



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



N° d'ordre : M...../IP/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option : Génie pétrochimique**

### Thème

**Optimisation des paramètres diminuant le phénomène de  
moussage au niveau du complexe GL2/Z**

Présenté par :

- 1- BARKAT Radhia
- 2- BENMESAHEL Khadidja

Soutenu le 26/06/ 2019 devant le jury composé de :

Président :	Dr. DRIOUCH Aouatif	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Dr. BENALIOUA Bahia	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Dr. AGUEDAL Hakim	MAB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

## **REMERCIEMENTS**

*Nous tenons à remercier avant tout, Dieu le tout Puissant de nous avoir donné tous les moyens et nous a dirigé vers ce qui est le meilleur pour nous tous ici-bas.*

*Ce stage a été réalisé au niveau du complexe de liquéfaction de gaz naturel GL2/Z, dirigé par le Directeur du complexe, qu'il trouve ici l'expression de notre profonde gratitude de nous avoir permis d'effectuer ce stage.*

*Nos remerciements vont également à notre encadrant le Dr. AGUEDAL Hakim, de nous avoir encadrées et orientées dans ce modeste travail.*

*Nous tenons à remercier également les membres du jury le Dr. DRIOUCH Aouatif. et Dr. BENALIOUA Bahia. pour nous avoir fait le plaisir d'accepter de participer à notre jury et d'examiner ce travail.*

*Nous adressons nos remerciements à l'ensemble du personnel du Département Technique ainsi qu'à tous les opérateurs au niveau de GL2/Z, qui nous ont permis de réaliser ce stage dans les meilleures conditions. En particulier : Mr. Kada, Mr Mediouni Bouziane et Mr .Mokred Abdallah.*

*Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail*

*L'ensemble des enseignants du Département Génie des Procédés.*

*A tous les étudiants de la promotion Génie Pétrochimique.*

# *Dédicace*

*A tous ceux qui ont sacrifié un peu de leur temps précieux pour m'écouter, me comprendre et me guider vers la bonne voie.*

*A tous ceux qui ont partagé sincèrement les moments durs et les moments de bonheur avec moi, ce modeste mémoire de fin d'étude je le dédie ...*

*A ma très chère mère qui est plus chère que ma vie, elle éclaire par ses prières et sa tendresse mes nuits les plus sombres.*

*A mes chère(s) oncles et tantes Noureddine, Mansour, Karim, Zoubida, Rachida, Mahdjouba, Fouzia*

*A mes chères cousines Fatima, Amina, Insaf, Samia, Kawter, Imen, Bouchra, Maroua et Malak.*

*A mes chers Ami(e)s Mohamed, Faouzi, Hairech Laid, Fati et Zineb qui m'ont aidé à dépasser les obstacles par leurs conseils et encouragement.*

*A ma très chère grand-mère, à toute personne liée aux familles « Bakreti » et « Benmesahel ».*

*Sans omettre mon binôme Radhia avec qui j'ai élaboré mon projet de fin d'étude. En fin à tous ceux qui m'apprécient à ma juste valeur*

**KHADIDJA**



# *Dédicace*

*A tous ceux qui ont sacrifié un peu de leur temps précieux pour m'écouter, me comprendre et me guider vers la bonne voie.*

*A tous ceux qui ont partagé sincèrement les moments durs et les moments de bonheur avec moi, ce modeste mémoire de fin d'étude je le dédie ...*

*A ma très chère mère qui est plus chère que ma vie, elle éclaire par ses prières et sa tendresse mes nuits les plus sombres.*

*A mes chères tantes Fouzia et son mari Mohamed, Naima, Kalthoum, Zohra et son mari djelloul  
,Kheira*

*A mes chers Ami(e)s Hamza, Inesse, Nour houda, Mouna, Hayette, Leyla et Hadjer qui m'ont aidé à dépasser les obstacles par leurs conseils et encouragement.*

*A mes très chères grand-mère et grand père, à toute personne liée aux familles « Hennous »  
et « Barkat. »*

*Sans omettre mon binôme KHADIDJA avec qui j'ai élaboré mon projet de fin d'étude. En fin  
à tous ceux qui m'apprécient à ma juste valeur*

**RADHIA**



# Sommaire

---

**Remerciements.**

**Dédicaces.**

**Liste des figures.**

**Liste des tableaux.**

**Résumé.**

**Introduction générale ..... 01**

## **PARTIE THEORIQUE**

### **Chapitre I : Présentation de complexe GL2/Z.**

Introduction.....	03
I.1.Définition du gaz naturel.....	04
I.1.1.Description/Caractéristiques techniques de GN.....	04
I.1.2.La composition du gaz naturel.....	05
I.2.Historique du Complexe.....	05
I.3. Situation géographique.....	06
I.4. Fonction de l'usine GL2/Z.....	06
I.5. Description générale.....	07
I.5.1.Zone Utilités.....	07
I.5. 2.Description d'un train de procédé.....	08
I.5.2.1. Section traitement de gaz.....	10
I.5.2.2. Section separation.....	11
I.5.2.3. Section liquéfaction.....	11
I.5.2.4. Section compression.....	12
I.5.2.5. Section fractionnement.....	12
I.5.3. Zone terminale.....	13

### **Chapitre II : Description de la section décarbonatation.**

Introduction.....	15
II.1. Principes opératoires.....	16
II.1.1. Description générale.....	16
II.1.1.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatations.....	16
II.1.1 .2. Régénérateur de MEA .....	17
II.1.1.2.1. Rebouilleur du régénérateur .....	18

# Sommaire

---

II.1.1.3. Filtration de MEA pauvre et riche .....	19
II.1.1.3.1. Filtration de MEA pauvre .....	19
II.1.1.3.2. Filtration de MEA riche .....	19
II.1.1.4. Vaporisateur de MEA .....	19
II.1.1.5. Système de stockage et puisard de MEA .....	20
II.1.1.6. Système d'injection anti-mousse .....	22

### **Chapitre III: choix de l'absorbât et problème de poussage**

#### **choix de l'absorbât**

Introduction .....	24
III.1. Les différents types de l'absorption.....	24
III.1.1. Absorption chimique.....	24
III.1.2. Absorption physique.....	24
III.2. Les alcanolamines.....	25
III.3. Choix de la solution de la MEA.....	26
III.3.1 Propriétés physico-chimiques de la MEA.....	26
III.3.2. Mécanisme d'interaction entre le CO <sub>2</sub> et la MEA .....	27
III.4. Les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation.....	28
III.4.1. Problèmes de dégradation de la MEA.....	28
III.4.2. Problème de corrosion.....	28
III.4.3. Problème de contamination.....	28
III.4.4. Problème de moussage.....	28

#### **Problème de moussage**

Introduction.....	29
III.1. Facteurs favorisant le moussage.....	30
III.2. Précaution à prendre contre le moussage.....	31

## **PARTIE PRATIQUE**

### **Chapitre IV : Analyse du problème**

Introduction.....	32
IV.1. Analyses de la solution MEA.....	32
IV.1.1. Analyse %CO <sub>2</sub> et %MEA dans la solution de MEA.....	32
IV.1.2. Analyse des chlorures dans la solution de MEA.....	33
IV.1.3. Analyse de moussage dans la solution de MEA.....	33
IV.2. Facteurs de moussage.....	36

IV.2.1. Influence de la température de la solution de MEA sur le moussage.....	37
IV.2.2. Influence des hydrocarbures lourds sur le moussage.....	38
IV.2.3. Influence de l'excès d'agent anti mousse sur le moussage.....	40
IV.3. Dysfonctionnements de la section.....	43
<b>Conclusion Générale .....</b>	<b>46</b>
<b>Recommandations .....</b>	<b>47</b>
<b>Références bibliographiques</b>	
<b>Annexes</b>	

# Liste Figures et Tableaux

---

## PARTIE THEORIQUE

**Figure I.01** : situation géographique du GN en Algérie.

**Figure I.02** : Schéma général du complexe GL2/Z.

**Figure I.03** : Photo de la zone d'utilité.

**Figure I.04** : Schéma synoptique d'un train du procédé GL2/Z.

**Figure I.05** : Section de compression.

**Figure I.06** : Zone des procédés.

**Figure I.07** : Zone de stockage et de chargement de GNL.

**Figure.II.01** : Schéma explicative de l'absorbeur.

**Figure.II.02:** Schéma de section de décarbonatation (train 100).

**Figure III.01:** Schéma de principe simplifié d'un procédé d'absorption de gaz acide par des solutions d'Alcanolamines.

