



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



N° d'ordre : M2...../GC/2020

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie Chimique

Thème

**CONTAMINATION DE LA SOLUTION « MEA » DANS LA  
SECTION DE DECARBONATATION D'UN COMPLEXE  
DE LIQUEFACTION (GNL2/Z)**

Présenté par

1-BETTAHAR Mohamed Islam

2-DAHMANE Fodil

Soutenu le 28/06/ 2020 devant le jury composé de :

Président : Mme KHELLADI Malika

Grade MAA Université de Mostaganem

Examineur : Mme MOHAMED SGHIR Zahira

Grade MAA Université de Mostaganem

Encadreur : HAMMOUDI Habib

Grade MCB Université de Mostaganem

Année Universitaire 2019/2020

# Remerciements

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

Notre première pensée va tout naturellement à notre encadrant M. HAMMOUDI HABIB qui nous a 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.

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

## *Dédicaces*

*Je dédie ce modeste travail aux êtres qui me sont les plus chers, je cite*

*Tout ma famille spécialement mes parents (Abdellah et Fatma) pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur tendresse, leur soutien et leurs prières tout au long de mes études,*

*À ma très chère femme Lahcen Amina nassoumer Aucune dédicace ne pourrait exprimer mon amour et mon attachement à toi, Tu as partagé avec moi les meilleurs moments de ma vie, aux moments les plus difficiles de ma vie. Tu étais toujours à mes côtés, Je te remercie de ne m'avoir jamais déçu. Je remercie le bon dieu qui a croisé nos chemins. Puisse le bon dieu nous procure santé et longue vie*

*À ma sœur Imene et son marie Hocine, mes frères Oussama et Yacine pour leur appui et leur encouragement*

*Et je n'oublier pas mes amies proches Hichem, Mostafa, Mohamed, Abderrahmane, Anes, Ibrahim, Mohamed et mon binôme Fodile.*

*Que ce travail soit l'accomplissement de vos vœux tant allégués, et le fruit de votre soutien infaillible,*

*Merci d'être toujours là pour moi.*

**BETTAHAR Mohamed Islam**



## *Dédicaces*

*JE DEDIE CE MODESTE TRAVAIL :*

*A ma très chère Mère et à mon cher Père, en témoignage et en gratitude de  
Leurs dévouements, de leur soutien permanent durant toutes mes années  
d'études, leur sacrifice illimité, leur réconfort moral, eux qui ont consenti tant  
d'effort pour mon éducation et mon instruction pour me voir atteindre ce but,  
pour tout cela et pour ce qui ne peut être dit, mes affections sans limite.*

*Mes chères sœurs.*

*Mes chers frères.*

*Mon aimable encadreur Mr Hammoudi Habib.*

*Toutes celles et tous ceux qui me sont chers.*

*En témoignage de mon affection*

*DAHMANE FODJI*



# Liste des abréviations

**GN** : Gaz Naturel.

**GNL** : Gaz Naturel Liquéfié.

**GNT** : Gaz Naturel Traité.

**MEA** : Monoéthanolamine.

**MCR** : Multi Composant Réfrigèrent.

**EDM** : Eau de mer.

**Eff** : effectif

# Liste des figures

- Figure I.1** : Zone de process .....
- Figure I.2** : zone de stockage te chargement.....
- Figure I.3** : Organigramme de procédés de complexe GL2/Z.....
- Figure.VI.1** : variation du moussage en fonction du volume de la gazoline.....
- Figure.VI.2** : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse.....
- Figure.VI.3** : Le vaporiseur X36C.....

# Liste des tableaux

<b>Tableau I.1</b> : composition de gaz naturel.....	
<b>Tableau IV.1</b> : propriétés de la MEA.....	
<b>Tableau VI.1</b> : Concentration solution MEA, CO <sub>2</sub> , Moussage et les chlorures.....	
<b>Tableau VI.III.1</b> : de composition molaire de la gazoline.....	
<b>Tableau VI.III.2</b> : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage.....	
<b>Tableau VI.III.3</b> : concentration d'anti mousse par rapport le moussage.....	
<b>Tableau VI.IV.1</b> : Présence des chlorures dans la solution MEA.....	
<b>Tableau VI.IV.3</b> : Présence des chlorures et concentration MEA.....	
<b>Tableau VI.IV.4</b> : Présence des chlorures dans des différents points.....	
<b>Tableau VI.IV.5</b> : Analyse de chlorures pour confirmation de source de chlorures....	
<b>Tableau VI.IV.6</b> : Analyse de la MEA, CO <sub>2</sub> et chlorures.....	
<b>Tableau VI.IV.7</b> : Analyse de chlorures dans différents points.....	

# Liste des annexes

**Annexe 0** : procédé générale de complexe

**Annexe 1** : Section traitement de gaz

**Annexe 2** : Section d'absorption CO<sub>2</sub> et régénération MEA

**Annexe 3** : Section de déshydratation

**Annexe 4** : Séparation et liquéfaction

**Annexe 5** : Fractionnement



## Résumé

Le complexe GNL2/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 CO<sub>2</sub> qui s'élimine par un traitement à la monoéthanolamine. Il est utilisé à une concentration de l'ordre de 15 à 20 % (pourcentage massique).

Dans le procédé d'élimination des gaz acides, la MEA joue un rôle très important mais elle fait l'objet d'une contamination qui provoquent plusieurs problèmes au niveau de la section de décarbonatation

Notre travail se situe dans le prolongement de cette préoccupation et a pour objet d'étudier cette contamination de la MEA dans la section de décarbonatation du complexe de liquéfaction (GNL2/Z). Cette étude nous permettra de cibler en premier lieu les problèmes rencontrés et les sources de cette contamination, sa conséquence sur le procédé et nous terminerons par proposer quelques solutions ainsi que des recommandations à suivre.

**Mots-clés** : Décarbonatation, Monoéthanolamine, Moussage, Contamination par les chlorures.

## Abstract

The GNL2/Z complex is an important natural gas liquefaction facility that produces LNG, propane, butane and gasoline. It is an important economic development for Algeria. The natural gas that feeds a liquefaction unit must first undergo a treatment in order to eliminate contaminating gases that may solidify during liquefaction, such as CO<sub>2</sub>, which is eliminated by a treatment with monoethanolamine. It is used at a concentration in the order of 15 to 20% (mass percentage).

In the acid gas removal process, MEA plays a very important role, but it is subject to contamination that causes several problems in the decarbonation section. Our work is an extension of this concern and aims to study this contamination of the MEA in the decarbonation section of the liquefaction complex (GNL2/Z).

This study will allow us to first target the problems encountered and the sources of this contamination, its consequence on the process and we will end by proposing some solutions as well as recommendations to be followed.

**Keywords** : Decarbonation, Monoethanolamine, Corrosion, Foaming, Contamination by the chlorides.

**Remerciements**

**Dédicaces**

**Liste des abréviations**

**Liste des figures**

**Liste des tableaux**

**Liste des annexes**

**Résumé**

**Abstract**

**Introduction générale**

**Chapitre I: PRESENTATION DU COMPLEXE GL2/Z**

1.1. HISTORIQUE.....	(1)
1.2. FONCTION DE L'USINE GL2/Z.....	(1)
I.3. SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE.....	(2)
I.4. DESCRIPTION DE L'USINE .....	(2)
I.4.1. Zone Utilités .....	(3)
a) Energie électrique .....	(3)
b) Vapeur .....	(3)
c) Eau dessalé .....	(4)
d) Air.....	(4)
e) Eau de refroidissement .....	(4)
I.4.2. Zone process.....	(4)
I.4.3. Zone de stockage et chargement .....	(5)
I.5. DEFINITION DU GAZ NATUREL .....	(6)

**Chapitre II : PROCEDE DE LIQUIFACTION DU GAZ NATUREL**

II.1. INTRODUCTION.....	(8)
II.2. DESCRIPTION DU PROCEDE.....	(8)
II.2.1. Traitement du gaz .....	(9)
II.2.1.1. Décarbonatation .....	(9)
a) Élimination du CO2.....	(9)
b) Régénération de la solution MEA.....	(9)
II.2.1.2. Déshydratation .....	(10)

a) Pré refroidissement du GN au propane.....	(10)
b) Adsorption .....	(10)
c) Régénération des sécheurs.....	(10)
II.2.2.Liquéfaction .....	(11)
II.2.2.1. Séparation .....	(11)
a) Refroidissement au propane du gaz d'alimentation .....	(11)
b) Sous-refroidissement du GN.....	(11)
c) Séparation des hydrocarbures lourds.....	(11)
II.2.2.2. Liquéfaction du gaz naturel.....	(12)
II.2.2.3. Élimination de l'azote du GNL .....	(12)
II.2.2.4. Système de réfrigérant mixte MCR.....	(13)
II.2.2.5.Système propane.....	(14)
II.2.3.Système fractionnement .....	(14)
II.2.3.1.Colonne de dééthanisation.....	(15)
II.2.3.2.Colonne de dépropanisation.....	(15)
II.2.3.3.Colonne de débutanisation.....	(15)
II.2.4. Stockage du GNL.....	(15)
II.2.5.Chargement du GNL.....	(16)

## **Chapitre III : DESCRIPTION DE LA SECTION DE DECARBONATATION**

III.1.INTRODUCTION .....	(18)
III.2.PLACE DANS LE PROCEDE .....	(18)
III.3.PRINCIPERS OPERATOIRES.....	(18)
III.3.1. Description générale.....	(18)
III.3.1.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatation .....	(19)
III.3.1.2. Régénérateur de MEA.....	(20)
III.3.1.3.filtreaton de MEA pauvrer et riche .....	(21)

a) Filtration de MEA pauvre .....	(21)
b) Filtration de MEA riche.....	(21)
III.3.1.4. Vaporisateur de MEA.....	(22)
III.3.1.5. Système de stockage et puisard de MEA.....	(22)
III.3.1.6. Système d'injection anti-mousse.....	(24)

## **Chapitre IV : CHOIX DE L'ABSORBAT**

IV.1. INTRODUCTION.....	(25)
IV.2. Caractéristique sommaire des Éthanolamines.....	(25)
IV.3. Choix de la solution de la MEA.....	(26)
IV.4. Propriétés physico-chimiques de la MEA.....	(26)
IV.4.1 Toxicologie.....	(27)
IV.4.2. Propriétés chimiques .....	(28)
IV.5. Mécanisme d'interaction entre le CO <sub>2</sub> et la MEA .....	(28)
IV.6. Stockage et manutention de la MEA .....	(28)

## **Chapitre V : THEORIE SUR LE PROBLEME DE MOUSSAGE**

V.1. INTRODUCTION AU MOUSSAGE.....	(30)
V.2. FACTEURS FAVORISANT LE MOUSSAGE.....	(30)
V.3. PRECAUTION A PRENDRE CONTRE LE MOUSSAGE.....	(31)
V.4. CARACTERISTIQUES FONDAMENTALES DES ANTI-MOUSSE.....	(32)
V.5. TYPES DE FILTRES.....	(32)

## **Chapitre VI : CONTAMINATION DE LA SOLUTION MEA**

VI.1. INTRODUCTION.....	(33)
VI.2. Problème de dégradation de la MEA.....	(35)
VI.2.1. Dégradation thermique.....	(35)

VI.2.2. Dégradation par formation de produits non régénérables .....	(36)
<i>a)</i> Réaction avec CO <sub>2</sub> .....	(36)
<i>b)</i> Réaction avec l'oxygène .....	(37)
VI.3. Problème de corrosion.....	(37)
VI.3.1. Corrosion par les gaz acides.....	(37)
VI.3.2. Corrosion par des amines.....	(38)
VI.4. Problème de moussage.....	(38)
VI.4.1. Le moussage .....	(38)
VI.4.2. Facteurs favorisant le moussage .....	(39)
<i>a)</i> Influence des hydrocarbures sur le moussage.....	(39)
<i>b)</i> Produits de dégradation.....	(41)
<i>c)</i> L'excès de l'anti-mousse .....	(41)
VI.5. Contamination de la MEA par les chlorures.....	(43)
VI.6. IMPORTANCE DU VAPORISEUR.....	(47)
VI.7. Évaluation du coût de la consommation de MEA.....	(48)

**Recommandations**

**Conclusion**

**Références bibliographiques**

**Annexes**

# INTRODUCTION

Parallèlement au pétrole, l'énergie gazière occupe une place très importante dans le marché mondial grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques. Il présente plusieurs avantages tel que ses faibles émissions de CO<sub>2</sub> lors de sa combustion si on le compare aux dérivés du pétrole, de part sa forte teneur en méthane et ses rendements énergétiques obtenus pour la production d'électricité sont supérieurs à ceux obtenus avec les centrales à charbon ou à pétrole.

Le gaz naturel est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles. Son avantage comparatif en matière d'environnement par rapport au charbon ou pétrole réside dans le fait que les émissions de dioxyde de soufre sont négligeables et que les niveaux d'oxyde azote et de dioxyde de charbon sont plus faibles. Un plus grand recours à cette source d'énergie permettrait notamment de limiter les impacts négatifs sur l'environnement tel que : les pluies acides, la détérioration de la couche d'ozone ou les émissions des gaz à effet de serre

Vu la richesse de l'Algérie en gaz et en pétrole, l'économie nationale se base essentiellement sur l'industrie des hydrocarbures. Cette industrie nécessite l'implantation de diverses unités de traitement avec l'installation d'équipements coûteux. Dans ces conditions, les progrès techniques permettant de réduire ces coûts devraient jouer dans l'avenir un rôle majeur dans le développement du commerce international des combustibles.

Pour faciliter son transport dans des méthaniers vers les pays consommateurs d'énergie, le Gaz Naturel est liquéfié. En effet, la liquéfaction de 600 Nm<sup>3</sup> de Gaz Naturel conduit à la production de 1 m<sup>3</sup> de GNL, soit une réduction en volume de 600 fois

Le 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 CO<sub>2</sub> qui s'élimine par un traitement à la monoéthanolamine. Il est utilisé à une concentration de l'ordre de 15 à 20 % (pourcentage massique).

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 CO<sub>2</sub>.
- 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).

## PRESENTATION DU COMPLEXE GL2/Z

### I.1. HISTORIQUE

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.

C'est un projet qui a été réalisé par la société américaine « Pullman Kellogg Plant service Alegria Inc. », chargée des études et de la construction et du démarrage des différentes installations du complexe.

Le complexe GL2/Z assure la liquéfaction de 41.25 millions de m<sup>3</sup> / jour de gaz naturel en provenance de champs gaziers de HASSI R'MEL avec ou extraction de propane et de gazoline.

