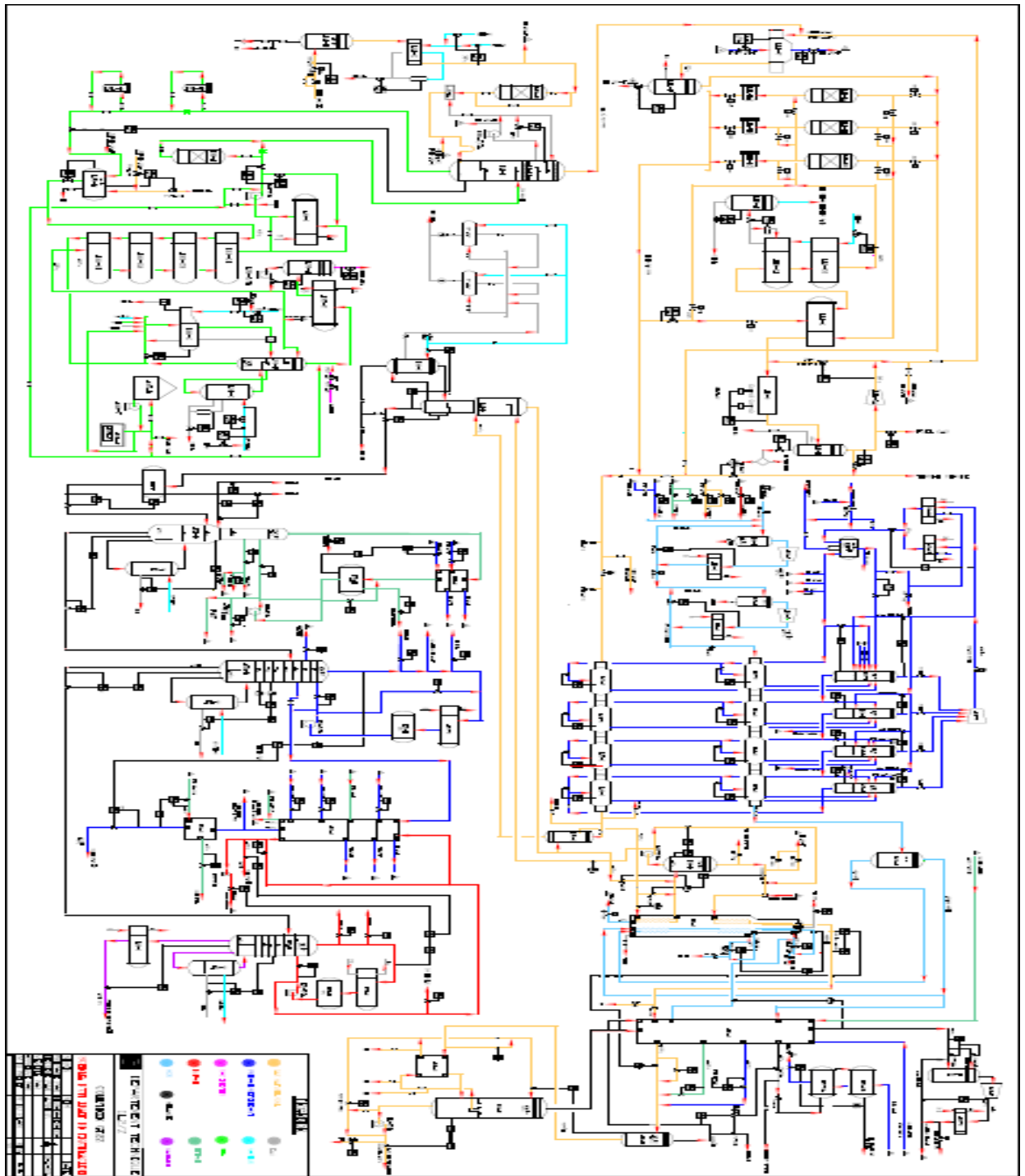
CONCLUSION GENERALE

Ce travail a été réalisé au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel « GNL2/Z » et avait pour objectif de faire le suivi de fonctionnement de l'unité de décarbonatation en effectuant le suivi de la concentration MEA ainsi que la consommation de cet amine. Les problèmes qui affectent cette section ont été identifiés et des recommandations ont été données pour réduire la corrosion, le moussage et les pertes MEA.