## PARTIE PRATIQUE

**Figure IV.01** : Appareille de mesure de moussage.

**Figure IV.02** : Analyses quotidiennes de concentration de la solution MEA pauvre

**Figure IV.03** : Analyses quotidiennes de teneur en CO<sub>2</sub> dans la MEA pauvre.

**Figure IV.04** : Analyses quotidiennes des chlorures dans la MEA pauvre.

**Figure IV.05** : Variation de la MEA en fonction de la température.

**Figure IV.06:**variation du moussage en fonction du volume de la gazoline.

**Figure IV.07:** Dispositif pour les tests tendance de moussage.

**Figure IV.08:** la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse

**Figure IV.09:** Photo de ballon de mélange 132-L.

**Figure IV.10** : Photo de vaporiseur 136-C

**Figure IV.11** : Photo de puisard 134-F

## **PARTIE THEORIQUE**

**Tableau I.01 :** Composition et caractéristiques techniques du Gaz Naturel.

**Tableau III.01:** propriétés de la MEA.

## **PARTIE PRATIQUE**

**Tableau IV.01 :** Analyses de la solution MEA.

**Tableau IV.02 :** Analyses de la solution MEA mesurée comparable avec la norme.

**Tableau IV.03:** influence de la température de la MEA sur le moussage.

**Tableau IV.04 :** Composition molaire des hydrocarbures lourds(Gazoline).

**Tableau IV.05 :** influence des hydrocarbures lourds sur le moussage.

**Tableau IV.06:** Influence de l'excès d'anti-mousse sur le volume de la mousse.

## Résumé :

L'opération de réduire le taux de CO<sub>2</sub> ou décarbonations est l'une des étapes essentielles de traitement de gaz naturel avant son liquéfaction. L'apparition de mousse est le phénomène le plus répandu dans la colonne d'absorption de CO<sub>2</sub>. Dans ce travail nous avons essayé d'étudier et d'optimiser les principaux facteurs causaux comme : la concentration de la solution MEA, la température de la solution MEA, la présence d'hydrocarbures lourds et l'excès anti-mousse SAG10, sur le moussage. Les résultats d'analyses montrent que la solution MEA doit être bien préparée à 15% et que la réaction de MEA avec le gaz est favorable à 38°C. L'augmentation de la mousse est favorisée par la présence des hydrocarbures lourds sous forme de gouttelette. L'excès de l'agent anti mousse SAG10 provoque également le phénomène de moussage de solution MEA.

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

## ملخص :

تعتبر عملية خفض مستوى ثاني أكسيد الكربون أو إزالة الكربون إحدى الخطوات الأساسية لمعالجة الغاز الطبيعي قبل تمييعه. ظهور الرغوة هو الظاهرة الأكثر إجابة في عمود امتصاص ثاني أكسيد الكربون. حاولنا في هذا العمل على دراسة العوامل الرئيسية المسببة وتحسينها مثل: تركيز محلول MEA ، ودرجة حرارة محلول MEA ، وجود الهيدروكربونات الثقيلة ، وفائض مضاد الرغوة SAG10 ، في رغوة. أظهرت النتائج التحليل أنه يجب تحضير محلول MEA بنسبة 15٪ وأن تفاعل MEA مع الغاز يكون جيداً عند 38 درجة مئوية. وجود الهيدروكربونات الثقيلة على شكل قطيرات يسبب في زيادة الرغوة. الاستعمال المفرط لعامل مضاد الرغوة SAG10 يؤدي أيضاً إلى رغوة محلول MEA.

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

## Abstract:

The operation of reducing the level of CO<sub>2</sub> or decarbonations is one of the essential steps of natural gas treatment before its liquefaction. Foam is the most apparent phenomenon in the CO<sub>2</sub> absorption column. In this work we tried to study and optimize the main causal factors such as: the concentration of MEA solution, the temperature of MEA solution, the presence of heavy hydrocarbons and the excess of SAG10 anti-foam. The analysis results shows that the MEA solution must be well prepared at 15% and the reaction between MEA solution and CO<sub>2</sub> gas is favorable at 38 °C. The increase of the foam is favored by the presence of heavy hydrocarbons droplet. The excess of the anti-foam agent SAG10 also causes the foaming phenomenon of MEA solution.

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

# Introduction générale

L'Algérie occupe la 9<sup>ème</sup> place au classement de la production du gaz dans le monde et la 1<sup>ière</sup> en Afrique. Le gisement le plus important en Algérie est celui de HASSI R'MEL situé au sud du pays, d'autre coté, les plus grandes unités de liquéfaction sont au niveau du Nord de l'Algérie tel que Arzew et Skikda.

Le gaz naturel est considéré comme la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole, et aujourd'hui que le gaz naturel est une principale source alternative en énergie avec moins d'impact environnemental.

Le gaz naturel est acheminé aux consommateurs par voie classique (transport par canalisation - gazoduc). Cependant, l'augmentation de la distance de transportation par canalisation rend cette alternative non économique. Le transport liquide du gaz naturel liquéfié (GNL) est la voie la plus avantageuse. Pour faciliter le transport du gaz naturel par voie maritime afin de l'exporter au pays consommateur, il doit subir une liquéfaction à une température cryogéniques (-162°C). Le passage à cette température impose au préalable un traitement du gaz dans une unité de décarbonatation, pour éliminer de la composition initiale, les composants indésirables tels que le gaz carbonique (CO<sub>2</sub>) qui provoque la formation de glace carbonique (température de solidification -78,59°C) dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation, ainsi le bouchage des équipements.

Pour cela, une solution chimique appelé Mono Ethanol Amine (MEA) à 15% en poids est introduite dans une colonne d'absorption pour absorber le gaz carbonique. Le problème le plus rencontré dans cette section est le problème de moussage dans la colonne d'absorption. Ce moussage limite la capacité de la section et entraîne des pertes de solution, lors de l'apparition de ce problème il faut réduire le phénomène de façon temporaire avec l'injection de l'anti mousse, et ensuite traiter la cause qui engendre le problème.

Notre travail est basé sur l'étude des différents facteurs qui peuvent provoquer ce phénomène. Afin de résoudre cette problématique:

1. Une recherche bibliographique a été effectuée dans le but de comprendre :
  - le fonctionnement de la section décarbonatation.
  - le phénomène d'absorption et les critères de choix d'absorbât.
  - les problèmes rencontrés dans la section décarbonatation à savoir le moussage.

2. Un diagnostic a été réalisé sur la section de décarbonatation de GNL2 à fin de localiser et identifier les causes qui peuvent provoquer et augmenter le phénomène de moussage.
  
3. Etude au niveau du laboratoire l'influence de plusieurs facteurs qui peuvent contribuer à ce phénomène, à savoir :
  - l'influence de l'excès d'anti-mousse,
  - la température et
  - les hydrocarbures lourds.

# Chapitre I : Présentation de complexe GL2/Z

## Introduction

L'Algérie est située comme étant un pays très important dans l'exportation des hydrocarbures, dont le gaz naturel liquéfié représente la plus grande partie, elle joue un rôle actif dans le développement du commerce international du gaz.

En effet, l'Algérie, pays membre de l'O.P.E.P à des premières années de l'indépendance, placer ses ressources pétrolière et gazière au service du développement de son économie, ces réserves importantes Trois milles milliards de m<sup>3</sup>, met l'Algérie en quatrième place mondialement avec un taux de 4% prouver au temps actuel.

Le complexe industriel de GNL dénommé GL2/Z est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploités par la SONATRACH en Algérie.

L'industrie de production de GNL est composée de trois (03) complexes dénommés par codification : GL1/Z, GL2/Z, GL3/Z (récemment installé). Leurs implantations qui font partie du pôle industriel pétrochimique et gazier de la région d'Arzew, est l'une des plus importantes concentrations industrielles du pays.

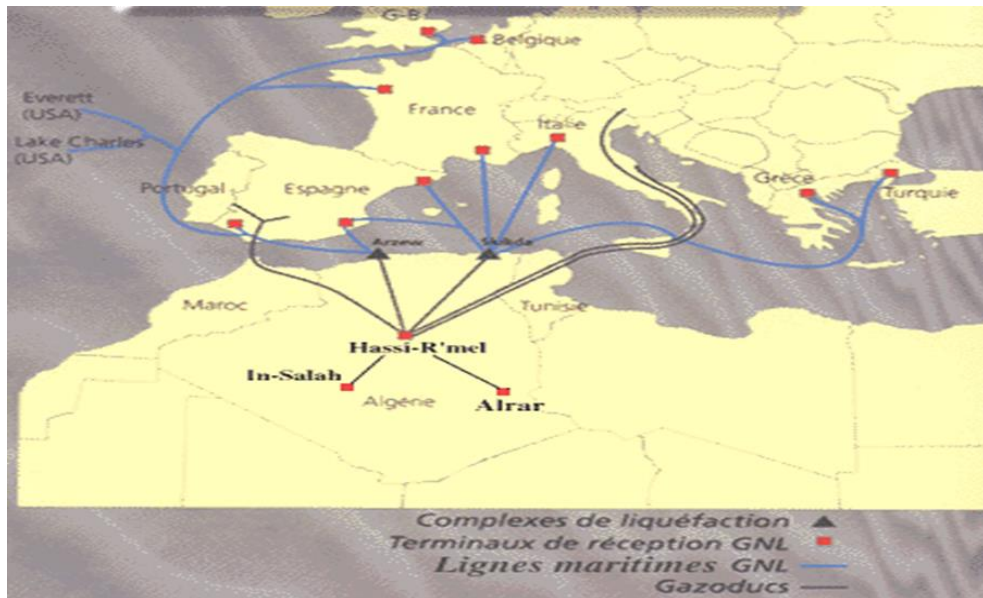
Comme toute création industrielle, le complexe GL/Z a franchi des étapes qui sont autant d'événements manquants de son histoire récente.