La construction de l'usine a débuté en 1977 et sa mise en production remonte à 1981. [1]

- Signature de contrat 09 février 1976.
- Mise en vigueur 01 avril 1976
- Lancement engineering 15 avril 1976
- Ouverture du chantier 15 mars 1977.
- Pose de la première pierre 21 février 1978.
- Début de montage mécanique 01 juillet 1981.
- Première expédition de GNL 20 juillet 1981

### I.2. FONCTION DU L'USINE GL2/Z

Le complexe GL2/Z a pour mission de liquéfier le gaz naturel provenant des champs gaziers de HASSI R'MEL, avec possibilité d'extraction du propane, du butane et de la gazoline. Le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) est pompé et chargé dans des méthaniers spécialement conçus pour le transport cryogénique pour être expédié vers l'étranger.

Le complexe GL2/Z comporte Six trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. La production des utiles nécessaires au fonctionnement des trains est comme suit :



L'air de service, l'azote, l'eau potable, l'eau de mer, l'électricité et la vapeur d'eau. Pour cela le complexe dispose de :

- 01 chaudière basse pression d'une capacité de 50 T / h.
- 18 chaudières de procédé à haute pression d'une capacité de 122 T / h.
- 04 turbogénérateurs d'une capacité de 20MW chacun.
- 03 chaudières utilités d'une capacité de 90 T / h.
- 05 unités de dessalement d'une capacité de 45 T / h chacune.
- 01 station de pompage d'eau de mer qui se compose.
- Une unité d'air de 5100 m<sup>3</sup> / h.
- 06 pompes de 32000m<sup>3</sup>/h chacune.

### I.3. SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE

Le complexe GL2/Z est situé au nord-est de Béthioua environ 40km à l'est d'Oran au bord de la méditerranée sur une superficie de 70 hectares, son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau distille et la lutte anti- incendie.

### I.4. DESCRIPTION DE L'USINE

L'usine de liquéfaction de gaz naturel d'Arzew (**GL2Z**) comprend 6 trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. Le gaz naturel d'alimentation est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation. Le débit de gaz naturel distribué est d'environ **1.500.000 m<sup>3</sup>/h** pour les 6 trains soit en moyenne **250.000 m<sup>3</sup>/h / train**. Dans chaque train, le gaz naturel d'alimentation est traité pour éliminer le gaz carbonique et la vapeur d'eau ; il est ensuite réfrigère et distille pour en extraire les hydrocarbures lourds et il est finalement liquéfié à **-162°C**. [1]

Une fois liquéfié, le gaz naturel est envoyé par pompage dans 3 réservoirs de stockage sous une pression de **1,03 bar** absolu, qui desservent l'ensemble des 6 trains. Il est prévu que chaque train de liquéfaction produira en moyen **8.400 m<sup>3</sup>/h** de GNL soit l'équivalent de **47.000.000 Thermie**. [1]

Les réservoirs de stockage ont une capacité de **100.000 m<sup>3</sup>** chacun et la capacité totale de stockage correspond à la production de 5 journées complète de l'ensemble des 6 trains. [1]

Chaque méthanier a une capacité moyenne de **125.000m<sup>3</sup>** et lorsque ces réservoirs sont préparés, le chargement s'effectue en **12h30'** à raison d'un débit de chargement de **1.000m<sup>3</sup> GNL/h.** [1]

**Conditions de stockage de GNL : [1]**

<b>Masse moléculaire</b>	<b>18,2 g/mole</b>
<b>Pression</b>	<b>1,03 bar absolu</b>
<b>Température</b>	<b>- 162°C</b>

L'usine est composée de trois zones :

- Zone des utilités.
- Zone des procédés.
- Zone de stockage et de changement.

#### **I.4.1. Zone Utilités**

Cette zone est essentiellement autonome et assure la fourniture de toutes les utilités pendant le démarrage et la mise en marche des six (06) trains de liquéfaction ainsi, de toutes les installations de production. [1]

Elle consiste principalement à la production et la fourniture de ce que suit :

**a) Énergie électrique :** Elle est fournie en grande partie par trois (03) turbo- générateurs d'une capacité de 20 MW chacun et de la source Sonelgaz pour également 20 MW, soit un total de 80 MW.

**b) Vapeur :** Elle est fournie par un ensemble de chaudières de différents tonnages répartis comme suit :

- Trois (03) chaudières HP (Haute Pression) de 90 Tonnes par heure chacune au niveau des utilités ;
- Une (01) chaudière BP (Basse Pression) de 58 Tonnes par heure au niveau des utilités ;
- Neuf (09) chaudières HP de 136 Tonnes par heure ;

- Six (06) chaudières HP de 400 Tonnes par heure chacune au niveau de la zone de procédé.

*c) Eau dessalé* : Elle est fournie par cinq (05) unités de dessalement produisant chacune 45 tonnes par heure utilisée comme eau d'appoint pour les chaudières.

*d) Air* : Il est fourni par quatre (04) compresseurs d'air permettant la production de l'air instrument servant pour toutes les installations de productions et de l'air service pour les autres besoins du complexe.

*e) Eau de refroidissement* : Elle est fournie par six (06) pompes d'eau de mer d'une capacité de 37 000 m<sup>3</sup> par heure chacune.

#### **I.4.2. Zone process**

La zone de procédé 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. [1]

Chaque train est composé de sections suivantes :

- Démercurisation ;
- Décarbonatation ;
- Déshydratation ;
- Fractionnement des hydrocarbures ;
- La liquéfaction ;

Le GN contient des hydrocarbures lourds et légers ainsi que des huiles, de l'eau, du gaz carboniques (CO<sub>2</sub>) de l'azote, de l'hélium (He) et de mercure (Hg).



**Figure I.1 : Zone de process**

### **I.4.3. Zone de stockage et chargement**

Le GNL est stocké à  $-162^{\circ}\text{C}$  dans 3 bacs d'une capacité unitaire de 100 000 m<sup>3</sup> 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 m<sup>3</sup> GNL.

Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux (02) bacs de 14.500 m<sup>3</sup> chacun.



**Figure I.2 : Zone de stockage et chargement**

### I.5. DEFINITION DU GAZ NATUREL

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane (CH<sub>4</sub>) en grande proportion ainsi que d'autres hydrocarbures gazeux tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane et le hexane en proportion décroissante. Sa composition révèle en outre suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, de gaz carbonique et la vapeur d'eau. La genèse du gaz naturel est tout à fait analogue à la genèse du pétrole (qui est un mélange d'hydrocarbures lourd) et résulte de la décomposition de la matière organique essentiellement sous-marine déposée au cours des époques géologiques et en forme sous les couches sédimentaires. C'est la raison pour laquelle les couches dans lesquelles se trouvent piégé du gaz naturel sont en général plus profond.

Une certaine quantité du gaz naturel se présente toujours en association avec les gisements de pétrole, c'est le cas par exemple à **HASSI MESSAOUD**.

### LA COMPOSITION DU GAZ NATUREL

La composition du gaz naturel et la température d'ébullition & fusion de chaque composant :

Composants	Formule chimique	Proportion en (% molaire)	Température D'ébullition en (°C)	Température De Fusion en (°C)
Méthane	CH <sub>4</sub>	83,49	- 1 6 1,5 2	- 1 8 2 ,4 7
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,85	- 88, 5 8	- 1 8 2 ,8
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,15	- 4 2, 0 7	- 1 8 7,6 8
i- Butane	i C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,3	- 11, 8 1	- 1 5 9 ,6
n- Butane	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5	- 0, 4 9	- 1 3 8,3 6
i – Pentane	i C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,08	3 6, 0 3	- 1 2 9,1 3
n - Pentane	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,11	3 6, 0 3	- 1 2 9, 1 3
n – Hexane	nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,13	6 8,7	- 9 5 ,3
Gaz carbonique	CO <sub>2</sub>	0,18	- 7 8, 5 9	- 5 6 ,5 7
Azote	N <sub>2</sub>	6	- 1 9 5,8 0	- 2 1 0
Hélium	He	0,21	- 2 6 8, 9 3	/
<b>Eau</b>	<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>50ppm</b>	<b>100</b>	<b>0</b>

**Tableau I.1 : composition de gaz naturel**

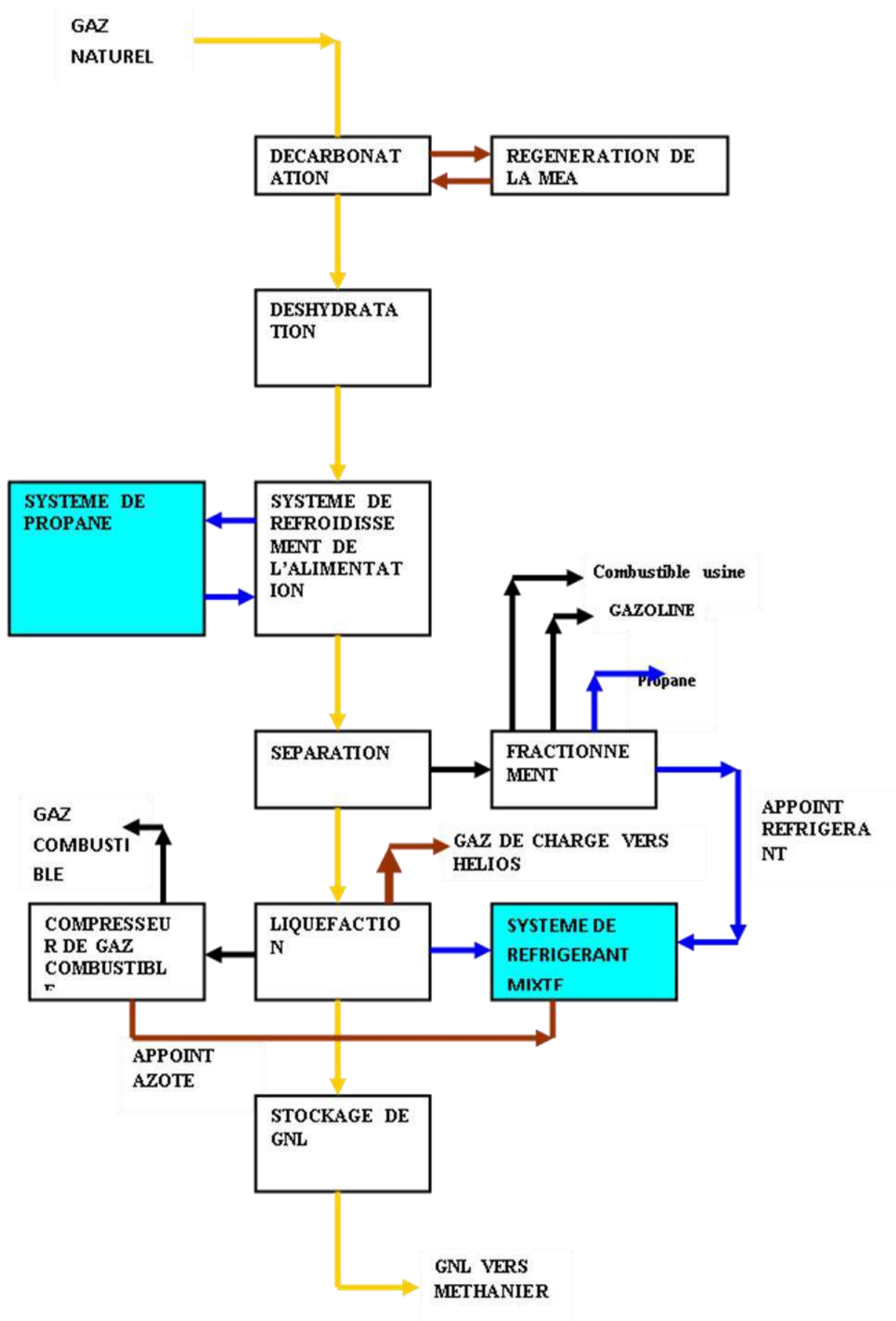


Figure I.3 : Organigramme de procédés de complexe GL2/Z

## PROCEDE DE LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL

### II.1. INTRODUCTION

Le complexe GL2/Z comprend six trains de liquéfaction indépendante fonctionnant en parallèle, le gaz naturel venant de HASSI R'MEL est distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation permettant d'assurer un débit pour chacun de 3320 000 nm<sup>3</sup>/h.

La liquéfaction du gaz naturel s'effectuera en cinq étapes :

**1/** Le gaz naturel entre d'abord dans la section de décarbonatation ou l'en fait réduire sa teneur en gaz carbonique CO<sub>2</sub> à <70ppm au moins. Cette opération est nécessaire pour éviter la solidification du gaz carbonique dans la section de liquéfaction.

**2/** Le gaz naturel quitte la section de décarbonatation saturée d'eau, et passe ensuite dans la section de déshydratation ou il est refroidi sous contrôle de température (de façon à éviter la formation des hydrates) avant d'être séché, la condensation d'eau résultant de ce refroidissement réduit au maximum la quantité d'eau à éliminer par les sècheurs. Le gaz refroidi est séché dans le sécheur à tamis moléculaires à ce moment, la teneur en eau est réduite à moins de 0.5ppm pour éviter la formation de glace dans la section de liquéfaction pour éliminer la poussière et les particules des desséchants, des filtres sont installés en aval de chaque sécheur.

**3/** Le gaz naturel filtré est séché puis refroidi à -30°C par échange thermique avec le réfrigérant propane avant d'entrer de l'extrémité chaude de la section de liquéfaction des hydrocarbures lourds liquides se séparent de la partie légère constituée essentiellement de méthane.

**4/** La partie légère est refroidie et liquéfiée dans l'extrémité froids de la section de liquéfaction à -150°. À ce niveau le GNL est détendu et envoyé dans le dégazeur où sa teneur en azote est réduite conformément aux spécifications le GNL est alors pompé et stocké dans des bacs dont la capacité de chacun est de 100.000m<sup>3</sup> à une pression voisine de la pression atmosphérique (10.03bars). La station de chargement des méthaniers. (La capacité de chacun est d'environ 125.000m<sup>3</sup>) et trois pompes de circulation et de transfert.

### II.2. DESCRIPTION DU PROCEDE

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 (comme le benzène) tendraient à se condenser dans l'extrémité froide du train de liquéfaction, puis à se solidifier, provoquant l'obstruction de la tuyauterie et de l'équipement froid. C'est pourquoi ces composants condensables sont d'abord éliminés dans une série d'unités de traitement avant que le gaz naturel puisse être liquéfié.