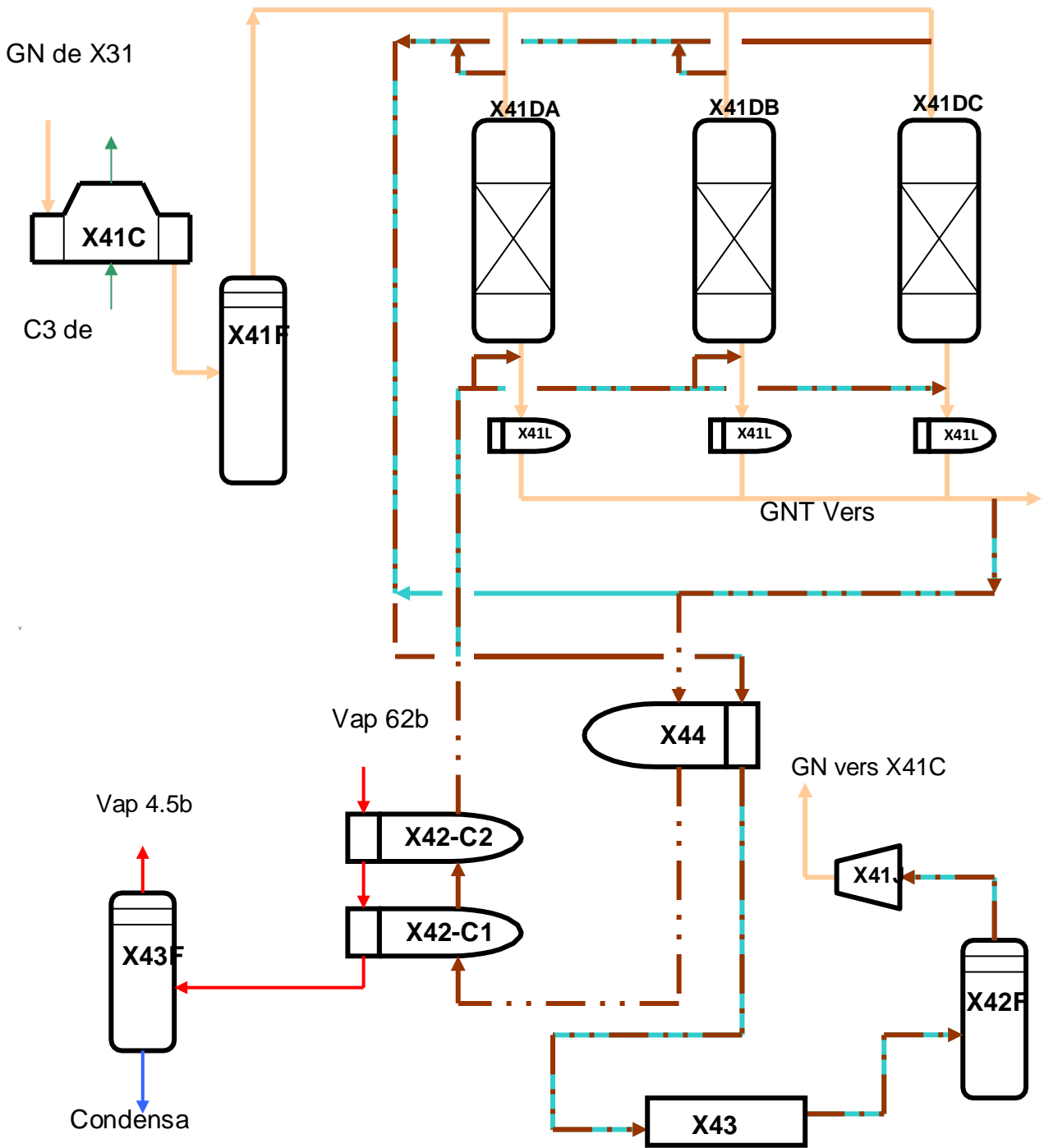
Les recommandations qu'on a données dans ce mémoire sont très importantes et indispensables pour une meilleure exploitation de la section de décarbonatation en particulier et de tout le complexe en générale.