Le 16/06/1973, le défunt président Houari BOUMEDIENE pose la première pierre pour la construction de l'usine.

En charge du projet, et pour le compte de SONATRACH, la société américaine BECH L'EL, a engagé les travaux de réalisation le 20/02/1978.

Cinq années après, le complexe est entré en production et les premières livraisons en GNL sont effectuées vers les USA (Etats Unis d'Amérique).

En Janvier 1993, les travaux du projet de rénovation du complexe sont lancés, avec comme objectifs : la fiabilité, la sécurité et l'augmentation jusqu'à 115% de la capacité de production de l'unité.



**Figure I.01** : situation géographique du GN en Algérie. [1]

## I .1.Définition du gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane ( $\text{CH}_4$ ) en grande proportion ainsi que d'autre hydrocarbures gazeux tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane et l'hexane en proportion décroissantes, sa composition révèle en outre suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, du gaz carbonique, sulfure et de la vapeur d'eau. La genèse du gaz naturel et 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 et en forme sous les couches sédimentaires. C'est la raison pour laquelle les couches dans lesquelles se trouvent piégé le gaz naturel sont en général plus profondes.

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.

### I.1.1.Description/Caractéristiques techniques de GN

Le gaz naturel est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-dessus de  $-162^\circ\text{C}$ . Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté de sorte qu'une fuite de gaz puisse ainsi être détectée.

### I.1.2. La composition du gaz naturel [2]

La composition du gaz naturel et la température d'ébullition et fusion de chaque composant sont regroupés dans le tableau I.01.

**Tableau I.01 : Composition et caractéristiques techniques du Gaz Naturel**

Composants	Formule chimique	Proportion en (%molaire)	Température D'ébullition en (°C)	Température De fusion en (°C)
Méthane	CH <sub>4</sub>	83,49	-161,52	<b>-182,47</b>
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,85	-88,58	<b>-182,8</b>
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,15	-42,07	<b>-187,68</b>
i- Butane	i C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,3	-11,81	<b>-159,6</b>
n- Butane	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5	-0,49	<b>-138,36</b>
i – Pentane	i C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,08	36,03	<b>-129,13è</b>
n - Pentane	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,11	36,03	<b>-129,13</b>
n – Hexane	nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,13	68,7	<b>-95,3</b>
Gaz carbonique	CO <sub>2</sub>	0,18	-78,59	<b>-56,57</b>
Azote	N <sub>2</sub>	6	-195,80	<b>-210</b>
Hélium	He	0,21	-268,93	/
<b>Eau</b>	<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>50ppm</b>	<b>100</b>	<b>0</b>

### I.2. Historique du Complexe [2]

Le complexe GL2/Z est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitées par la société SONATRACH en 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 des champs gaziers de Hassi-R'mel avec ou extraction de propane et butane de gazoline.

- 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.3. Situation géographique [2]**

Le complexe GL2/Z est situé au nord-est Béthioua environ 40 km à l'est d'Oran au bord de la méditerranée sur une superficie de 72 ha, 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 est la lutte anti- incendie.

### **I.4. Fonction de 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 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 :

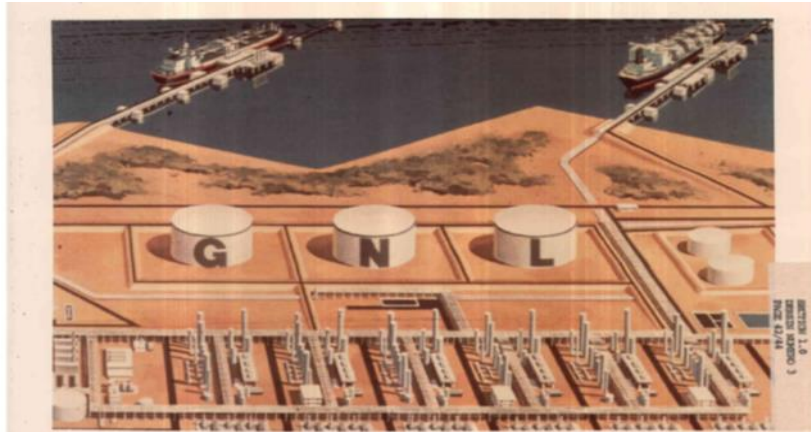
- 01 chaudière basse pression d'une capacité de 50 T / h.
- 18 chaudières de procédé à haute pression d'une capacité de 122 T / h.
- 04 turbogénérateurs d'une capacité de 20MW pour chacun.
- 03 chaudières utilités d'une capacité de 90 T / h.
- 05 unités de dessalement d'une capacité de 45 T / h pour 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 32000 m<sup>3</sup>/h pour chacune.

### I.5. Description générale [3]

L'usine de liquéfaction du gaz naturel d'Arzew GL/2Z comprend six trains de liquéfaction identiques 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 six trains, soit en moyenne 250.000 m<sup>3</sup>/h/train.

Le complexe GL2/Z est composé de trois principales zones :

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



**Figure I.02** : Schéma général du complexe GL2/Z. [1]

#### I.5.1. 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.



**Figure I.03** : Photo de la zone d'utilité. [3]

- **Sources d'énergie**

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

- **Source de refroidissement**

Le complexe dispose de six pompes d'eau de mer qui assurent la distribution en eau de mer au niveau des trains de liquéfaction et des utilités pour le refroidissement dans les échangeurs.

- **Production d'électricité**

L'électricité est produite par trois turbogénérateurs ayant une capacité de 20 MW pour chacun, ainsi qu'une source SONELGAZ avec une tension de 60 KV. Toutefois, pour une mise en marche normale, seuls deux turbogénérateurs peuvent suffire pour produire la totalité de l'énergie demandée qui est environ de 36 MW.

- **Unité de dessalement**

Cinq unités de dessalement sont implantées au sein du complexe d'une capacité de 45 m<sup>3</sup>/h chacune, permettant ainsi suffisamment d'eau distillée, destinée à assurer d'une manière continue l'alimentation des chaudières.

- **Production d'air comprimé**

Pour des raisons sécuritaires, le procédé repose en grande partie sur une régulation pneumatique assurée par un ensemble de quatre compresseurs. De plus, on dispose d'un compresseur de secours en cas de besoins.

- **Azote**

L'azote est fourni par l'entreprise nationale des gaz industriel (ENGI), et utilise pour l'inertage des installations pour la préparation aux travaux de maintenance ainsi que les démarrages.

### **I.5.2. Description d'un train de procédé**

La production de GNL dans le complexe GL2/Z est assurée par six trains fonctionnant en indépendance dont chacun comprend un nombre d'équipements montés principalement en

série, assurant ainsi la transformation du GN de l'état gazeux a l'état liquide. [voir annexe A figure 01]

Chaque train est divisé en cinq sections :

- section traitement de gaz ;
- section séparation ;
- section liquéfaction ;
- section compression ;
- section fractionnement.