## **II.2.1. Traitement du gaz (voir annexe 1)**

### **II.2.1.1. Décarbonatation**

#### ***a) Élimination du CO<sub>2</sub> (voir annexe 2)***

Le gaz brut d'alimentation passe tout d'abord dans le ballon séparateur GN alimentation ou tous les hydrocarbures liquides en suspension dans le gaz naturel sont récupérés et éliminés vers le système de rejet liquide, afin de ne pas contaminer la MEA et ce qui provoquerait la formation d'une grande quantité de mousse.

Puis le GN est chauffé à 38°C dans le préchauffeur de GN d'alimentation avant de pénétrer dans la colonne d'absorption du CO<sub>2</sub> par le bas ou, à contrecourant de la solution de MEA pauvre, il sera débarrassé du CO<sub>2</sub> jusqu'à une teneur inférieure à 70ppm en tête de colonne. Puis le GN est dirigé ensuite vers la section de déshydratation. La solution de la MEA, pénétrant au niveau du 5<sup>e</sup> plateau de l'absorbeur s'enrichit en CO<sub>2</sub> au fur et à mesure qu'elle descend jusqu'à 29 plateaux de l'absorbeur et quitte le fond de la colonne sous forme de solution de MEA riche pour se diriger vers la colonne de régénération de MEA ou décarbonatation afin d'y être régénérée. [2,3]

#### ***b) Régénération de la solution MEA (voir annexe 2)***

La solution MEA riche, après être passée dans le ballon séparateur des hydrocarbures, est tout d'abord chauffée à 102°C par échange thermique avec la solution de MEA pauvre régénérée et est ensuite introduite en tête de tour de régénération fonctionnant normalement à 110°C et à 1bars eff. En fond de la colonne. La solution de MEA riche en CO<sub>2</sub> descend dans la colonne. Pour y être épurée par les gaz ascendants provenant de l'évaporation du produit de fond le liquide\_ solution MEA en fond de colonne s'appauvrit en CO<sub>2</sub> et est renvoyée à l'absorbeur après avoir réchauffé la MEA riche et être refroidie à 38 °C. Les vapeurs de tête du régénérateur ; la vapeur de tête condensée est récupérée au fond du ballon de reflux du régénérateur et est ensuite réinjectée en tête de la tour de régénération. Les gaz incondensables essentiellement CO<sub>2</sub> sont évacués à l'atmosphère. [2,3]



### II.2.1.2. Déshydratation (voir annexe 3)

À la sortie de l'absorbeur, le gaz d'alimentation est humide, surtout par le fait qu'il a absorbé de l'eau de la solution MEA. La phase suivante du traitement du gaz d'alimentation est l'élimination de l'eau en vue d'en réduire la teneur à moins de 0.5ppm. Cette opération est effectuée dans un jeu de 3 sécheurs à tamis moléculaire. [2,3]

#### *a) Pré refroidissement du GN au propane*

Le gaz d'alimentation sortant de l'absorbeur a 38 °C est d'abord refroidie a 21°C par du propane 1<sup>er</sup> niveau a 15.2 b eff. Et à 18.3°C afin de réduire au maximum la quantité d'eau que les sécheurs devront adsorber et éviter ainsi leur saturation rapide.

La vapeur d'eau condensée est séparée du GN dans le ballon séparateur des sécheurs et est évacué soit vers le système d'égout des eaux huileuses soit vers le ballon séparateur des hydrocarbures. Le GN pénètre ensuite dans deux des trois sécheurs en service à 21°C et a 46.1 b eff. Avec une teneur en eau de 1000ppm environ. [2,3]

#### *b) Adsorption*

Le GN pénètre dans deux des sécheurs en service le troisième étant en régénération ou en standby et traverse les tamis moléculaires pendant progressivement son humidité.

À la sortie de chaque sécheur, le gaz est filtré afin de retenir les particules en suspension et se dirige ensuite vers la section séparation. Chaque sécheur a une capacité d'adsorption correspondant à un cycle de séchage de 8 heures. A fin de ce cycle le sécheur doit être régénéré ; il y a toujours deux sécheurs en service pendant que le troisième est en régénération. [2,3]

#### *c) Régénération des sécheurs (voir annexe D)*

Le cycle de régénération dure 6 heures ; le sécheur une fois régénéré reste alors en standby pendant 2 heures avant de rentrer en service à nouveau.

Le cycle de régénération se déroule en deux phases réchauffage et régénération du sécheur, refroidissement du sécheur. [2,3]

## II.2.2. Liquéfaction (voir annexe 4)

### II.2.2.1. Séparation

#### *a) Refroidissement au propane du gaz d'alimentation*

Le gaz d'alimentation déshydraté sortant des sécheurs sous une pression d'environ 38,03bar eff, et a une température de 25,5°C est réfrigéré à -30,6°C dans les refroidisseurs au propane par du propane à 4 niveaux de pression et de température : 40,5b eff/-5,2°C, 2,5b eff/-9,5°C, 1,4b eff/-20,3°C, 0,3b eff/-35,2°C. Une partie du gaz d'alimentation, essentiellement constituée d'hydrocarbures lourds est condensées. [2]

Le mélange formé par le condensat et le gaz d'alimentation allégé alors dans l'échangeur gaz d'alimentation/vapeurs de tête de la tour de lavage pour y être sous- refroidi.

#### *b) Sous-refroidissement du GN dans l'échangeur gaz d'alimentation/vapeur de tête de la tour de lavage*

Le mélange condensats lourds/GN allégé pénètre dans l'échangeur à plaques ou par échange thermique à contre-courant avec les vapeurs de tête de la tour de lavage, il est sous-refroidi à -47,3°C sous une pression de 37,0b eff, et ou davantage de produits lourds se condensent. [2]

#### *c) Séparation des hydrocarbures lourds*

Le mélange est ensuite injecté au niveau du 10<sup>ème</sup> plateau de la tour de lavage ou les produits lourds sont séparés par distillation du GN (éthane, propane...).

Le liquide s'écoule vers le plateau du fond de la tour et passe dans le rebouilleur à propane ou il est réchauffé à 29,2°C, les composants légers (méthane, azote et éthane en faible quantité) sont extraits par vaporisation et se purifient au contact du liquide de reflux qui s'enrichit en lourds et s'appauvrit en légers. Un rebouilleur à vapeur permet d'assurer un rebouillage supplémentaire du mélange liquide/gaz d'alimentation de la tour de lavage en cas de besoin. Le liquide de fond se dirige vers le fractionnement et les vapeurs de tête se réchauffent dans l'échangeur gaz d'alimentation/vapeur de tête de la tour de lavage par échange thermique avec le gaz d'alimentation provenant des refroidisseurs au propane. [2]

Puis les vapeurs de tête passent du faisceau chaud de la colonne de liquéfaction (ou échangeur principal) ou, refroidies par le réfrigérant mixte MCR, elles sont en parties condensées. [2]

La partie liquide est recueillie dans le ballon de reflux de la tour de lavage ou elle est réinjectée en tête de la colonne, le gaz du ballon de reflux riche en méthane combiné à un courant de butane provenant du fractionnement est alors acheminé vers le faisceau central de l'échangeur principale pour y être liquéfié. [2]

Une partie des vapeurs de tête du ballon de reflux est prélevée comme appoint du MCR. [2]

### II.2.2.2. Liquéfaction du gaz naturel

Le gaz naturel riche en constituants légers provenant du ballon de reflux est alors prêt à être liquéfié à une température de  $-162^{\circ}\text{C}$  permettant son transport en méthanier, à une pression proche de la pression atmosphérique (1,03b absolu). [2]

Le gaz pénètre à  $-33^{\circ}\text{C}$  dans le faisceau central de l'échangeur principal dans lequel il circule de bas en haut sous l'effet de sa pression, 37,4b eff, et sort sous forme liquide (GNL) à une pression de 24b eff, et à  $-148^{\circ}\text{C}$ . [2]

La liquéfaction du GN se fait en deux temps : tout d'abord le GN pénétrant dans le faisceau central de l'échangeur principal par échange thermique avec le MCR vapeur condensé et se dirige vers l'échangeur GN/gaz de rejet à  $-148^{\circ}\text{C}$  et sous 24b eff. [2]

### II.2.2.3. Élimination de l'azote du GNL

Le GNL sortant en tête de l'échangeur principal passe dans l'échangeur de rejets et se combine à la sortie avec un courant de propane et d'éthane en provenance du fractionnement, refroidi dans l'échangeur de rejets.

Ce mélange liquide/gaz est détendu à 4,8b eff, dans le ballon de gaz combustible haute pression et le flash a pour effet de libérer l'azote dissout dans la phase liquide du GNL, qui est alors acheminé vers le réseau gaz combustible de procédé haute pression. Le réseau liquide du ballon de détente d'azote sert d'agent réchauffant au rebouilleur du désazoter et par échange thermique avec le liquide de fond de la colonne se refroidit à  $-159^{\circ}\text{C}$  avant de pénétrer en tête de la tour. Les composants légers essentiellement l'azote sont extraits par vaporisation et

montent le long de la colonne ou ils rencontrent à contre-courant au passage des plateaux le liquide injecté en tête. [2]

La phase liquide GNL se débarrasse de l'azote et est récupérée au fond du déazoteur ou elle est acheminée vers le stockage par les pompes de produit GNL. [2]

Les vapeurs de tête du déazoteur se dirigent l'échangeur de rejet ou elles se réchauffent au contact du MCR ; du GNL sortant de l'échangeur principal, des réinjections éthane et propane provenant du fractionnement et du gaz combustible de procédé libéré dans le ballon de gaz combustible haut pression. [2]

#### II.2.2.4. Système de réfrigérant mixte MCR

Le MCR est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Ce mélange frigorigène circule dans une boucle fermée à 2 compresseurs ou il sert à liquéfier le GN dans l'échangeur principal et comme réfrigérant du condenseur de tête de la tour de lavage (faisceau chaud de l'échangeur principal). Le MCR basse pression, 1,9b eff/-35°C, provenant du ballon d'aspiration 1<sup>er</sup> étage est comprimé dans le premier compresseur MCR à 12,3b eff, s'échauffant à 73°C, puis le réfrigérant mixte est refroidi à 32,2°C dans un échangeur à l'eau de mer avant d'être comprimé à nouveau dans le deuxième compresseur MCR à 44,7b eff, ou il sort à une température de 132,1°C, puis le MCR haute pression est ensuite refroidi tout d'abord à 32,2°C dans un échangeur à eau de mer puis à -30,5°C dans les échangeurs à propane (4 niveaux) d'où il sort à une pression de 42.8b eff. Ce refroidissement a pour effet de condenser les constituants lourds du réfrigérant mixte, essentiellement l'éthane et le propane, et les deux phases sont séparées dans le ballon séparateur MCR haute pression. [2]

La composition de calcul du MCR (r) est la suivante :

constituant	Pourcentage molaire
AZOTE	3,2 %
METHANE	40,2 %
ETHANE	54,4 %
PROPANE	2,2 %

### II.2.2.5. Système propane

Le circuit de propane assure la réfrigération de divers fluides du procédé à 4 niveaux de température.

Le compresseur de propane à 4 étages d'aspiration. Le propane gazeux sous basse pression 0,3b eff/-35,5°C provenant du ballon d'aspiration 4<sup>o</sup> niveau est comprimé à 10,3b eff, est refroidi à 33, 4°C dans deux échangeurs à eau de mer aux condenseurs de propane, le propane en partie condensée est récupéré dans le collecteur de propane. [2]

La vapeur issue du collecteur, après détente, est envoyée directement dans le ballon d'aspiration 1<sup>er</sup> niveau pour être aspirée au 4<sup>ème</sup> étage du compresseur propane et être à nouveau comprimé. Le liquide alimente les échangeurs du propane 1<sup>er</sup> niveau et par vaporisation produit les « frigories » nécessaires à la réfrigération des fluides concernés. Les vapeurs générées sont renvoyées dans le ballon d'aspiration 1<sup>er</sup> niveau. [2]

Le liquide du ballon d'aspiration 1<sup>er</sup> niveau, après détente, alimente les échangeurs de propane 2<sup>o</sup> niveau et les vapeurs générées en provenance du ballon d'aspiration 2<sup>o</sup> niveau pénètrent dans le compresseur par le 3<sup>ème</sup> étage. [2]

Le cycle comprend 4 niveaux de détente produisant ainsi un fluide frigorigène à 4 niveaux de température : 4,5b eff/5,1°C, 2,5b eff/-9,7°C, 1,4b eff/-20,6°C, 0,3b eff/-35,5°C. Deux courants de propane liquide sont prélevés du collecteur pour réchauffer le gaz combustible de procédé et effectuer le rebouillage du produit de fond de la tour de séparation, ces courants sont ensuite acheminés directement vers le ballon d'aspiration 1<sup>er</sup> niveau. [2]

L'appoint de propane peut provenir du fractionnement, d'un autre train déjà en marche ou du stockage de GNL. Le produit appoint est injecté en amont du collecteur de propane, à la sortie des condenseurs de propane. [2]

### II.2.3. Système fractionnement des hydrocarbures lourds (voir annexe 5)

Le système de fractionnement sépare les hydrocarbures les plus lourds éliminés du courant de gaz naturel dans la section séparation et prépare les constituants nécessaires à l'alimentation internes des diverses sections de l'usine :

- Éthane d'appoint pour le réfrigérant mixte MCR et le GNL.
- Propane d'appoint pour le système propane, le MCR et le GNL.
- Butane d'appoint du GN d'alimentation de l'échangeur principal.
- Gazoline comme combustible des chaudières et éventuellement comme produit commercialisable.
- Éventuellement butane et propane destinées à la commercialisation (GPL).
- Gaz combustible de procédé des chaudières. L'unité de fractionnement comprend les 3 systèmes de distillation en cascade suivants :
  - Dé-éthaniseur.
  - Dépropaniseur.
  - Débutaniseur.

Ces systèmes peuvent fonctionner avec ou sans extraction, dans le premier cas le butane et le propane produits sont destinés à être commercialisés dans le deuxième cas ces deux constituants sont en partie réinjectés dans le GNL et servent de combustible. [2]

#### **II.2.3.1 Colonne de dééthanisation**

Elle permet de séparer l'éthane du reste des composants, et ce en tête de colonne utilisée comme appoint de MCR. [2]

#### **II.2.3.2 Colonne de dépropanisation**

Elle permet de séparer le propane du reste des composants et ce en tête de colonne. Ce produit est également utilisé comme appoint au réfrigérant à composants multiples (MCR) et à la boucle de propane. [2]

#### **II.2.3.3 Colonne de débutanisation**

Elle permet de séparer le butane du reste des composants et ce en tête de colonne. Ce produit est également utilisé comme appoint au réfrigérant à composants multiples (MCR), la gazoline est récupérée en fond de colonne. Elle est commercialisée vers l'étranger ou elle est dirigée vers GP1/Z. [2]

#### **II.2.4. Stockage du GNL**

Trois réservoirs de GNL assurent le stockage de la totalité de la production de GNL des six trains pendant cinq jours environ. Les réservoirs, d'une capacité unitaire de 100.000m<sup>3</sup> permettant de stocker le GNL a la pression atmosphérique de 1.03b abs.et a une température de -162°C.