Nous citerons quelques recommandations :

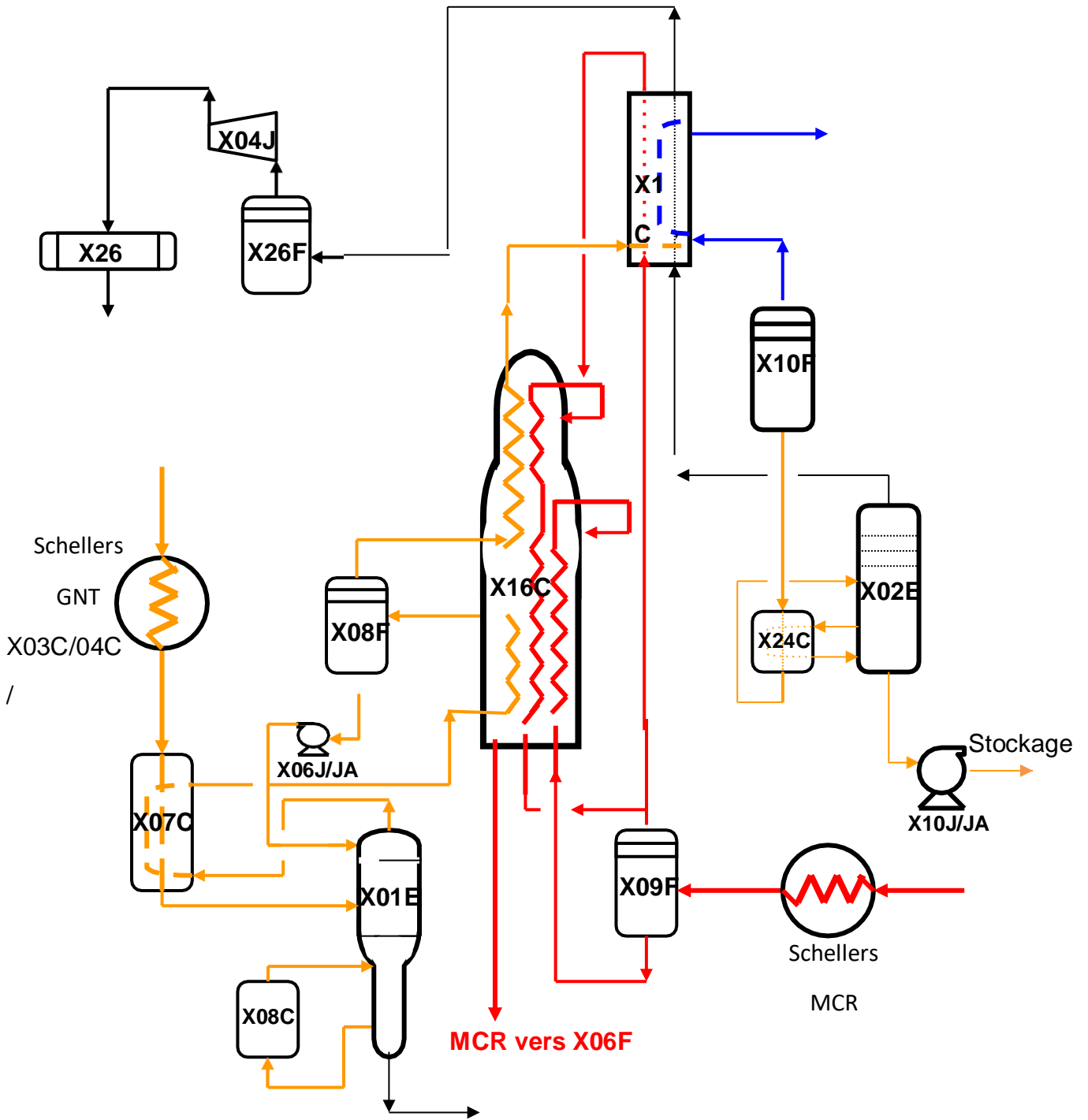
- ▶ Mettre le vaporisateur en service continu.
- ▶ Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti mousse et pour éviter l'excès d'injection
- ▶ Eviter le nettoyage du système MEA par l'eau de mer spécialement à côté des pompes.
- ▶ Faire une procédure de lessivage pour l'élimination des dépôts dans les conduits.
- ▶ Faire le suivi d'analyse de la concentration des chlorures dans la solution MEA pour connaître l'origine de la contamination avec une prise d'échantillonnage dans les points suivants :
 - 1-Sortie X32 C « MEA pauvre ».
 - 2-X35C condenseur de tête.
 - 3-Les lignes des pompes et de récupération vers le puisard.
- ▶ Respecter la température du gaz de charge
- ▶ Respecter les paramètres de régénération (pression, température, débit de vapeur du rebouilleur 134 C)