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

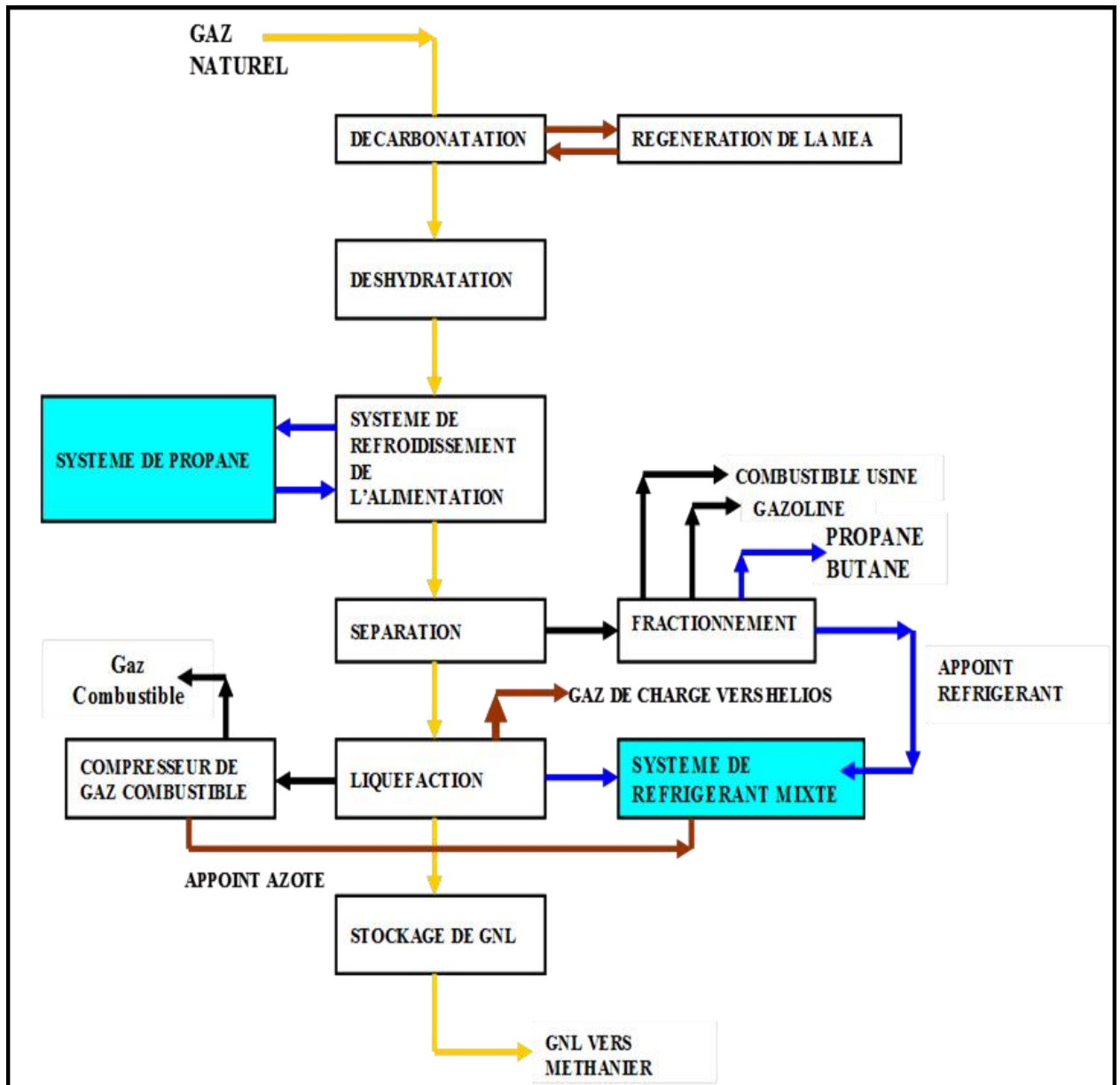


Figure I.04 : Schéma synoptique d'un train du procédé GL2/Z.

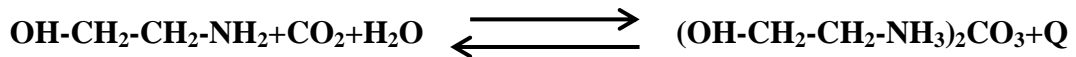
### I.5.2.1. Section traitement de gaz [4]

L'alimentation en GN se fait à 42 bars et à la température ambiante. Il doit être conditionné avant son liquéfaction aux températures cryogéniques. Ce conditionnement comprend l'élimination des contaminants tels que le mercure, le gaz carbonique et la vapeur d'eau. Leurs présences dans le gaz, causeront des problèmes d'exploitation aux températures cryogéniques, créant ainsi des bouchages au niveau des vannes et des échangeurs et de la corrosion par le mercure des boîtes froides en aluminium.

C'est pour cette raison qu'on doit éliminer ces composants :

- **Décarbonatation**

Le gaz carbonique est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne par une solution aqueuse à 15% de MonoEthanolAmine  $C_2H_5ON-H_2$  (MEA). Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



A la température ambiante et une pression de 42 bars, la MEA et le  $CO_2$  forment un mélange correspondant au second membre à la réaction. Tandis qu'à chaud et sous une basse pression, le mélange se détruit en libérant le  $CO_2$  et régénérant ainsi la MEA.

Une solution aqueuse de MEA agit comme un agent d'absorption dans le système de décarbonatation pour la concentration du gaz carbonique à 70 ppm. [Voir annexe A figure 02]

- **Déshydratation**

Le gaz naturel décarbonaté est saturé en eau, d'où la nécessité d'éliminer complètement les traces d'eau pour obtenir à la sortie, une teneur inférieure à 1 ppm.

Le gaz pénètre à une pression de 41 bars dans deux sécheurs en service et traverse les tamis moléculaires en perdant progressivement son humidité, un troisième sécheur étant en régénération. [Voir annexe A figure 03]

- **Démercurisation**

La démercurisation consiste à piéger le mercure contenu dans le gaz pour éviter la corrosion des équipements en aluminium comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. L'adsorbant utilisé est le charbon à base de soufre. Le GN passe ensuite à travers deux filtres. Le gaz naturel traité (GNT) sortant de cette section avec une teneur de mercure inférieure à 7 Nano gramme par Nano mètre cube est envoyé vers la section de refroidissement. La réaction de démercurisation se passe au niveau du démercuriseur (140D) qui retient les traces du mercure par adsorption moléculaire. Il contient un lit de billes d'alumine  $Al_2O_3$  recouverte de sulfate de cuivre ( $CuSO_4$ ).

### **I.5.2.2. Section séparation [5]**

Le refroidissement du gaz naturel traité s'effectue par l'intermédiaire de quatre schillers se refroidis par du propane atteignant ainsi une température de -33 °C.

Le passage du gaz dans l'inter-changeur permet un deuxième refroidissement jusqu'à une température de -47°C.

Le gaz est ensuite injecté dans la tour de lavage au niveau du 10<sup>ème</sup> plateau, où les produits lourds sont séparés par distillation du gaz naturel (éthane, propane, butane...).[voir annexe A figure 04].

### **I.5.2.3. Section liquéfaction [5]**

Les vapeurs de tête de la tour de lavage se dirigent vers le ballon de reflux (108-F) et ensuite vers le faisceau central du (116-C) où elles seront refroidies par le MCR (Multi Composant Réfrigérant). Ce courant monte dans le (116-C) en traversant le faisceau froid où il sera condensé par le MCR liquide issue de la détente à travers la Joule Thomson (JT) froide.

Le GNL liquéfié sort en tête du (116-C) à -158 °C et se dirige vers l'échangeur de gaz de rejet (117-C). Dans cet échangeur à plaques, le GNL sera refroidi à -160 °C tout en chauffant les vapeurs de tête du déazoteur (102-E) et du ballon flash (110-F). A sa sortie, il se mélangera avec le courant des réinjections de C2 et C3. Ces deux courants C2 et C3 sont également sous refroidis dans le (117-C) par les vapeurs de tête du (110-F) et (102-E) et leur débit est régulé par les (PV-503) et la (FV-512). Ce mélange pénètre dans le 110F où, suite à un flash, les vapeurs seront séparées du liquide. Les vapeurs du (110-F) et (102-E) seront donc réchauffés dans le (117-C) tout en refroidissant les réinjection C2, C3 et le GNL.

Les vapeurs de tête du (102-E) sont acheminées vers le (104-J), tandis que celles du (110-F) seront dirigées vers Hélios pour produire de l'hélium liquide et de l'azote vapeur ou vers les réchauffeurs (157-CA/CB) pour servir de combustible pour les chaudières (marche perturbée).

Le GNL liquide sortant du fond du (110-F) sera sous refroidi dans le rebouilleur (124-C) par le GNL à -162°C du fond de (102-E), puis sera détendu à travers la (LV-506) avant d'alimenter le déazoteur (102-E).

Une ligne de by-pass avec la (TV-516) a été prévue autour du (124-C) pour réguler la température.

Dans le (102-E), le courant liquide de GNL descendant sera en contact avec les vapeurs montantes pour séparer l'azote de GNL afin de contrôler les spécifications et le pouvoir calorifique.

Le GNL du fond (102-E) sera acheminé par des pompes GNL (110-J/JA) vers les bacs de stockage.

#### I.5.2.4. Section compression

- **Boucle de propane**

La boucle de propane est une boucle à quatre étages qui permet de refroidir le gaz naturel et le MCR par paliers successifs, le propane, après compression et condensation, subit quatre niveaux de détentes refroidissantes, lui permettant d'échanger ses frigories avec le MCR. [Voir annexe A figure 05]

- **Boucle MCR**

La boucle MCR constitue la deuxième boucle frigorigène de l'unité de liquéfaction. Le fluide frigorigène est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Ce dernier circule dans une boucle fermée à deux compresseurs MRC (I) et MCR (II) entraînés par chacun par une turbine. Le MCR sert à liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur principal. [Voir annexe A figure 06]



**Figure I.05** : Section de compression. [3]

#### I.5.2.5. Section fractionnement [6]

L'unité fractionnement est alimentée par les produits de fond de la tour de lavage situé en amont de l'échangeur principal (voir annexe A figure 07).

La section est composée de trois colonnes :

- **Le dé-éthaniseur**

Il permet d'extraire l'éthane en haut de la colonne pour être réinjecté dans le GNL, l'excès est utilisé comme combustible dans le système fuel gaz. Les produits de fond du dé-éthaniseur sont acheminés vers la colonne de dé-propanisation.

- **Le dé-propaniseur**

Il constitue la 2<sup>ème</sup> tour de fractionnement. Son rôle est de produire le propane en tête de colonne et de l'acheminer en grande partie vers GP1/Z pour y être commercialisé ou réinjecté dans le GNL, l'autre partie est sert comme appoint dans la boucle MCR et propane réfrigérant.

Les produits de fond sont acheminés vers la colonne de débutanisation.

- **Le dé-butaniseur**

Il constitue la 3<sup>ème</sup> tour de fractionnement. Le produit de tête de colonne est du butane à (98.8%), « commercial » est envoyé vers GP/Z pour être commercialisé ou réinjecté dans le GNL. Le produit de fond de la tour constitue la gazoline qui est envoyé vers stockage pour y être commercialisé.