Lors du remplissage des réservoirs, une certaine qualité du produit se vaporise. Les échanges de chaleur avec l'extérieur due à conduction sont aussi la cause dévalorisation du produit. Les vapeurs de stockage sont recueillies et comprimées par les compresseurs de vapeur de stockage avant d'être renvoyées dans le collecteur principal de gaz combustible. Le GNL peut être transféré d'un réservoir à l'autre lorsqu'on ne charge pas, en utilisant la pompe de transfert.

Il est également possible de transférer la production de GNL de GNL 1 vers les bacs de stockage de GNL2 (et réciproquement) en utilisant également la pompe de transfert de GNL2 (de GNL1), le débit maximum est de l'ordre de 12.000m<sup>3</sup>/h. [2]

### II.2.5. Chargement du GNL

Le chargement du GNL à bord du méthanier d'une capacité moyenne de 125.000m<sup>3</sup>, peut s'effectuer en 12h30 lorsque le navire est déjà froid, à raison d'un débit de chargement de 10.000m<sup>3</sup>/h assuré par les cinq pompes de chargement, le produit est déversé dans le navire par l'intermédiaire de huit bras de chargement dont quatre sont en service.

Le chargement est précédé du refroidissement de la canalisation de la zone de chargement qui est réalisé par la vaporisation d'une faible quantité de GNL le long des conduites. Pendant le chargement une partie de GNL se vaporise, ces vapeurs sont renvoyées vers la zone de stockage par les compresseurs de vapeurs de retour ou elles se mélangent aux vapeurs de stockage avant d'être acheminées vers le réseau de gaz combustible.

Il est possible de charger un méthanier accosté au quai de chargement de GNL2 avec la production de GNL1 stockée dans les bacs de GNL1 (et réciproquement) en utilisant les pompes de chargement de GNL2 (de GNL1), dans ce cas le débit maximum de chargement est de l'ordre de 10.000m<sup>3</sup>/h et les vapeurs de retour sont dirigées vers la zone de stockage de GNL (de GNL2).

Cependant il n'est pas possible de charger un méthanier avec du GNL provenant à la fois de GNL1 et de GNL2. [2]

## **DESCRIPTION DE LA SECTION DE DECARBONATATION**

### **III.1. INTRODUCTION**

Le rôle de la section de décarbonatation consiste à éliminer le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) présent dans le gaz naturel, par lavage chimique au moyen d'une solution de monoéthanolamine (MEA), pour atteindre une teneur résiduelle de moins de 70 ppm. L'admission d'un débit de gaz à forte concentration de dioxyde de carbone se traduirait par une cristallisation du CO<sub>2</sub> dans les circuits cryogéniques du procédé provoquant notamment un bouchage au niveau des réfrigérants et de l'échangeur cryogénique principal. Le recours à l'arrêt du train de procédé deviendrait alors impératif pour pouvoir dégivrer les équipements fonctionnant à basse température, avec comme conséquence un manque à gagner substantiel.

### **III.2. PLACE DANS LE PROCEDE**

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. [3]

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. [3]

La concentration du gaz carbonique (CO<sub>2</sub>) 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 CO<sub>2</sub> 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. [3]

### **III.3. PRINCIPES OPERATOIRES**

#### **III.3.1. Description générale**



### *III.3.1.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatation*

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

Le gaz naturel brut pénètre d'abord dans le ballon séparateur 131-F, afin de séparer tous les hydrocarbures lourds susceptibles d'être présents dans le gaz d'alimentation. Tout liquide s'accumulant au fond de ce ballon est évacué vers le système de rejet des hydrocarbures liquides (installations auxiliaires). [3]

Le gaz naturel sortant en tête de 131-F passe à travers un débrumeur métallique placé au sommet du ballon, puis est préchauffé à 38°C dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation 131-C par de la vapeur à 4,5 bars. 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. [3]

Le gaz s'élevant dans l'absorbeur 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 5<sup>ème</sup> plateau de l'absorbeur. Le gaz carbonique est absorbé par la solution pauvre de MEA. 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. La solution « riche » de MEA (riche en gaz carbonique) quitte l'absorbeur par le fond pour entrer dans le ballon de séparation des hydrocarbures (137-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). [3]

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 (136-J) assure un débit d'eau de 17 m<sup>3</sup>/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 (131-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. [3]

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. [3]

### **III.3.1.2. Régénérateur de MEA**

La MEA enrichie (MEA + CO<sub>2</sub> dissout) provenant du ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) est chauffée dans les échangeurs I33-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 (effectif) en fond de colonne. Le rebouilleur (134-C) du décarbonateur est chauffé par la vapeur à 4,5 b. Le régénérateur peut fonctionner à 121°C et 1,0 bar (en fond de colonne) permettant ainsi d'extraire le maximum de gaz carbonique. [3]

Le gaz carbonique extrait de la solution riche de MEA passe dans le condenseur de tête (135-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 (133-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 I35-C. Ce courant est prélevé côté refoulement de la pompe de circulation de MEA (131-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 (141-F) peut être renvoyé au ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) pour réduire la quantité d'eau d'appoint nécessaire.[3]

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs I33-C avec la solution MEA riche. Elle est ensuite refroidie dans le

refroidisseur (132-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. [3]

La pompe de circulation de MEA pauvre (131-J/JA) aspire à la sortie du refroidisseur 132-C et refoule au niveau du 5ème plateau de l'absorbeur de CO<sub>2</sub>. Le CO<sub>2</sub> contenu dans le GN est absorbé par la MEA grâce au lavage à contre-courant. [3]

### **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-108. 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. [3]

#### ***III.3.1.3. Filtration de MEA pauvre et riche***

Deux filtre à cartouche pour solution MEA riche (131-L) et (175-L) sont prévus pour retenir les impuretés solides de la solution MEA. Si on les laissait s'accumuler, ces impuretés risqueraient de faire mousser la solution dans l'absorbeur 131-E et dans le régénérateur 132-E. Les deux filtres n'admettent qu'une partie du débit total de leur solution respective. [3]

##### ***a) Filtration de MEA pauvre***

La solution MEA pauvre traversant le filtre 132-F est prélevé en aval de la vanne de régulation (FV-110). Le débit, indiqué sur FI-112, est contrôlé par une vanne manuelle. Le débit prévu est égal à 5% environ de celui de la solution pauvre (3,2 m<sup>3</sup>/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. [3]

##### ***b) 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 131-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 m<sup>3</sup>/h) est indiquée sur FI-I04. Ce débit est contrôlé manuellement par une vanne montée sur la conduite d'admission du filtre. [3]

La MEA filtrée ressort en tête de colonne et rejoint la solution riche pour passer dans le ballon de séparation des hydrocarbures 137-F. Ce filtre à cartouche sert à retenir des matières solides comme le tartre, la boue et quelques produits corrosifs contenus dans la MEA. [3]

#### ***III.3.1.4. Vaporisateur de MEA***

Le vaporisateur de MEA I36-C, conçu pour un débit égal à 3% de circulation ( $2 \text{ m}^3/\text{h}$ ), 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. [3]

Un soutirage latéral de la solution pauvre est effectué sur la conduite de sortie au fond du régénérateur. [3]

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. [3]

À 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<sup>ème</sup> 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  $143^\circ\text{C}$ , 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  $148^\circ\text{C}$  car ceci pourrait entraîner la vaporisation des impuretés et donc leur retour dans la solution MEA en circulation. [3]

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. [3]

#### ***III.3.1.5. 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 100, 300 et 500. Chaque réservoir a une capacité de  $128,5 \text{ m}^3$ .

Le réservoir de stockage de MEA 135-F constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 100 et 200 ; le réservoir 335-F approvisionne les trains 300 et 400 et le réservoir 535-F les trains 500 et 600. [3]

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N<sub>2</sub>) 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. [3]

Le puisard de MEA 134-F et la pompe du puisard 135-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. [3]

Une partie de ce réservoir est souterraine. 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 131-J, à l'entrée du vaporisateur de MEA ou au réservoir de stockage 135-F. Des canalisations permettent de faire circuler la solution de MEA dans le puisard. [3]

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 135-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. [3]

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 133-C, du refroidisseur de MEA 132-C, du ballon de séparation des hydrocarbures 137-F, de l'absorbeur de CO<sub>2</sub> 131-E, du filtre à cartouche de

MEA 131-L, du filtre à charbon 132-F et des purges de fond du réservoir de stockage de MEA. [3]

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. [3]

#### ***III.3.1.6. 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 (132-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 (131-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. [3]

## CHOIX DE L'ABSORBAT

### IV.1. INTRODUCTION

Le gaz d'alimentation du complexe GNL contient du CO<sub>2</sub> à une pression partielle d'environ 9kpa, le gaz traité doit contenir moins 90 ppm de CO<sub>2</sub>. Ce qui correspond 0.3kpa. Le gaz d'alimentation ne contient pas des contaminants soufrés. Le procédé à amine est le procédé de choix.

La MEA et la DEA seraient toutes les deux adaptées au système de décarbonation du complexe GNL puisque le CO<sub>2</sub> et les mercaptans sont absents, la dégradation de la MEA par ces composés n'est à craindre. Entre la MEA et la DEA.

La première demande un débit de circulation moins élevé (sur la base de la masse), car son poids moléculaire est le moins élevé (le poids moléculaire de la MEA est de 61 et celui de la DEA 105). Une mole de MEA ou de DEA et DEA réagira avec une mole de CO<sub>2</sub>. Pour ces raisons la MEA est le solvant de choix pour le complexe GNL.

Une fois qu'une solution d'alcanolamine a été identifiée comme étant le solvant de choix, la sélection de la solution de procédé approprié dépend surtout des points suivants :  
Pression et température de gaz traité.

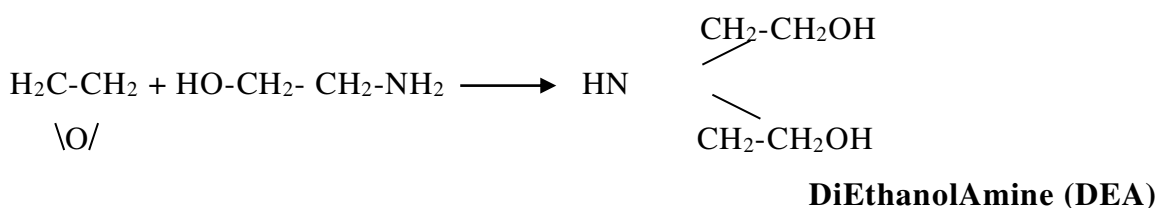
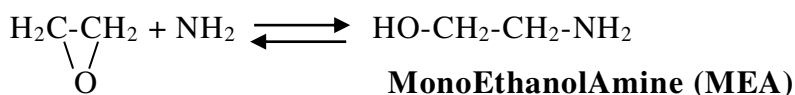
La composition (principaux constituants et contaminant)

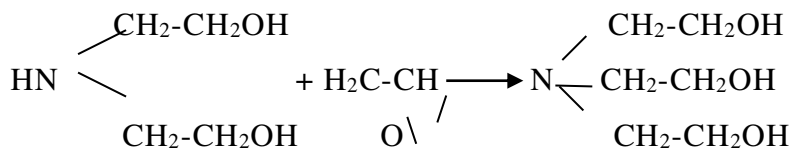
### IV.2. Caractéristique sommaire des Éthanols Amines

Les Éthanols Amines sont des absorbants utilisés pour éliminer le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) du gaz naturel. [4]

A la température ambiante, les Éthanols Amines sont des liquides visqueux et incolores ou des solides cristallins, ont une odeur légèrement aminée, elles sont hygroscopiques et nuisibles à l'eau en toute proportion. [4]

Actuellement on fabrique les éthanols amines faisant réagir l'oxyde d'éthylène avec l'ammoniac sans pression, cette réaction s'effectue selon le schéma suivant avec un excès croissant d'oxyde d'éthylène :



**TriEthanolAmine (TEA)**

La MEA et la DEA sont les deux absorbants les plus couramment utilisés, la TEA n'étant plus utilisée qu'en mélange avec les amines précédentes. [4]

En effet, si le gaz naturel ne contient pas de sulfure de carbone (COS) et de disulfure de carbone (CS<sub>2</sub>), on utilise souvent de la MEA qui est très active. [4]

En raison de la présence d'un atome d'azote et un groupe hydroxyde, les étalons amines possèdent les propriétés des amines et celle des alcools. [4]

Les groupes hydroxyde, servent à réduire la tension de vapeur et à augmenter la solubilité à l'eau. [4]

Les groupes amines fournissent l'alcalinité nécessaire dans les solutions aqueuses pour permettre l'absorption des gaz acides. [4]

### IV.3. Choix de la solution de la MEA

Ce choix est déterminé par la nature du gaz à traiter et les conditions de pression et de température.

La MEA en solution aqueuse et le solvant préféré pour épurer les gaz qui ont relativement une faible concentration de H<sub>2</sub>S et CO<sub>2</sub>, ne contient pas le COS et le CS<sub>2</sub>, ou bien pour le gaz contenant uniquement le CO<sub>2</sub>. [4]

La faible masse moléculaire de la MEA conduit à un pouvoir absorbant important pour une solution de concentration et de masse faible ainsi que sa récupération facile à partir de solution contaminée, ce sont des avantages qui équilibrent les inconvénients :

Formation des composés stables et irréversibles avec le COS et CS<sub>2</sub>. [4]

Pertes de la MEA par vaporisation de fait de sa pression de vapeur élevée. [4]

Corrosivité élevée particulièrement pour des solutions à plus de 20 % en masse et fortement chargée en gaz-acide. [4]

Parmi les développements importants des procédés à la MEA, l'utilisation des inhibiteurs de corrosion très efficaces permet de fonctionner avec des concentrations et de solution de la MEA supérieures à 30 % en masse. [4]

### IV.4. Propriétés physico-chimiques de la MEA

La MEA est un composé mixte qui possède à la fois des propriétés des alcools et des amines. [4]



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, les Alcools et les Cétones Aliphatiques à chaîne courte. Sa solubilité est nulle dans les esters des Hydrocarbures Aliphatiques et Aromatiques ainsi que dans l'éther. La MEA est légèrement volatile avec la vapeur d'eau et absorbe l'anhydride carbonique de l'air. [4]

Elle possède de forte propriétés basiques (PH=12.5 à température ambiante). La MEA n'est pas nocive dans les conditions normales d'emploi, mais sa manipulation est plus dangereuse car sa nature alcaline peut provoquer des maladies oculaires et une irritation cutanée. [4]

Par exposition prolongée a la lumière la MEA finit par se colorer en jaune claire et cela est dû sans doute é l'influence d'impuretés et des traces de métaux (Cu, Fe) présents dans les cuves d'appoint (une solution brune indique une oxydation due à un contact avec l'oxygène). Sa cristallisation conduit à des cristaux blancs translucides, elle a une densité légèrement supérieure à celle de l'eau (d=1.0179). C'est un corps combustible. [4]

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

**Tableau IV.1 : propriétés de la MEA**

#### **IV.4.1 Toxicologie**

Légèrement irritant pour la peau ; éviter les contacts prolongés.