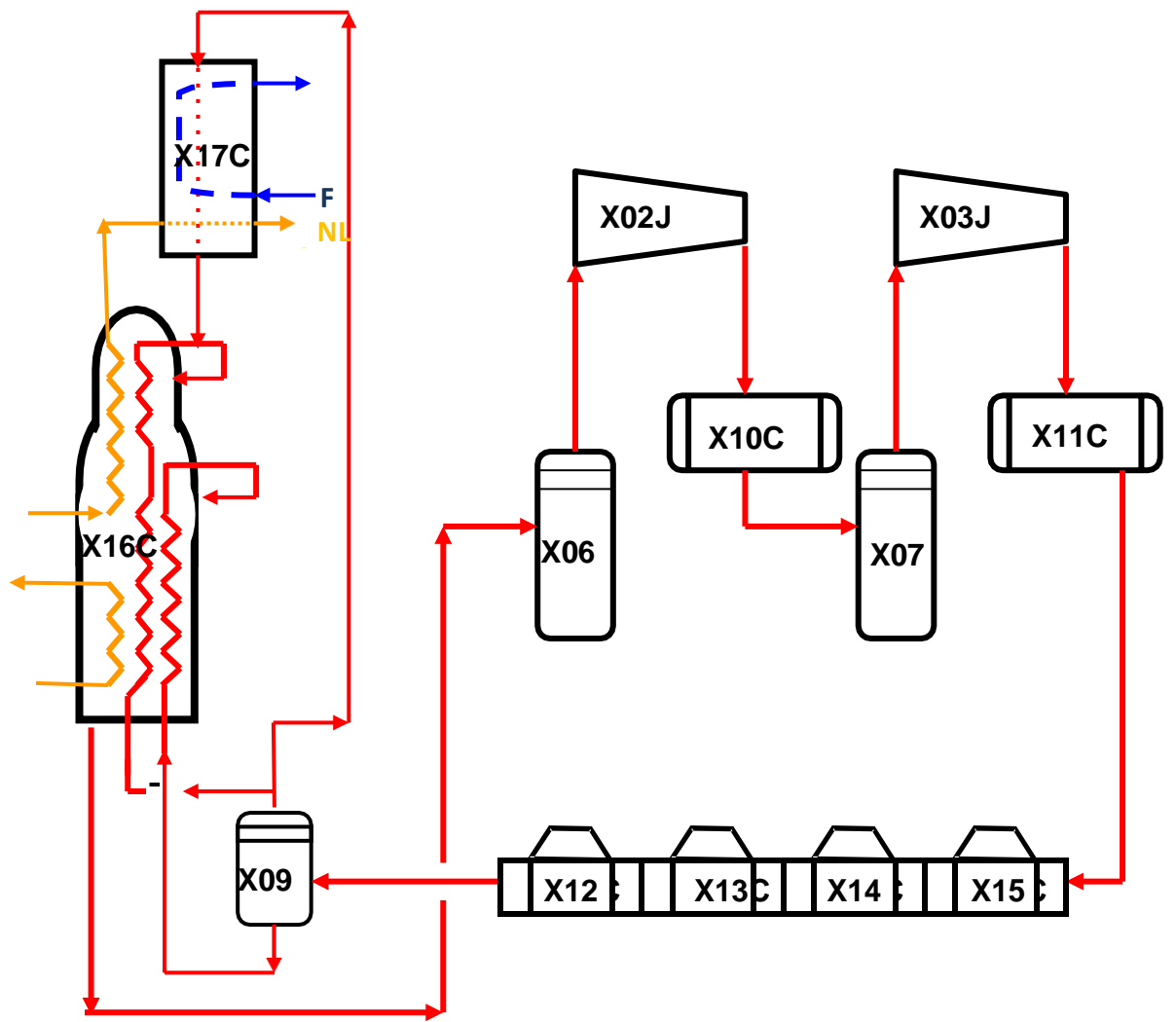
Annexe 1 : Manuel opérateur du procédé GNL2