**Figure I.06 :** Zone des procédés. [3]

### I.5.3. Zone terminale

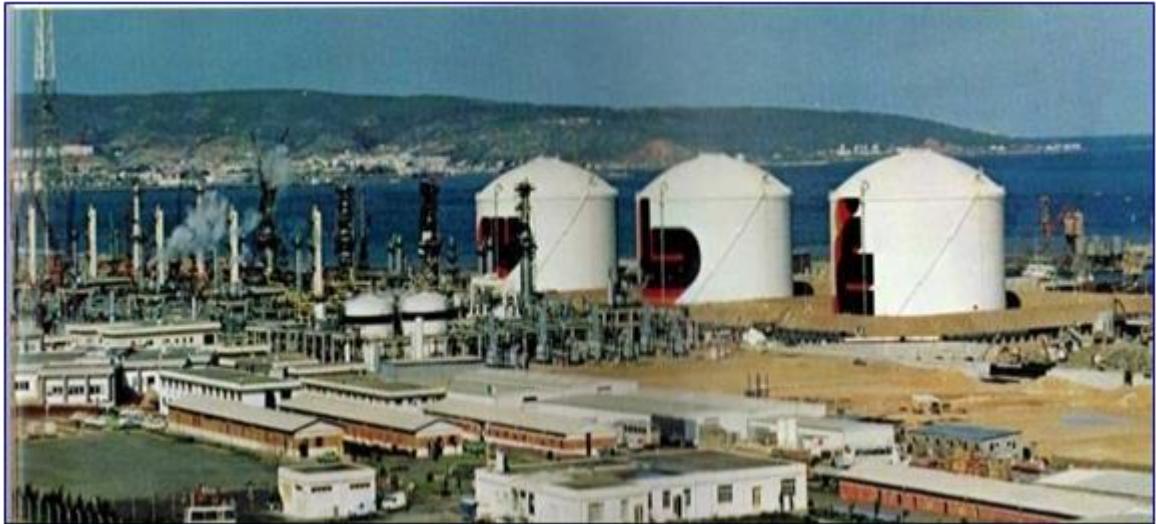
#### Zone de stockage

La zone de stockage GNL est située au bord de mer, facilitant son chargement à bord de méthaniers.

La GNL quitte la zone de procédé vers la zone de stockage à une température de  $-162^{\circ}\text{C}$ . Chaque bac de stockage de GNL a une capacité de stockage de  $100\,000\text{ M}^3$ . Les trois bacs fonctionnent d'une manière communicante entre eux.

#### Chargement

Les installations de chargement permettent le transfert du GN contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers. Cinq motopompes assurent le pompage de GNL à travers un collecteur commun jusqu'aux bras de chargement installés sur les quais.



**Figure I.07 :** Zone de stockage et de chargement de GNL.[3]

# Chapitre II : Description de la section décarbonatation

## Introduction

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

Le traitement du gaz regroupe les sections de Décarbonatation et de Déshydratation dans lesquelles le gaz naturel d'alimentation est débarrassé du gaz carbonique et de la vapeur d'eau, avant d'entrer dans la section de séparation où les hydrocarbures lourds sont éliminés.

Le système de décarbonatation est situé dans la partie centre-est du train du procédé. L'unité de décarbonatation utilisant la mono-éthanol-amine (MEA), est la première unité qui reçoit le gaz d'alimentation à son entrée dans le procédé. Une solution aqueuse de MEA agit comme agent d'absorption dans le système de décarbonatation.

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

La concentration du gaz carbonique ( $\text{CO}_2$ ) 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  $\text{CO}_2$  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.

## **II.1. Principes opératoires [7]**

### **II.1.1. Description générale [voir annexe A figure [02]**

#### **II.1.1.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatations**

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).

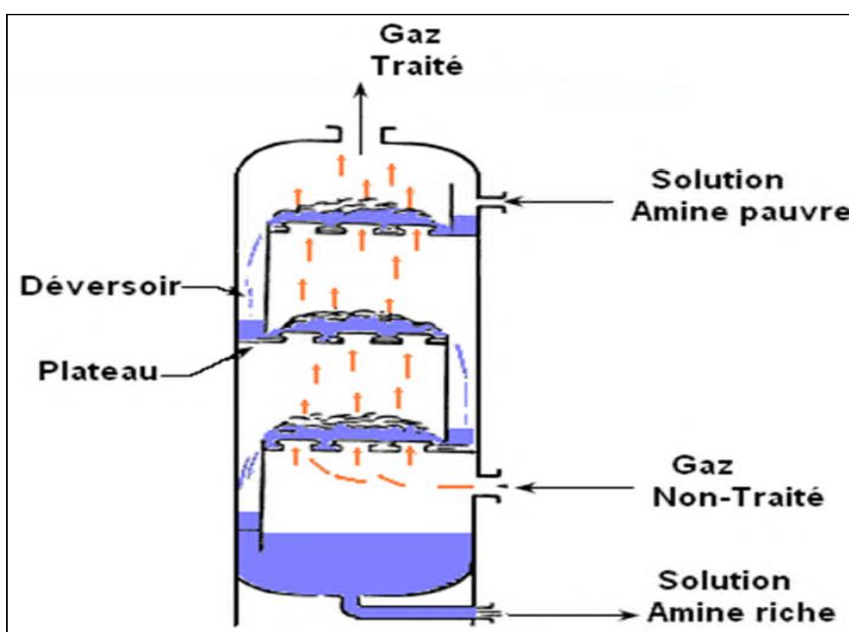
Le gaz naturel sortant en tête de (131-F) passe à travers un débromeur métallique placé au sommet du ballon, puis est préchauffé à 38°C dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation (131-C) par de la vapeur à 4,5 bars. Le gaz préchauffé est combiné au gaz recyclé provenant du système de régénération du sécheur de gaz et le courant ainsi obtenu est injecté au fond de l'absorbeur.

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 5ème 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 dirigé vers le séchage (voir la figure. II .01). 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).

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.

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, du fond de l'absorbeur, est contrôlé par la pression différentielle (LIC-I06) développée par la charge du liquide dans l'absorbeur. Ce mode de fonctionnement permet d'extraire le maximum de gaz carbonique du gaz d'alimentation.



**Figure.II.01** : Schéma explicative de l'absorbeur. [8]

### II.1.1.2. 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 (133-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 la colonne. Le rebouilleur (134-C) du décarbonateur est chauffé par la vapeur à 4,5 bars. Le régénérateur peut fonctionner à 121°C et 1,0 bar (en fond de colonne) permettant ainsi d'extraire le maximum de gaz carbonique.

Le gaz carbonique extrait de la solution riche de MEA passe dans le condenseur de tête (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 (135-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.

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs (133-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.

La pompe de circulation de MEA pauvre (131-J/JA) aspire à la sortie du refroidisseur (132-C) et refoule au niveau du 5<sup>ème</sup> 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.

#### **II.1.1.2.1. Rebouilleur du régénérateur**

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

### **II.1.1.3. Filtration de MEA pauvre et riche**

Un filtre à charbon pour MEA pauvre (132-F) et un filtre à cartouche pour solution MEA riche (131-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.

#### **II.1.1.3.1. Filtration de MEA pauvre**

La solution MEA pauvre traversant le filtre (132-F) est prélevé en aval de la vanne de régulation (FV-II0). 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 ( $3,2 \text{ m}^3/\text{h}$ ). 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.

#### **II.1.1.3.2. Filtration de MEA riche**

La solution MEA riche provenant du bas de l'absorbeur est prélevée en amont de la vanne de régulation de niveau (LV-I09) et pénètre par le fond du filtre à cartouche (131-L). Son débit est égal à environ 10% de celui de la solution riche quittant le fond de l'absorbeur et sa valeur ( $6,35 \text{ m}^3/\text{h}$ ) est indiquée sur (FI-I04). Ce débit est contrôlé manuellement par une vanne montée sur la conduite d'admission du filtre.

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

#### **II.1.1.4. Vaporisateur de MEA**

Le vaporisateur de MEA (136-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.

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

Puisqu'un régulateur de niveau (LC-123) maintient le niveau du liquide dans le vaporisateur, le débit de MEA admis est fonction de la vitesse de vaporisation.

A mesure que la solution bouille, la concentration en MEA augmente jusqu'à ce que la vaporisation commence. Cette vapeur entre dans le régénérateur au-dessous du 25<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°C, les impuretés accumulées doivent être enlevées. Ces impuretés peuvent être des solides très fins en suspension, des sels minéraux ou des produits de dégradation de l'amine. Le vaporisateur ne doit pas être utilisé au-dessus de 148°C car ceci pourrait entraîner la vaporisation des impuretés et donc leur retour dans la solution MEA en circulation.

La durée de chaque cycle de fonctionnement du vaporisateur dépend de l'état de la solution MEA et du débit de vapeur. Lorsque la solution pauvre est en bon état, l'accumulation des impuretés est lente. Si le débit de vapeur est faible, le débit de MEA dans le vaporisateur est faible. Il est préférable de laisser le vaporisateur en régime continu, si possible. Des analyses chimiques de la solution pauvre en circulation et son comportement (c'est à dire son pouvoir absorbant, sa tendance à mousser) doivent déterminer les paramètres de fonctionnement du vaporisateur.