Plus dangereuse pour les muqueuses et les yeux.

En cas de contact, laver à grande eau.

En cas d'ingestion, faire vomir.

#### IV.4.2. Propriétés chimiques [4]

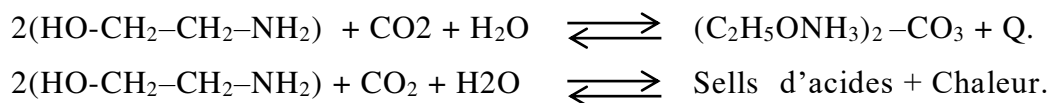
- Désignation chimique : 2 – Aminoéthanol –1 Amine (NH<sub>2</sub>).
- Structure chimique : NH<sub>2</sub> – CH<sub>2</sub> – CH<sub>2</sub> – OH Hydroxyde (OH).
- Attaque le cuivre et ses alliages, le fer, l'aluminium.
- Réaction exothermique avec les acides.
- S'oxyde au contact de l'air.

#### IV.5. Mécanisme d'interaction entre le CO<sub>2</sub> et la MEA

L'absorption du CO<sub>2</sub>, par la Monoéthanolamine aura lieu à basse température et à haute pression. [4]

Le gaz naturel est amené dans la colonne à contre-courant par une solution aqueuse à 15 % à la température d'amorçage : 38 °C et la pression 42 Bars. [4]

Il va se produire la réaction chimique suivante :



C'est une réaction exothermique accompagnée d'un dégagement de chaleur (Q). [4]

Elle est réversible : en apportant une certaine quantité d'énergie au produit de réaction, nous pouvons retrouver les produits initiaux :

MEA + Eau en phase gazeuse.

CO<sub>2</sub> en phase gazeuse.

Ce qui permet d'éliminer le CO<sub>2</sub>, de réutiliser la Monoéthanolamine et de fonctionner sans perte. En théorie, cette régénération est parfaite et le système fonctionne sans perte, ce qui n'est pas le cas en pratique ou il faudrait éliminer d'autres produits tels que les hydrocarbures entraînés avec la MEA pour retrouver la solution de départ. [4]

#### IV.6. Stockage et manutention de la MEA

Le transport et le stockage de la MEA doivent se faire dans des récipients en fer revêtu en acier résistant à la corrosion en verre ou en polyoléfine. [4]

Le produit ne doit pas rester trop longtemps en contact du fer pour éviter la coloration.

Son hygroscopicité et sa propriété d'absorption du CO<sub>2</sub> exige une fermeture étendue à l'air. [4]

La MEA est considérée comme nocive pour la santé dans le journal officiel du CE n° L 360 du 30.12.1976. [4]

Lors de la manipulation la MEA il est recommandé de mettre des gangs, car elle irrite la peau et porter des lunettes de protection. [4]

Au chauffage, il faut noter que la concentration maximale sur les lieux d'utilisation et de 3 ppm en volume soit 6 mg / m<sup>3</sup>. [4]

Dans le réservoir d'amine pure on utilise des serpentins de chauffage en cas de température ambiante très basse on préfère des réservoirs calorifuge. [4]

Généralement le stockage et la manutention de la solution aqueuse de la MEA est plus facile que pour la MEA pure, cela due au fait que les solutions aqueuses aient des viscosités et des points de congélation inférieur. [4]

## THEORIE SUR LE PROBLEME DE MOUSSAGE

### V.1. INTRODUCTION AU MOUSSAGE

On définit la mousse comme un système micro-hétérogène composé d'une phase dispersée gazeuse et d'un milieu dispersant étiré en pellicule.

La formule de LAPLACE ( $P = 2S/R$ ) exprime la relation entre la pression dans la bulle P, son rayon R et la tension interphase S. [4]

Si la pression P du gaz dans la bulle dépasse la pression extérieure Pext, la bulle crève et la mousse ne peut pas se former. [4]

Une bulle ne sera stable que si la solidité de ses parois dépasse la différence de pression extérieure et intérieure, soit la grandeur (P-Pext). [4]

Les substances qui affaiblissent notablement la tension superficielle d'un liquide sont dites substances tensioactives. Ces substances sont généralement des molécules renfermant un groupement fortement polaire tel que (COOH, OH) qui est hydrophile et un groupement hydrophobe qui est généralement un grand radical hydrocarboné non polaire (alcool ou acide gras macromoléculaire). [4]

Il en résulte que la tension superficielle a une importance essentielle dans les processus tel que le lavage d'un gaz par un liquide. Le phénomène de moussage est lié à une intense augmentation de la surface, qui exige une dépense d'énergie, il s'accomplit d'autant plus facilement que la tension superficielle du liquide est faible. [4]

### V.2. FACTEURS FAVORISANT LE MOUSSAGE

Le moussage peut réduire le débit des installations, augmenter les pertes de MEA, empêcher une régénération adéquate et affecter de manière contraire l'efficacité de traitement. Le moussage réduit également l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux à cause du mauvais contact entre le gaz et le liquide. [3]

Il est presque toujours accompagné d'une élévation de la perte de charge de la colonne. L'expérience a montré que ce problème pouvait intervenir en cas de présence de :

- Des hydrocarbures liquides dans le gaz.
- Des solides en suspensions finement divisés.
- Des inhibiteurs de corrosion.
- Des produits de dégradation de MEA.
- L'excès d'agent anti-mousse et l'eau d'appoint ayant une teneur élevée en matières minérales.

- 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.
- Huiles et graisse.

Ce moussage limite la capacité de la section de décarbonatation, entraîne des pertes de solution et affecte la performance de l'absorbeur et de la colonne de cette section, car le moussage signale une solution de mauvaise qualité. [3]

**Le moussage se manifeste par les phénomènes suivants :**

- Une chute de pression à travers les plateaux de l'absorbeur.
- Une augmentation du niveau de liquide dans le ballon séparateur du sécheur d'alimentation.
- Une chute de pression dans le régénérateur.
- En cas de moussage, le vaporisateur peut continuer à fonctionner à son niveau normal mais le niveau du fond du régénérateur variera rapidement.

### **V.3. PRECAUTION A PRENDRE CONTRE LE MOUSSAGE**

Pour éviter momentanément les pertes d'amines dans l'unité de décarbonatation :

- Réduire la charge de l'unité (MEA et GN).
- Si la masse est persistante, la capacité de l'unité peut diminuer jusqu'à moins de 65% sa capacité nominale.

Pour donner les moyens effectifs d'éviter le moussage, il faut d'abord, lors du projet de lavage, prendre des facteurs de sécurité dans le dimensionnement de l'appareillage. [3]

Si le gaz brut à un point de rosé supérieur à la température de fond de l'absorbeur, les condensations doivent être entraînées en cours de lavage. [3]

Il est bon de prévoir un séparateur liquide-vapeur en amont de la colonne d'absorption pour éliminer les hydrocarbures liquides. [3]

Il est nécessaire également d'éviter le moussage par une filtration convenable des impuretés accumulées dans le système et cela pour assurer un bon fonctionnement du vaporisateur. [3]

Un filtre à charbon pour la MEA pauvre et autre pour la MEA riche sont prévus pour retenir les impuretés solides en suspension dans la solution en circulation. [3]

L'injection des agents anti-moussants en tête de la colonne d'absorption, peut être considérée comme précaution provisoire pour permettre de déceler la cause du moussage et de l'éliminer. [3]

Ces deux dernières précautions seront prises par les opérateurs de l'unité selon les résultats pratique obtenus, lesquels varient dans chaque cas. [3]

#### **V.4. CARACTERISTIQUES FONDAMENTALES DES ANTI-MOUSSE**

Les anti-mousses les plus populaires et efficaces utilisés dans les solutions de traitement de gaz peuvent être classés en quatre types principaux :

1. Les types hydrocarbures à savoir les huiles minérales.
2. Les types alcool (ester) savons à savoir glycols, acides gras et dérivés.
3. Les types silicones à savoir les émulsions à 10 et 30%.
4. Une combinaison de 1 et 3.

Les anti-mousses 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. [3]

Les anti-mousses solubles dans l'eau sont souvent plus efficaces s'ils sont dilués avant d'être injectés dans le système. [3]

#### **V.5. 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.

## VI.1. 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 notre travail est, d'une part, analyser ces différents problèmes en donnant des recommandations et d'autre part avoir une idée sur le suivi de la section de décarbonatation en définissant les différentes analyses effectuées concernant 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

**Les analyses effectuées sont les suivantes :**

1- L'analyse MEA : On détermine :

- La concentration de la MEA Pauvre
- La concentration en CO<sub>2</sub> de la MEA pauvre
- La concentration des chlorures
- Le moussage

DATE	HEURE	MEA	CO <sub>2</sub>	MOUSSAGE	Cl <sup>-</sup>
01-11-2019	00,00	13,13	0,46	50	
	12,00	13,13	1,08	25	68
02-11-2019	00,00	12,13	0,45	30	
	12,00	13,13	0,88	55	30
03-11-2019	00,00	12,88	0,98	68	
	12,00	12,63	0,73	30	25
04-11-2019	00,00	11,40	0,59	40	
	12,00	12,38	0,52	50	83
05-11-2019	00,00	11,88	2,38	45	
	12,00	11,63	0,81	65	33
06-11-2019	00,00	11,13	0,52	15	

	12,00	12,75	0,52	70	69
07-11-2019	00,00	11,04	0,72	28	
	12,00	11,25	0,52	15	8
	12,00	11,25	0,32	45	61
09-11-2019	00,00	13,13	0,52	15	
	12,00	13,00	0,92	35	83
10-11-2019	00,00	11,88	0,88	20	
	12,00	12,00	0,59	15	75
11-11-2019	00,00	12,00	1,08	15	
	12,00	11,38	0,59	60	63
12-11-2019	00,00	11,50	0,31	15	
	12,00	11,63	0,89	15	28
13-11-2019	00,00	12,25	0,60	35	
	12,00	11,25	0,52	10	65
14-11-2019	00,00	13,50	0,96	40	
	12,00	13,25	0,88	25	20
15-11-2019	00,00	13,13	0,66	40	
	12,00	12,75	1,15	35	19
16-11-2019	00,00	13,13	0,17	70	
	12,00	14,38	0,94	65	95
17-11-2019	00,00	13,75	1,95	12	
	12,00	12,25	0,74	25	75
18-11-2019	00,00	12,75	0,66	25	
	12,00	13,13	0,52	55	69
19-11-2019	00,00	13,75	1,09	80	
	12,00	13,25	0,66	70	80
20-11-2019	00,00	12,63	0,66	75	
	12,00	13,50	0,63	50	50
21-11-2019	00,00	13,88	0,59	35	
	12,00	12,75	0,38	35	73
22-11-2019	00,00	13,13	0,52	40	
	12,00	13,38	0,24	40	71
23-11-2019	00,00	12,25	0,75	25	



	12,00	14,38	0,88	37	63
24-11-2019	00,00	11,88	0,17	40	
	12,00	12,13	0,52	25	75
25-11-2019	00,00	13,13	0,52	15	
	12,00	11,25	0,46	60	0,79
26-11-2019	00,00	12,75	0,80	40	
	12,00	13,00	1,16	55	63
27-11-2019	00,00	13,25	0,59	15	
	12,00	12,38	0,46	80	76
28-11-2019	00,00	13,00	0,46	40	
	12,00	15,38	1,37	30	11
29-11-2019	00,00	12,63	0,46	20	
	12,00	15,63	1,22	20	15
30-11-2019	00,00	12,50	0,52	20	
	12,00	13,13	0,59	15	60

**Tableau VI.1. Concentration solution MEA, CO<sub>2</sub>, Moussage et les chlorures**

## **A) -Les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation**

### **VI.2. Problème de dégradation de la MEA**

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

- Une mauvaise absorption du CO<sub>2</sub>
- Une mauvaise régénération de la MEA

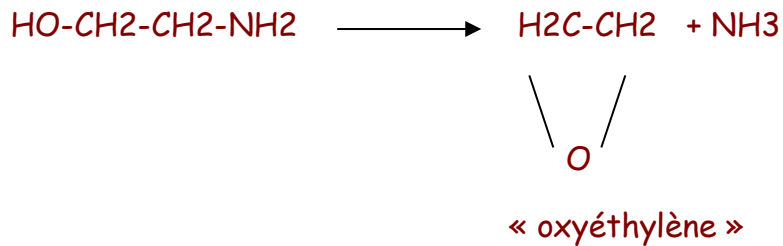
Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont en générale moins volatiles et peuvent être séparés de la solution par vaporisation (Dans le vaporiseur). Cette dégradation est le changement en produits de structures différentes de la MEA elle-même.

Elle est due à plusieurs anomalies de fonctionnement de la section et qui se présente comme suit :

#### **VI.2.1. 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 :



La vitesse de réaction de décomposition est assez sensible à partir de 130°C et à 180°C la décomposition de la MEA est instantanée.