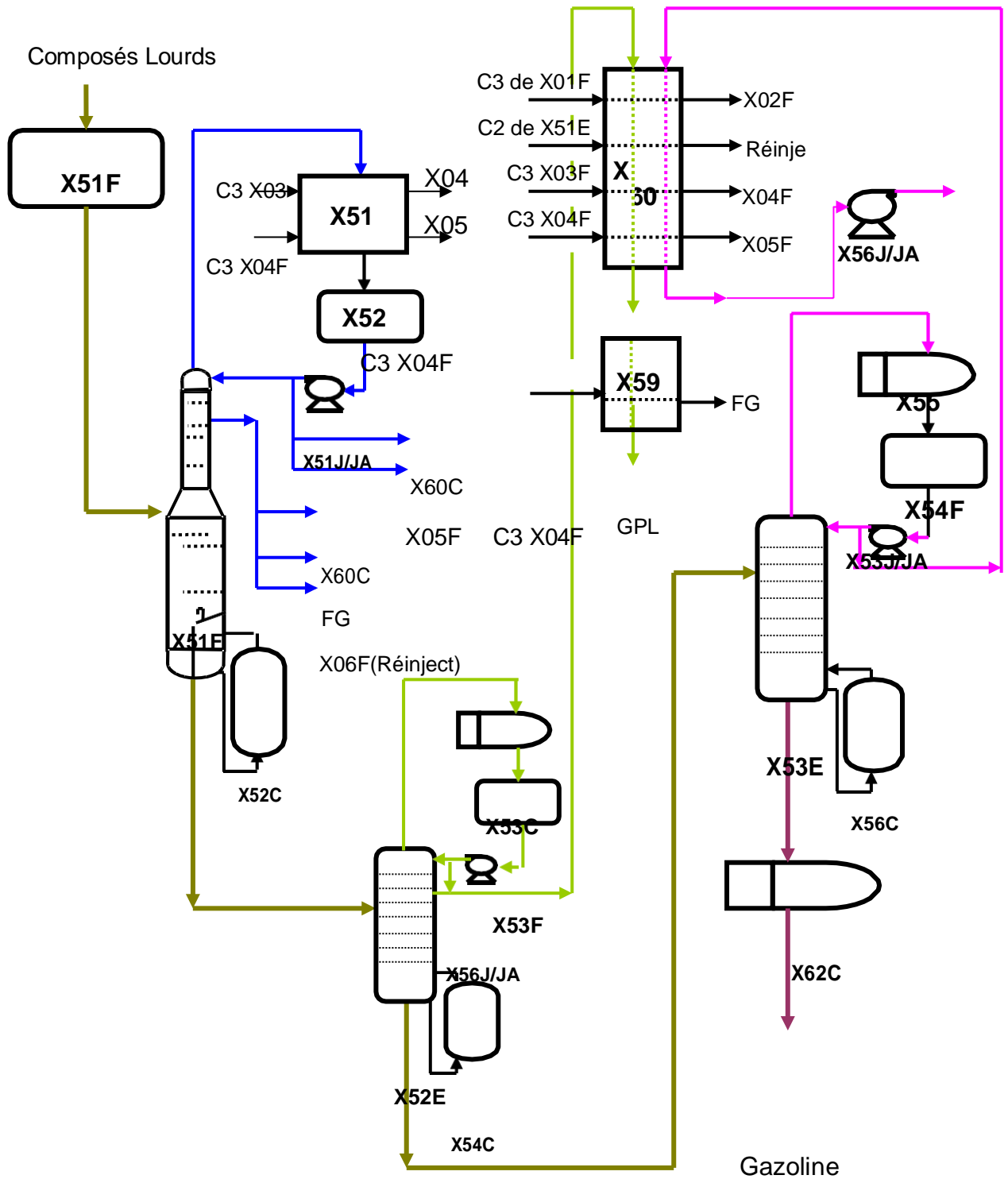
Annexe 2 : Déshydratation



Annexe 3 : Séparation & liquéfaction



Annexe 5 : Boucle MCR



Annexe 6 :Fractionnement

Annexes : Tableaux

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 : Tableaux

Tableau .04 : Ballon de détente (137-F) [15]

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) [15]

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) [15]

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 : Tableaux

Tableau .07 : Ballon de reflux du régénérateur de CO₂ (133-F).[15]

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).[15]

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).[15]

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 : Tableaux

Tableau .10 : Pompes de reflux du régénérateur (132 J/JA) [15]

Fabriqueur des pompes	Byron – Jackson (Pays Bas)
Nombre d'étages	1
Fabriqueur 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) [15]

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) [15]

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
Fabriqueur	Dollinger U.S.A

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

Annexes : Tableaux

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 (vapor 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
25	Taux d'évaporation (Butyl Acétate=1)	0,1
26	température d'auto inflammation (ignition température)	410°C DIN 51794
27	Documentations à fournir	Certificat de conformité, fiche technique du produit et FDS
28	Les propriétés et spécifications techniques du produit.	Composition Physico-chimique conforme à l'utilisation
29	La sécurité (manipulation du produit et fiche toxicologique)	Dernière version selon réglementation