### **II.1.1.5. 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 1, 3 et 5. Chaque réservoir a une capacité de 128,5 m<sup>3</sup>.

Le réservoir de stockage de MEA (135-F) constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 1 et 2; le réservoir (335-F) approvisionne les trains 3 et 4 et le réservoir (535-F) les trains 5 et 6.

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (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.

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.

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.

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.

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.

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.

### II.1.1.6. 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.

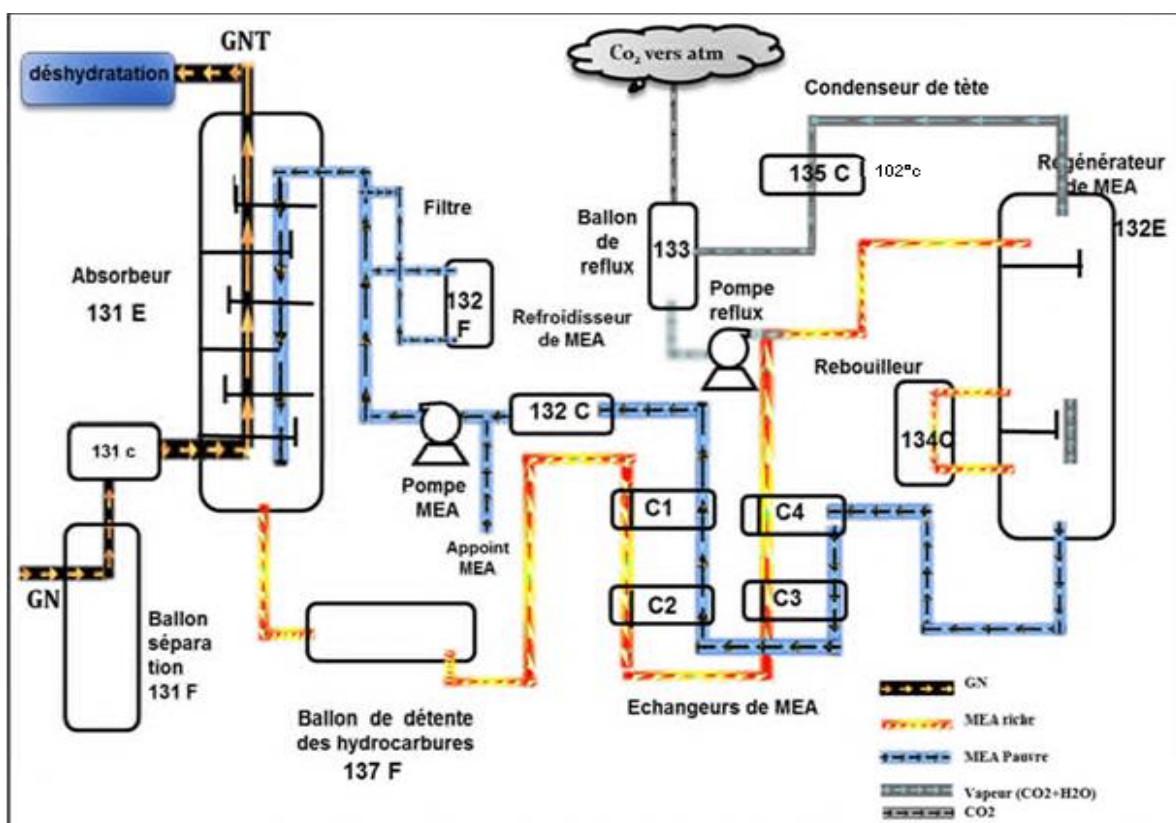


Figure.II.02 : Schéma de section de décarbonatation (train 100).

# Chapitre III : Choix de l'absorbât et problème de moussage

## I. Choix de l'absorbât

### Introduction

L'absorption est une opération unitaire dans laquelle un mélange gazeux est mis en contact avec un liquide approprié pour le but de dissoudre préférentiellement une ou plusieurs des constituants du gaz.

Ces constituants sont ainsi éliminés ou partiellement éliminés du gaz dans le liquide. Les constituants dissous peuvent soit former une solution physique avec le liquide ou réagir chimiquement avec le liquide. Les constituants dissous sont appelés solutés, tandis que le liquide dissolvant est appelé le solvant. Lorsque la concentration du soluté dans le gaz d'alimentation est faible, le procédé inverse est appelé stripping, la désorption, ou la régénération, est employée quand il est souhaitable d'éliminer les solutés du solvant afin de récupérer les solutés ou le solvant ou les deux.

### III.1. Les différents types de l'absorption

L'absorption telle que appliquée à la purification du gaz, peut être classée en deux catégories principales à savoir :

#### III.1.1. Absorption chimique

L'absorption consiste à mettre en contact un mélange de gaz et un liquide afin de solubiliser préférentiellement un composé. Cette opération nécessite un transfert de matière de la phase gazeuse vers la phase liquide. La désorption de ce composé s'effectue quand le transfert se fait de la phase liquide à la phase gazeuse. La solubilité du gaz dans le liquide, à température et pression donnée, est la concentration du gaz dissous dans le liquide à l'équilibre.

#### III.1.2. Absorption physique

Le gaz acide est absorbé dans un solvant physique du fait de sa solubilité par rapport aux autres constituants de la phase gazeuse. L'équilibre liquide-vapeur dépend de la pression partielle des composés dans la phase vapeur.

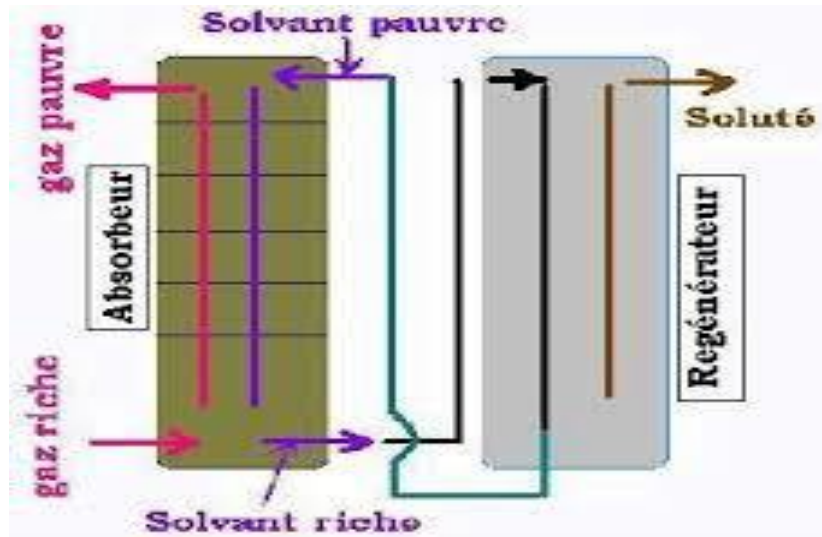
Dans ce type d'opération le constituant absorbé ne réagit pas avec le solvant. La

concentration à l'équilibre du constituant absorbé dépend fortement de la pression partielle dans la phase gazeuse comme exemple on peut citer l'absorption de CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S par le diméthyle éther polyéthylène glycol. Ce procédé de séparation appelé traitement du gaz par absorption physique est basée sur la capacité du solvant à solubiliser préférentiellement.

### III.2. Les alcanolamines

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

Sur la figure suivante, on reconnaît l'étape d'absorption, où le courant gazeux chargé en gaz acide à traiter est introduit en bas de la colonne et est mis en contact à contre-courant avec la solution d'amine.



**Figure III.01** : Schéma de principe simplifié d'un procédé d'absorption de gaz acide par dissolution d'Alcanolamines.[9]

Les amines réagissent également avec le dioxyde de carbone, selon deux types de réactions :

- Formation de carbonate et de bicarbonate :



- Formation de carbamate :



### III.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 est 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>.

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>.
- Pertes de la MEA par vaporisation de fait de sa pression de vapeur élevée.

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

#### III.3.1. Propriétés physico-chimiques de la MEA [10]

La MEA est un composé mixte qui possède à la fois des propriétés des alcools et des amines. Aux conditions normales de pression et de température, la MEA est un liquide légèrement visqueux, présentant une faible odeur ammoniacale, elle est soluble en toute proportion à l'eau, 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.

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.

Par exposition prolongée à la lumière la MEA finit par se colorer en jaune claire et cela est dû sans doute à 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 blanc translucides, elle a une densité légèrement supérieure à celle de l'eau (d=1.0179). C'est un corps combustible (voir annexe B tableau 14).

**Tableau III.01: propriétés de la MEA.**

	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	

D'autres propriétés :

- Désignation chimique : Amino-éthanol-1 Amine .
- Structure chimique :  $\text{NH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH}$  .
- Attaque le cuivre et ses alliages, le fer, l'aluminium.
- Réaction exothermique avec les acides. S'oxyde au contact de l'air.

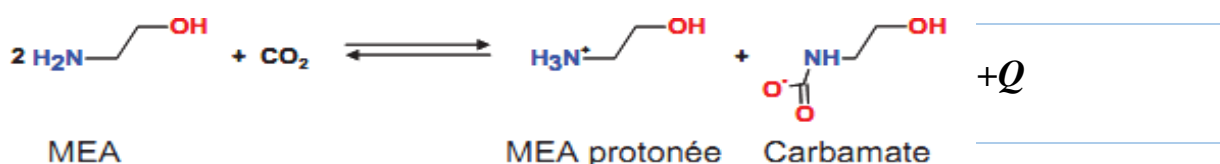
#### Toxicologie

- 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.