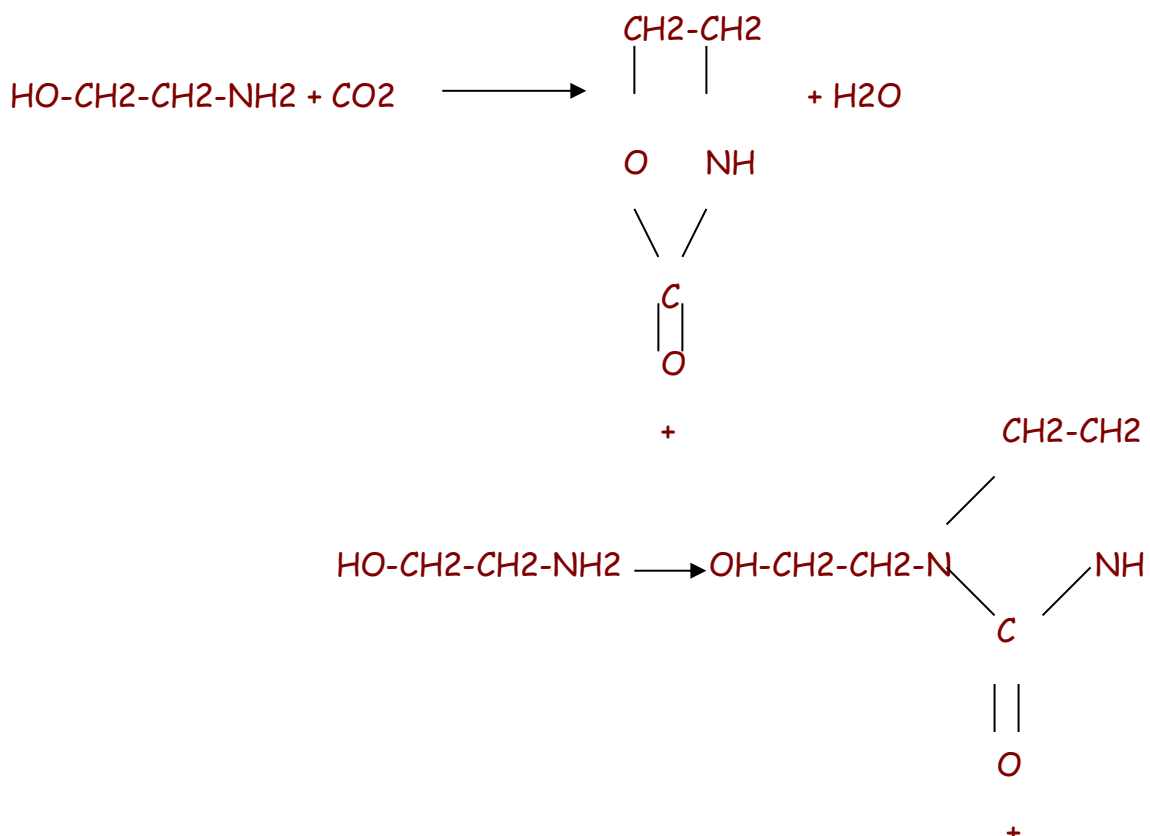
### VI.2.2. Dégradation par formation de produits non régénérables

#### a) Réaction avec CO<sub>2</sub>

En plus des réactions de la MEA donnant des produits régénérables, la MEA réagit aussi avec le CO<sub>2</sub> de façon irréversible.

Le corps formé, sous l'effet de la température excessive subit une déshydratation avec libération d'une molécule H<sub>2</sub>O, On aura la formation d'un composé cyclique appelé « Oxazolidine-2 » qui est un composé instable. Il forme, en réagissant avec d'autres molécules de MEA des composés cycliques tel que 1-(2-Hydroxyéthyl) -amidazoline-2). Ce corps est susceptible de s'hydrolyser et se convertir en amine-éthyle-éthanolamine (2-(hydroxyéthyl)éthylènediamine).

Cette réaction est très lente et s'effectue de la façon suite :

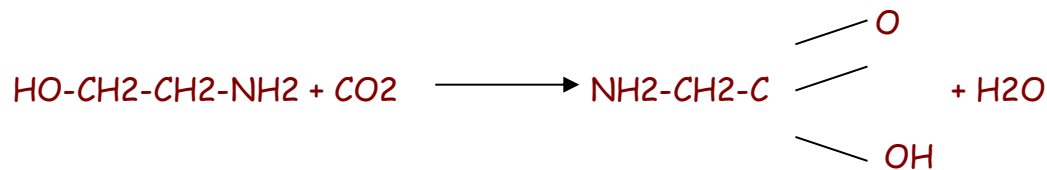




### b) Réaction avec l'oxygène

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 une 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.

## VI.3. 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 parties 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.

### VI.3.1. Corrosion par les gaz acides

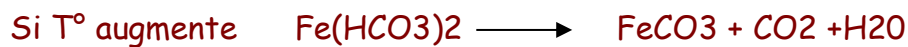
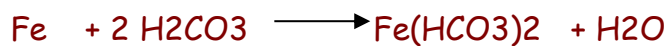
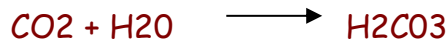
La réaction de la MEA avec le CO<sub>2</sub> peut mener à la formation de l'acide carbonique H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. En effet la présence de cet acide en solution dans la MEA fait de cette dernière une substance agressive vis-à-vis du métal entrant dans la composition des différents équipements.

Le CO<sub>2</sub> 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(HCO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>) au fond des colonnes.

Le chauffage du système libère le CO<sub>2</sub> 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)



### VI.3.2. 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.

#### -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 CO<sub>2</sub> 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.

## VI.4. Problème de moussage

### VI.4.1. 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 sorte 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 signal 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.

#### **VI.4.2. 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

##### **VI.4.2.a. Influence des hydrocarbures sur le moussage**

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(6,7m<sup>3</sup>/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.

### Principe

La gazoline est un hydrocarbure lourd, sa composition molaire est donnée par la chromatographie.

Composants	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8	C9	C10 <sup>+</sup>
% molaire	00	00	0,026	28,134	32,871	22,806	11,232	3,776	0,925	0,23

**Tableau VI.III.1 : de composition molaire de la gazoline**

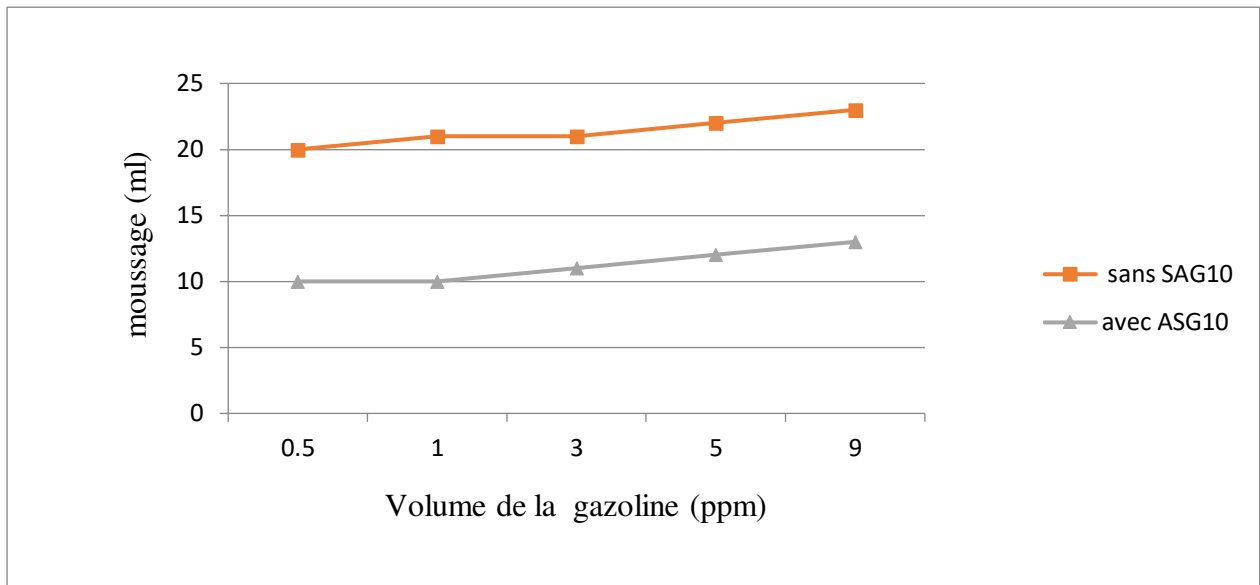
### Mode opératoire

L'essai consiste à appliquer le test de moussage de la solution à 15 % en variant à chaque fois le volume de la gazoline tout en respectant la température de 38 °C.

### Exploitation des résultats

Volume de la gazoline (ppm)	0.5	1	3	5	9
Moussage sans SAG10	20	21	21	22	23
Moussage avec SAG10	10	10	11	12	13

**Tableau VI.III.2 : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage**



**Figure.VI.1 : variation du moussage en fonction du volume de la gazoline**

D'après le graphe, le moussage augmente avec l'élévation du volume de la gazoline de 0.5 à 9 ml.

#### **VI.4.2.b Produits dégradations**

Ce sont les corps formés lors de la réaction de la MEA avec le CO<sub>2</sub> à haute température et avec l'oxygène dont l'oxydation donne des amines acides corrosifs.

#### **VI.4.2.c. 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

#### **a. MEA pure**

%MEA = 99,7 %.

Densité = 1,010.

Viscosité absolue = 10,12 centpoise.

#### **b. Anti-mousse SAG 10**

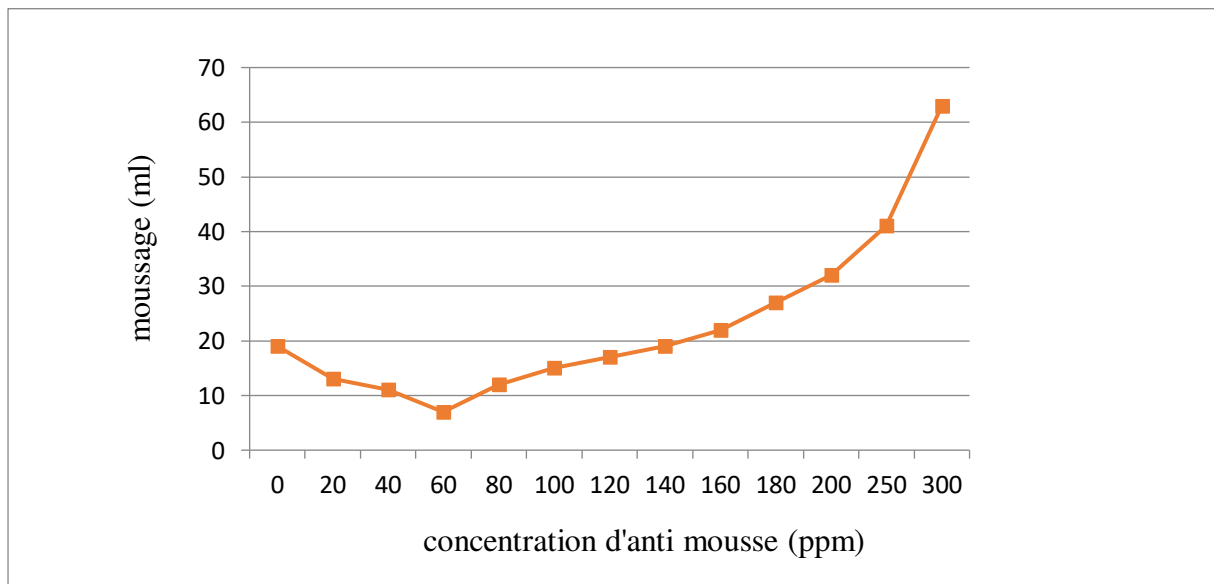
Densité = 0,970.

Viscosité cinématique = 41,03 cts.

Concentration d'anti mousse (ppm)	Moussage (ml)
0	19
20	13
40	11
60	7
80	12
100	15
120	17
140	19
160	22
180	27
200	32
250	41
300	63

**Tableau VI.III.3 : concentration d'anti mousse par rapport le moussage**

La courbe est représentée dans le graphe suivant :



**figure.VI.2 : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse**

L'injection de SAG 10 dans l'échantillon à analyser sert à réduire le moussage jusqu' à une concentration optimale de 50 à 60 ppm, mais à partir de cette quantité que l'on fera ensuite augmenter, la mousse devienne volumineuse.



Donc on constate d'après l'expérience que l'introduction d'un excès d'agent anti mousse provoque le problème de la mousse.

**Explication** : la quantité d'anti mousse qui n'a pas réagi pendant la réaction a tendance à se comporter comme un agent moussant et il faut purger cette quantité et on observe ce problème lorsque la couleur de la MEA change de blanc clair au blanc foncé.

D'après l'expérience effectuée au niveau de laboratoire, la concentration recommandée est de 50 ppm.

#### **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.

#### **VI.5. Contamination da la MEA par les chlorures**

Les chlorures provoquent la dégradation partielle de la solution amine ce qui rend la réaction entre le CO<sub>2</sub> et la MEA non parfaite d'où mauvaise absorption de CO<sub>2</sub>.

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....

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

Si la concentration en chlorures est au-dessus de 150 ppm, 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.

La contamination de la MEA par des chlorures a été confirmée pas mal de fois dans l'histoire de complexe GNL2/Z en cite deux exemple dans deux différents train (200 et 600) :  
**-Train 200** : contamination de MEA par des chlorures au niveau de l'échangeur 232C (année 2019)

Dans le cadre de suivi des paramètres d'exploitation du train 200, nous avons constaté une augmentation de la présence des chlorures dans la solution MEA (voir tableau n°1)

La journée	27/01/2019	28/01/2019	29/01/2019
Chlorures (ppm)	90	270	327
MEA %	13	13.75	13.5

**Tableau VI.IV.1 : Présence des chlorures dans la solution MEA**

**Remarque :** le tableau montre qu'il y a eu une croissance importante des chlorures.

Afin de cibler la source de cette contamination, une campagne d'analyses a été faites ou les résultats sont illustrés dans le tableau n°2

Repère	Puisard	241F	Entrée 232C	Sortie 232C	Entrée 234C
Chlorures	41ppm	5.2ppm	401ppm	406ppm	3ppm

**Tableau VI.IV.2 : Présence des chlorures dans des différents points :**

**Remarque :** Les résultats d'analyses montrent que la présence des chlorures augmente toujours (401ppm – 406ppm) et que y a une différence de 5ppm entre l'entrée et la sortie le refroidisseur 232C,

D'après ces résultats d'analyses et l'historique du problème de contamination de la solution MEA par les chlorures, la source de ce problème peut situer généralement dans deux équipements, le 232C et le 235C ou y a un échange thermique entre la solution MEA et

l'EDM

Afin de confirmer la source de ce problème, il faut :

1-Suivre la présence des chlorures dans la solution MEA,

2-Refaire une analyse spéciale dans les points ci-dessous :

- Entrée et sortie du 232C.

- Entrée et sortie du 235C.