30	Les certificats de conformité des produits	
31	Les modes opératoires des méthodes d'analyses des paramètres physico-chimiques	Les normes d'analyse utilisées (dernières versions)
32	Conditionnement	Fûts de 210kg
33	Délai de péremption	Minimum 18 mois à partir de la reception sur site
34	Durée de conservation	2 ans
35	Déviaton par rapport au cahier des charges	Satisfaire aux exigences du cahier des Charges
36	Délai de livraison	03 mois maximum
37	Garanties d'utilisation du produit	garantie du produit pour une période de 12 mois à partir de la réception sur site

Annexes : Tableaux

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

item	Désignation	Exigences Du Complexe
1	Produit	Anti-mousse (SILICONE ANTI FOAM EMULSION)
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
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

BIBLIOGRAPHIE

- 1-Manuel de service formation GL2/Z « Soft (Procède de Liquéfaction du gaz naturel) Process »,2010.
- 2-Manuel opératoire du complexe GL2Z, 1993.
- 3-Manuel opératoire de procédé « section traitement », volume I ,1981.
- 4-Manuel opératoire GL2/Z, « Section fractionnement », Volume III, 1981.
- 5-Manuel opératoire du procédé de liquéfaction Complexe GL2 /Z. Mars 1979 p 2-174
- 6-Manuel de formation Industrie, « Décarbonatation du Gaz Naturel », UFR/ Gas Engineering & Refining.
- 7-Manuel de service formation IAP, 2011.
- 8-Manuel d'information et de sensibilisation. Service prévention Complexe GL2/Z. Thèse Avril 2008.
- 09-Manuel de formation GL2/Z « Soft Traitement De Gaz » ,2010.
- 10-Fiche toxicologique (FT 146) de MEA, établie par les services techniques et médicaux de l'INRS, édition 2005.