#### III.3.2. Mécanisme d'interaction entre le $\text{CO}_2$ et la MEA [11]

L'absorption du  $\text{CO}_2$ , par la mono-éthanol-amine aura lieu à basse température et à haute pression. Le gaz naturel est amené dans la colonne à contre-courant par une solution aqueuse MEA à 15 % à la température d'amorçage 38 °C et la pression 42 Bars.

Il va se produire la réaction chimique suivante :



C'est une réaction réversible et exothermique accompagnée d'un dégagement de la chaleur (Q).

### **III.4. Les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation [11]**

L'utilisation de la solution MEA dans le procédé de décarbonatation du GN peut provoquer de sérieux problèmes. Les problèmes les plus importants rencontrés dans cette section sont comme suit :

#### **III.4.1. Problèmes de dégradation de la MEA**

Sa dégradation peut entraîner une mauvaise absorption du CO<sub>2</sub>. Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont généralement moins volatils et peuvent être séparés de la solution par vaporisation.

#### **III.4.2. Problème de corrosion**

La corrosion est considérée comme le problème le plus grave touchant les unités à éthanolamine (décarbonatation), l'étendue de cette corrosion dépend d'un certain nombre de facteurs tel que : le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution, les pressions et les températures qui règnent dans les différentes parties du système.

#### **III.4.3. Problème de contamination**

La contamination de la MEA par les inhibiteurs de corrosion qui sont toujours des produits organiques très lourds et les produits de dégradation (produits non régénérables) à une grande influence, non seulement sur les équipements, mais aussi sur le processus.

#### **III.4.4. Problème de moussage**

La formation de mousse peut être due à un changement trop rapide du débit de la solution ou à l'accumulation d'impuretés dans le système.

## II. Problème de moussage

### Introduction [12]

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

La formule de **Laplace** exprime la relation dans la bulle (**P**), son rayon (**R**) et la tension superficielle (**δ**). Si la pression du gaz dans la bulle (**P**) dépasse la pression extérieure (**P<sub>ext</sub>**), la bulle crève et la mousse ne peut pas se former.

$$P = 2\delta/R$$

Une bulle ne sera stable que si la solidité de ces parois dépasse la différence des pressions extérieure et intérieure soit la grandeur (**P – P<sub>ext</sub>**). La formule de Laplace montre que la diminution de la pression intérieure des bulles gazeuses, donc la diminution de la grandeur (**P – P<sub>ext</sub>**) peut être obtenue en réduisant la tension superficielle, cet effet s'obtient par l'introduction dans le système des corps tensioactifs, notamment du savon, ainsi on obtient une mousse stable en barbotant de l'air ou un gaz dans l'eau contenant une substance tensioactif (savon). Il en résulte que la tension superficielle à une importance essentielle dans les processus tel que le lavage d'un gaz par un liquide. Il s'accomplit plus facilement que la tension superficielle du liquide est plus faible.

L'addition de substance tensioactive augmente en général l'aptitude des liquides à former des mousses. L'augmentation de la viscosité du liquide, la diminution de sa volatilité, ainsi qu'une résistance mécanique élevée de la mousse favorisent la formation d'une mousse stable.

La MEA à une tension superficielle de  $48,8 \cdot 10^{-7}$  joule/cm<sup>2</sup> à 20°C tandis que celle de l'eau à la même température est de  $72,6 \cdot 10^{-7}$  joule/cm<sup>2</sup>, donc d'après Laplace, les solutions aqueuses de MEA sont à caractère moussante même si elles sont propres et l'augmentation de la concentration de la solution de la MEA favorise le moussage d'une part et augmente les pertes de la MEA d'autre part. C'est pourquoi lors de la conception des unités de traitement de gaz, le constructeur prévoit toujours certaines dispositions (piège à gouttelettes, ballon séparateur, écart important entre plateaux et surdimensionnement de l'absorbéur).

Le phénomène de moussage est surtout rencontré dans l'absorbéur du CO<sub>2</sub> mais il peut également être perceptible dans la colonne de régénération de la MEA.

### III.1. 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. 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.

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.

### III.2. Précaution à prendre contre le moussage

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

- ❖ 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 nominal.

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.

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

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

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.

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.

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.

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

# Chapitre IV : Analyse du problème

## Introduction

Après avoir détecté les sources qui peuvent provoquer le problème de moussage dans la section décarbonatation, et en se basant sur des expériences au niveau du laboratoire du complexe. Nous avons procédé dans cette partie à l'étude de l'influence des principaux facteurs qui favorisent l'apparition du phénomène de moussage.

Notre étude est basée sur :

- Analyses de la solution MEA
- L'influence de la température de la solution MEA sur le moussage. .
- L'influence de la présence d'hydrocarbure lourd sur le moussage.
- L'influence d'excès anti-mousse SAG10 sur le moussage.

## IV.1. Analyses de la solution MEA [13]

Avant de commencer nos tests sur le moussage, nous avons effectué des analyses de vérification de la solution MEA pauvre à l'entrée de l'absorbeur.

### IV.1.1. Analyse %CO<sub>2</sub> et %MEA dans la solution de MEA

- **Principe**

C'est de contrôler la concentration de la MEA et de déterminer la teneur en CO<sub>2</sub> contenu dans la MEA pauvre.

Cette méthode est basée sur le titrage alcalimétrique par l'intermédiaire de deux indicateurs colorés (phénolphtaléine et indicateur mixte).

- **Mode opératoire**

On prend 5 ml de l'échantillon (MEA pauvre) dans un erlenmeyer de 250 ml, on ajuste l'eau distillée jusqu'à 25ml. Après, on ajoute 2 gouttes de phénolphtaléine.

On remarque que la solution devient rose. Ensuite, on titre avec H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (1N) jusqu'à la décoloration complète de la solution, on note le volume (V<sub>1</sub>) d'acide utilisé en millilitre.

Dans la même solution, on ajoute 2 gouttes d'indicateur mixte. Après on continue le titrage jusqu'à l'apparition de la couleur rose. On note le volume (V<sub>2</sub>) d'acide utilisé depuis le début du titrage en ml.

Calcul :

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

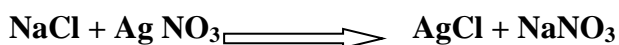
$$\% \text{ MEA} = V_2 \times 1,25$$

### IV.1.2. Analyse des chlorures dans la solution de MEA

- **Principe**

La méthode est basée sur la fixation des ions  $\text{Cl}^-$  par les ions  $\text{Ag}^+$  en un sel peu dissocié,  $\text{AgCl}$ .

Au cours de ce phénomène, on procède au titrage par une solution de nitrate d'argent, la réaction est la suivante :



- **Mode opératoire**

On prend 5 ml de l'échantillon (MEA pauvre et riche) dans un erlenmeyer de 250 ml, on ajuste avec l'eau distillée jusqu'à 44ml. Après, on ajoute 5ml d'acide nitrique (0,1N) et 1 ml de nitrate d'argent (0,1N) et on agite la solution et laisse reposer dans l'étuve à une température de 40°C pendant 30 minutes. Enfin, on passe la solution au spectrophotomètre à une longueur d'onde 430 nm.

$$\text{Concentration} = \text{absorbance} / 200$$

### IV.1.3. Analyse de moussage dans la solution de MEA

- **Principe :**

Cette méthode a pour but la détermination du moussage des solutions de MEA. On fait passer un courant d'azote (ou d'air) par un tube de dispersion de gaz dans une éprouvette graduée de 250ml contenant 90ml d'échantillon à analyser. Le volume total qu'occupe la solution plus la mousse est défini comme la hauteur de la mousse.

- **Mode opératoire**

On prend 50ml de l'échantillon MEA dans une éprouvette graduée. On ouvre la vanne d'air et on règle le débit d'air à 32  $\text{cm}^3$ . Selon le taux qui donnera la plus grande hauteur de mousse sans dépasser 250ml. On note le volume maximal de la mousse en (ml).



Figure IV.01 : Appareille de mesure de moussage.

Calcul :

$V(\text{MEA}+5\text{ml}) = V1 = 55\text{ml}$ .

$V(\text{moussage}) = (V2-V1) = (V2-55) \text{ ml}$ .