Dans le cadre de suivi de problème de présence des chlorures dans le circuit MEA, d'autres analyses ont été réalisés ou les résultats sont mentionnés dans les tableaux n°3 et n°4 :

La journée	29/01/2019	30/01/2019 à 08h00	30/01/2019 à 11h00
Chlorures (ppm)	324	365	418
MEA %	13.13	12.88	/

**Tableau VI.IV.3 : Présence des chlorures et concentration MEA**

Temps	29/01/2019 à 23h00		30/01/2019		30/01/2019
Repère	Entrée232C	Sortie 232C	Entrée 232C	Sortie 232C	Sortie 235C
Chlorures (ppm)	327	338	379	387	8

**Tableau VI.IV.4 : Présence des chlorures dans des différents points**

**Remarque :** Les résultats d'analyses illustrés dans les deux tableaux ci-dessus montrent ce qui suit :

- 1- Une croissance continue de la présence des chlorures dans la solution MEA,
- 2- La source de cette contamination est fort probablement la présence des fuites internes au niveau du refroidisseur EDM/MEA le 232C.

**A la base de ce qui suit, l'inspection du refroidisseur EDM le 232C est recommandée**

Pour confirmer l'inspection de l'échangeur 232C en a fait d'autre analyse et en a vécu que la situation du train 200 s'aggrave plus en plus ou la présence des chlorures devient plus importante et cela influe sur la stabilité de l'unité de décarbonatation (risque de passage de CO<sub>2</sub> vers la section cryogénique). Voir les analyses mentionnés dans le tableau ci-dessous :

Temps	06/02/2019	05/02/2019 à 20h00		30/01/2019
Repère	Circuit	Entrée 232C	Sortie 232C	Puisard MEA
Chlorures (ppm)	1270	944	993	1002 ET 560

**Tableau VI.IV.5 : Analyse de chlorures pour confirmation de source de chlorures**

Ces analyses confirment la différence en chlorures entre l'entrée et la sortie du refroidisseur 232C ainsi que la croissance de cette différence,

Aussi les analyses montrent une présence des chlorures dans le puisard de MEA et cela peut être la conséquence soit :

- Retour de la solution MEA qui est dans le circuit suite l'inétanchéité des vannes.
- Fuite au niveau du puisard.

**-Train 600 :** contamination de MEA par des chlorures au niveau de l'échangeur 635C (année 2013)

Suite à l'analyse effectuée au niveau du laboratoire, le taux de chlorure dans la MEA est très élevé par rapport à la valeur design qui est 150ppm max, et aussi pour la teneur en CO<sub>2</sub> qui est loin de la valeur design (la teneur en CO<sub>2</sub> limite est de 70 ppm).

Dates	%MEA	CO <sub>2</sub> ppm	Cl(ppm)
24/12/2013	5.63	1750	
24/12/2013	5.38	821	
24/12/2013	6	304	
24/12/2013	8	250	
24/12/2013	8.5	270	950

**Tableau VI.IV.6 : Analyse de la MEA, CO2 et chlorures**

Point d'échantillonnage	Dates	Cl (ppm)
Sortie 632C	25/12/2013	82750
Sortie 635C	25/12/2013	85750
Bac MEA 535F	25/12/2013	125

**Tableau VI.IV.7 : Analyse de chlorures dans différents points**

**Les actions entreprendraient :**

- 1-Arrêt du train600.
  - 2-Vidanger la solution contaminée.
  - 3-Rincer le circuit de MEA.
  - 4-Inspecter le refroidisseur à eau de mer 632C et le condenseur de tête de régénérateur le 635C et faire éventuelle réparation.
- La diminution de la concentration MEA a engendré le passage du CO<sub>2</sub> vers la section

cryogénique et par conséquence le bouchage de l'échangeur principal 616C.

Après les analyses prises au niveau des pointes suivantes (sortie 632C et 635C) il a été confirmé que la cause directe des perturbations enregistrées au niveau de l'unité de décarbonatation du train 600 est due à la présence du chlorure

La présence du chlorure est la conséquence du passage de l'EDM vers le circuit MEA et cela peut produire le percement des tubes au niveau 632C ou 635C.

#### **VI.6. 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 entraîné dans le circuit principal.

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

La solution dans le vaporiseur peut être dilué 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

- 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.



**figure.VI.3 : Le vaporiseur X36C**

## **VI.7. Évaluation de cout de la consommation de MEA**

Estimation de cout de consommation de la MEA

**1 fut = 200 litre.**

Le prix d'un (01) fut = 140000 DA (frais compris de l'année 2020).

**1<sup>er</sup> cas :** démarrage initial d'un train :

Nombre de fut = 40

**Le prix =  $40 \times 140000 = 5\,600\,000$  DA.**

**2<sup>ème</sup> cas :** train instable : la consommation pendant la période (un mois) pour deux train

Train 300 est égale à 20 futs.

**Le prix de consommation de MEA =  $20 \times 140000$  DA =  $2\,800\,000$  DA/ MOIS.**

Train 400 est égale à 6 futs

**Le prix de consommation de MEA =  $6 \times 140000$  DA =  $840\,000$  DA/ MOIS.**

## RECOMENDATIONS

Nous avons proposé quelques recommandations d'ordre technique pour le bon fonctionnement de la section de décarbonatation :

- Mettre le vaporisateur en service continu.
- 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.
- Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti mousse et pour éviter l'excès d'injection.
- Éviter 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 X32C « MEA pauvre ».

2-X35C condenseur de tête.

3-Les lignes des pompes et de récupération vers le puisard.

- Respecter les paramètres de régénération (pression, température, débit de vapeur de rebouilleur 134 C)
- 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 résistant 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.

---

## CONCLUSION

À l'issue de notre étude réalisée au sein du complexe GL2/Z, nous avons pu effectuer un travail dont le contexte est d'identifier les causes et les conséquences de la contamination de la solution MEA dans la section de décarbonatation et on essaie de proposer des solutions pour éviter ce problème

Pour mener à bien nos investigations, nous avons dû suivre les étapes suivantes :

- Bien assimiler le fonctionnement de la zone de procédé concerné (décarbonations).
- Effectuer des recherches afin d'identifier précisément l'origine de la contamination de la MEA.

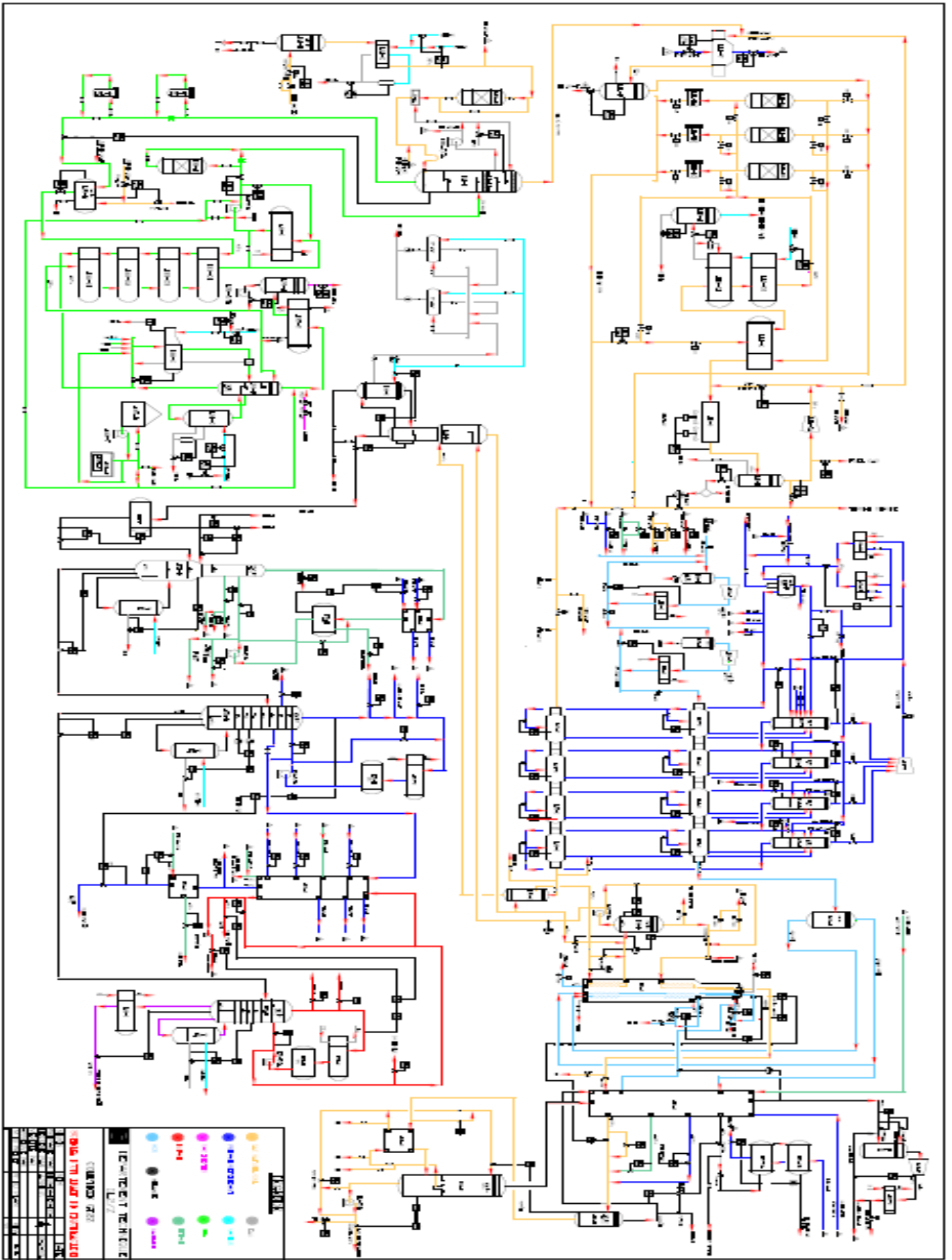
Nous avons conclu que l'origine de la contamination de la solution MEA est à cause de différents problèmes (dégradation, moussage, présence des chlorures) dans la section spécialement le fonctionnement de deux échangeurs X32C et le X35C qui utilisent l'eau de mer comme réfrigèrent

Ces problèmes engendrent une perte et une dégradation de la solution MEA et pour compensé ces pertes il faut préparer des futs de MEA purs et ça résulte une consommation de la MEA. Alors il faut toujours faire le suivie des analyses de la concentration de la solution MEA pour garder le bon fonctionnement de la section.

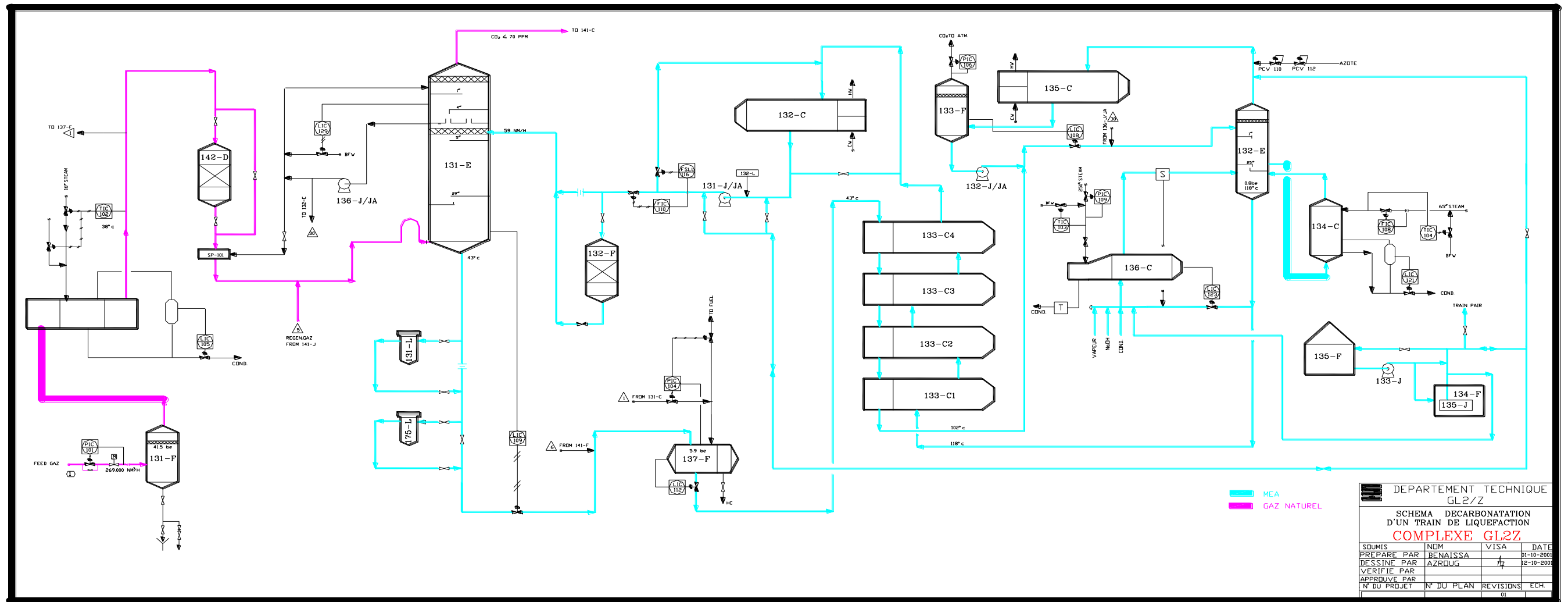


## REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUE

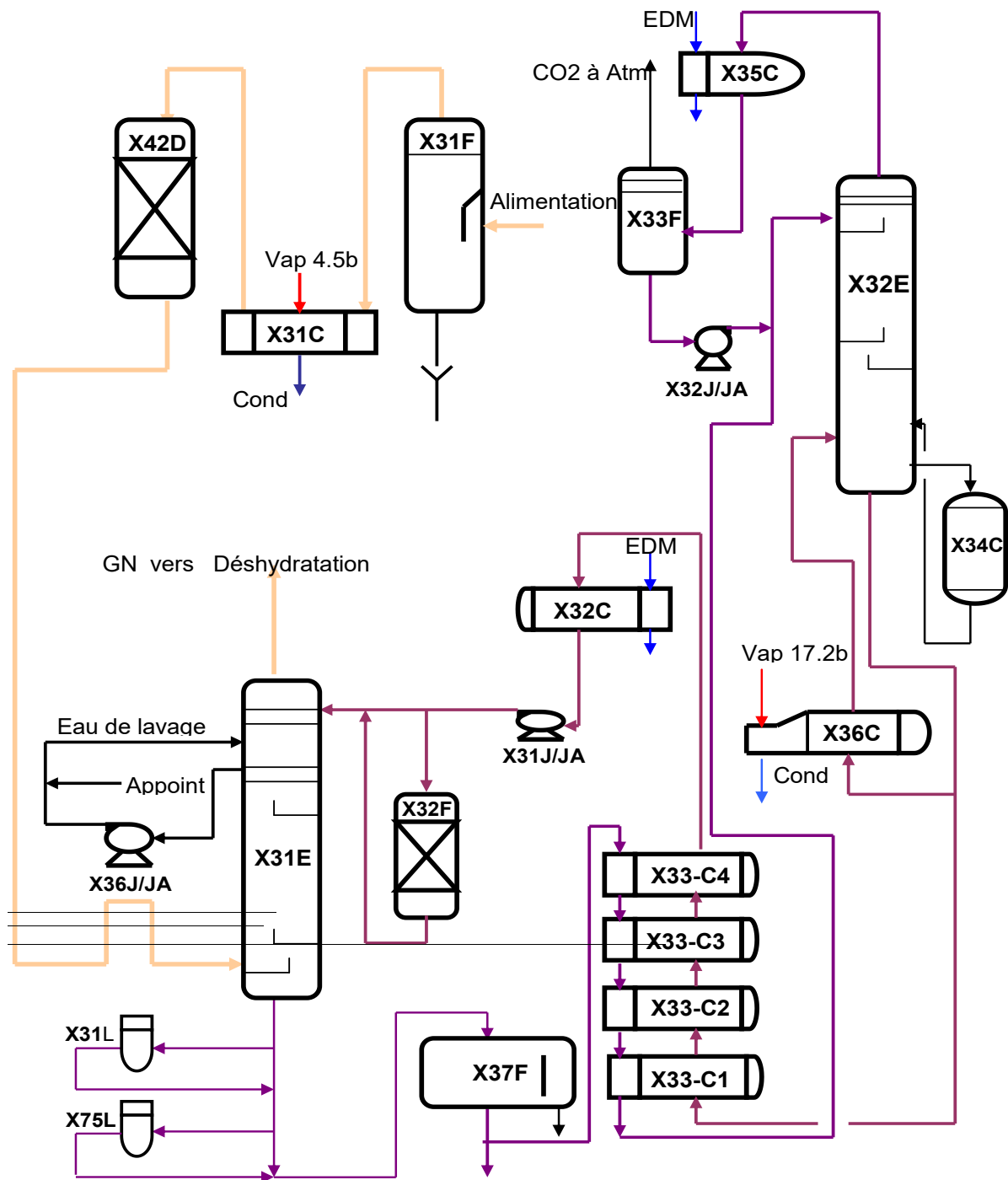
- **Manuel opératoire de procédé volume I.**
- **Service formation GL2/Z : soft tableau process.**
- **Manuel opératoire GL2/Z section traitement 1981.**
- **Perry chemical engineers: HAND BOOK.5<sup>th</sup> edition 1973.**
- **The down chemical company: the alkanamines HAND-BOOK.**



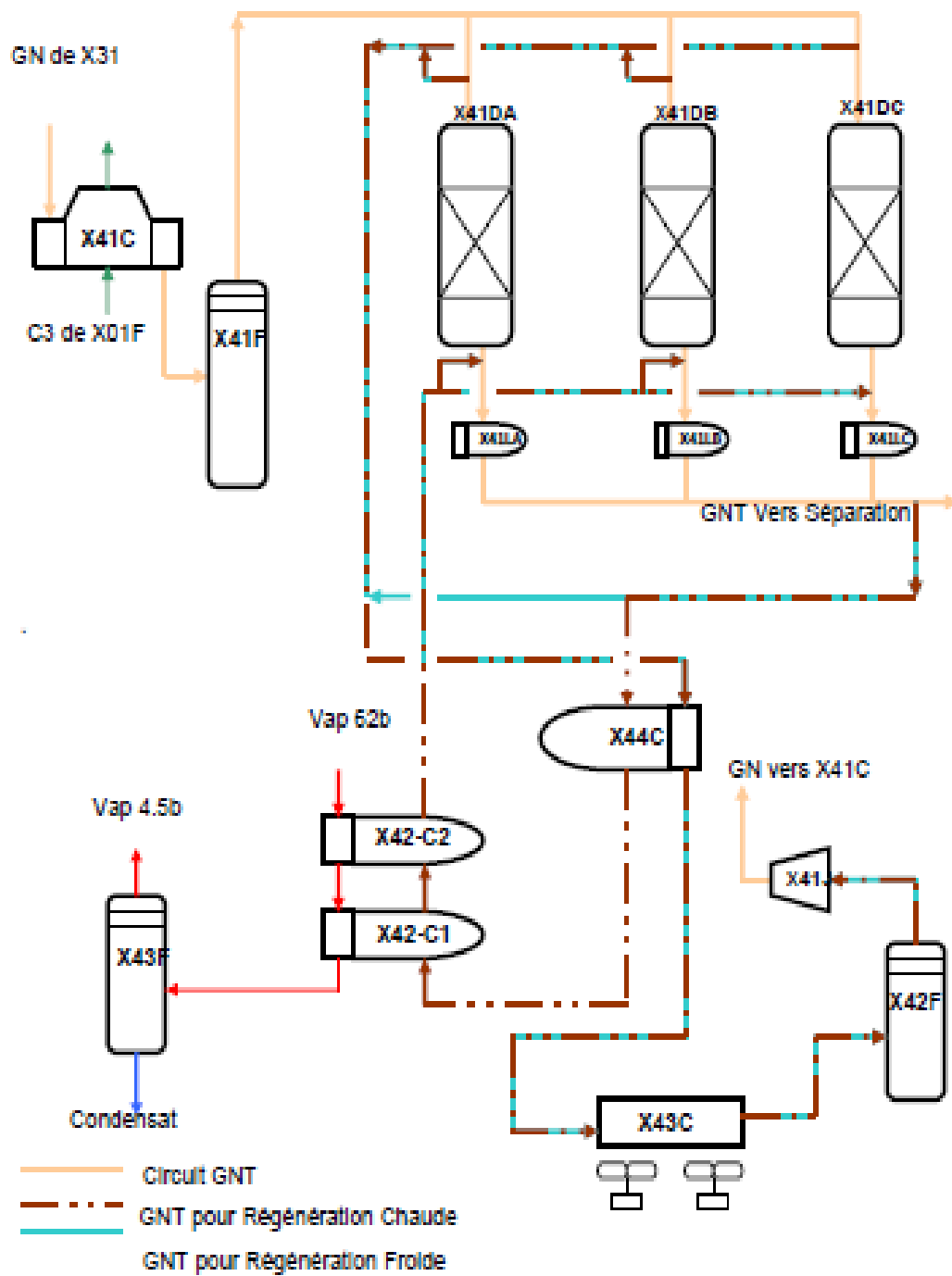
annexe 0 : procédée générale de complexe



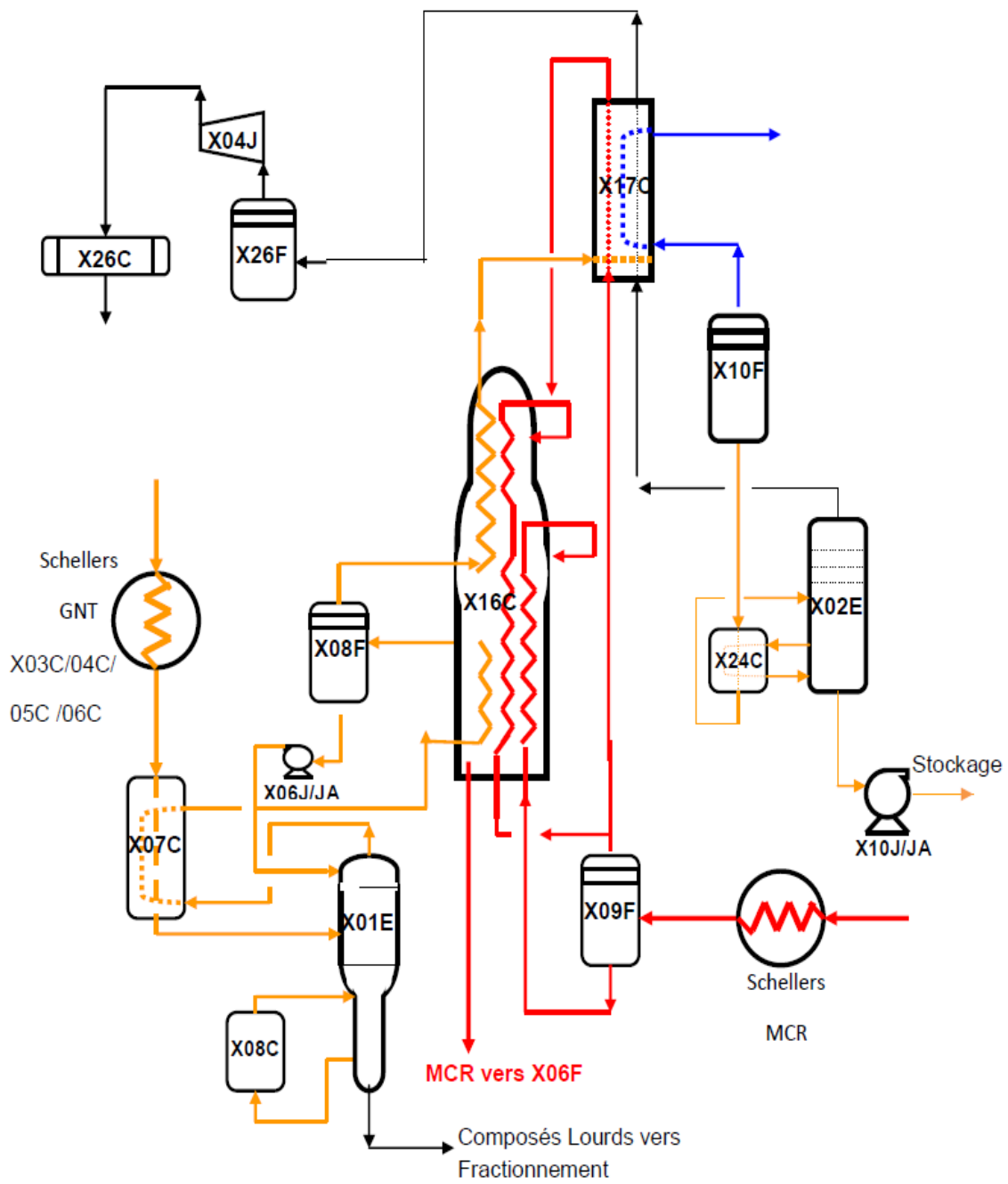
Annexe 1 :Section traitement de gaz



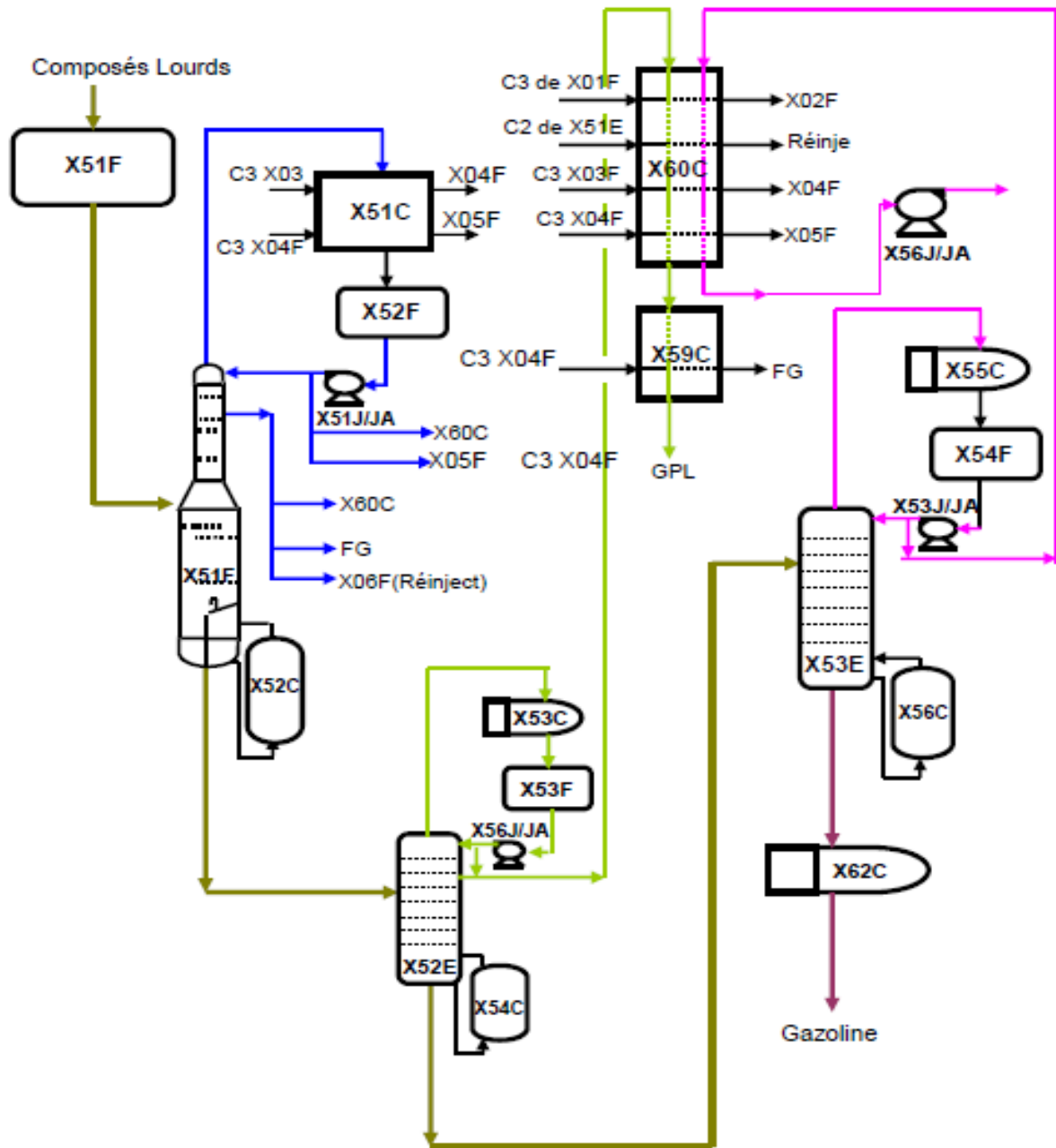
Annexe 2 : Section d'absorption CO<sub>2</sub> et régénération MEA



**Annexe 3** : Section de déshydratation



**Annexe 4 : Séparation et liquéfaction**



Annexe 5 : Fractionnement