**Tableau IV.01 : Analyses de la solution MEA**

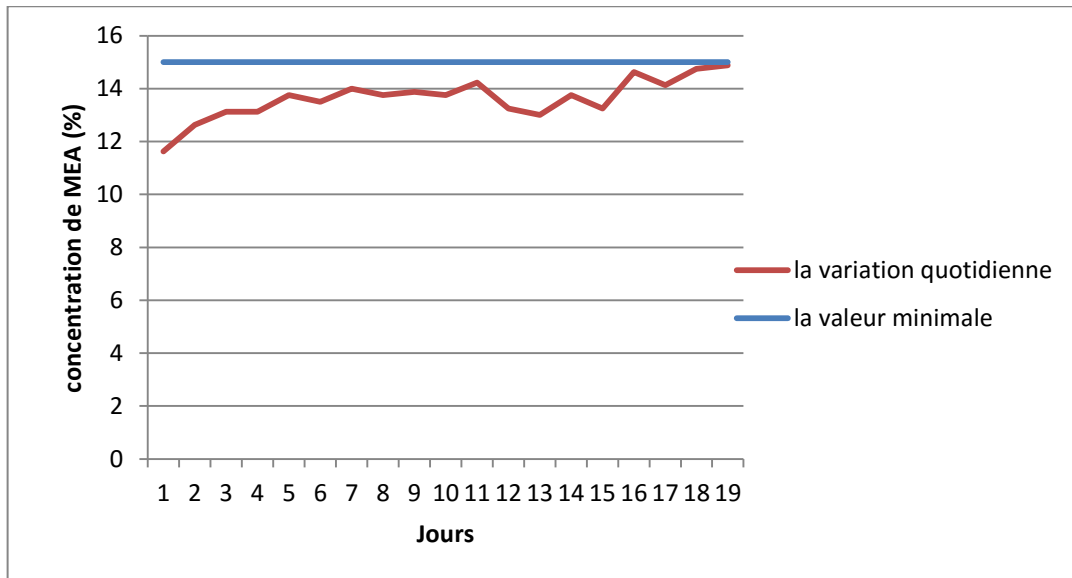
DATE	MEA (%)	CO <sub>2</sub> (%)	Cl <sup>-</sup> (ppm)	MOUSSAGE (ml)
1	11,63	1,44	49	15
2	12,63	1,58	52	20
3	13,13	1,58	60	15
4	13,13	1,86	53	80
5	13,75	2,13	55	70
6	13,50	1,51	56	120
7	14,00	1,71	63	55
8	13,75	1,91	56	65
9	13,88	2,344	57	10
10	13,75	1,90	61	15
11	14,23	1,92	51	70
12	13,25	1,58	48	55
13	13,00	1,29	29	15
14	13,75	1,86	48	55
15	13,25	1,64	55	115
16	14,63	2,06	63	105
17	14,13	2,27	54	40
18	14,75	2,00	58	90
19	14,88	2,56	56	100

Le tableau IV.02 résume les analyses de la solution MEA mesurés et comparai avec la norme.

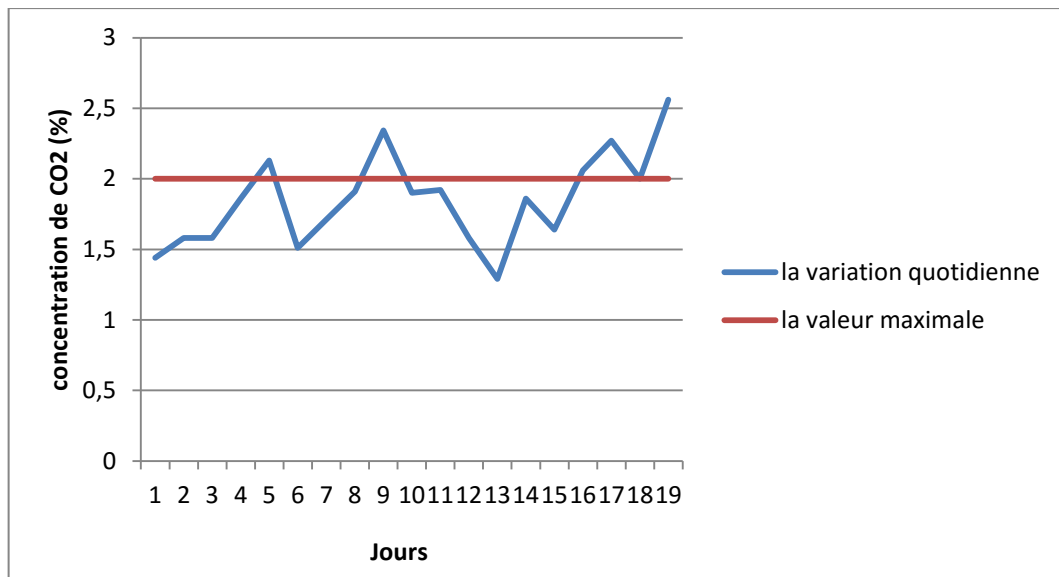
**Tableau IV.02 : Analyses de la solution MEA mesurée comparable avec la norme.**

	Norme	Mesurée
<b>%MEA</b>	Min 15%, max 20%	11,63 à 14,88
<b>%CO<sub>2</sub></b>	Min 0,2%, max 2%	1,29 à 2,59
<b>Chlorures</b>	< 150 ppm	29 à 63 ppm

Les valeurs des tableaux (IV.01 et IV.02) sont représentées sous forme de graphe pour mieux les comparai avec la norme.



**Figure IV.02 :** Analyses quotidiennes de concentration de la solution MEA pauvre.

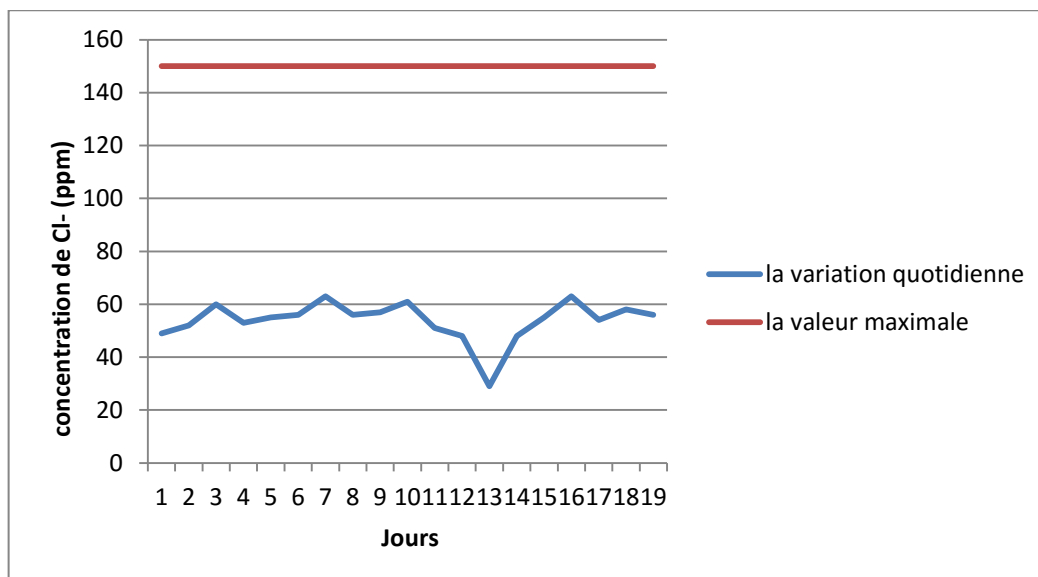


**Figure IV.03 :** Analyses quotidiennes de teneur en CO<sub>2</sub> dans la MEA pauvre.

Les résultats présentés dans les figures (V.02 et V.03) montrent que :

- ✓ la concentration de MEA dans la solution pauvre est de 11.63 à 14.88, elle est au-dessous de la norme exigée qui est de 15 à 20% en MEA. En revanche la concentration utilisée n'est pas conforme. Ceci probablement, due à l'entraînement de la solution initiale MEA, et par des fuites de caractères mécaniques et par évaporation spontanée.
- la teneur en CO<sub>2</sub> dans la solution de MEA pauvre est de 1.29 à 2.59, elle n'est pas conforme à la norme.

La capacité d'absorption (% CO<sub>2</sub>) de la solution MEA est contrôlée aussi par le pH. En générale, le pH de la solution MEA pauvre de 15% à 20% en MEA est d'environ de 12 à 12,5.



**Figure IV.04 :** Analyses quotidiennes des chlorures dans la MEA pauvre.

➤ D'après la figure IV.04 les taux des chlorures enregistrés sont de 29 ppm comme valeur minimale et 63 ppm comme valeur maximale. Ces résultats sont en dessous de la valeur maximale tolérée soit 150 ppm.

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

En effet, la quantité des chlorures doit être négligeable. Ces chlorures provoquent la formation d'acide chlorhydrique qui attaque l'acier inox (tubes du rebouilleur, plateau, etc...) et la formation de boues qui obstruent les tubes des échangeurs. Il y'a deux sources à l'origine de cette contamination :

- le refroidisseur de MEA pauvre à la sortie de régénérateur et
- le condenseur de tête de la colonne de régénération.
- 

## IV.2. Facteurs de moussage [13]

La température élevée de la solution MEA, les gouttelettes d'hydrocarbure lourd dans le GN et l'excès d'inti mousse, ces sont les principaux facteurs qui contribuent à l'apparition de moussage au niveau de l'absorbeur. Par conséquent, ces paramètres ne peuvent pas être évalués à l'échelle industrielle.

Nous avons suivi l'influence de ces facteurs sur le volume du moussage dégagé au laboratoire afin de d'optimiser les valeurs et proposer des solutions pour réduire le volume de la mousse générée lors du la décarbonations.

### IV.2.1. Influence de la température de la solution de MEA sur le moussage :

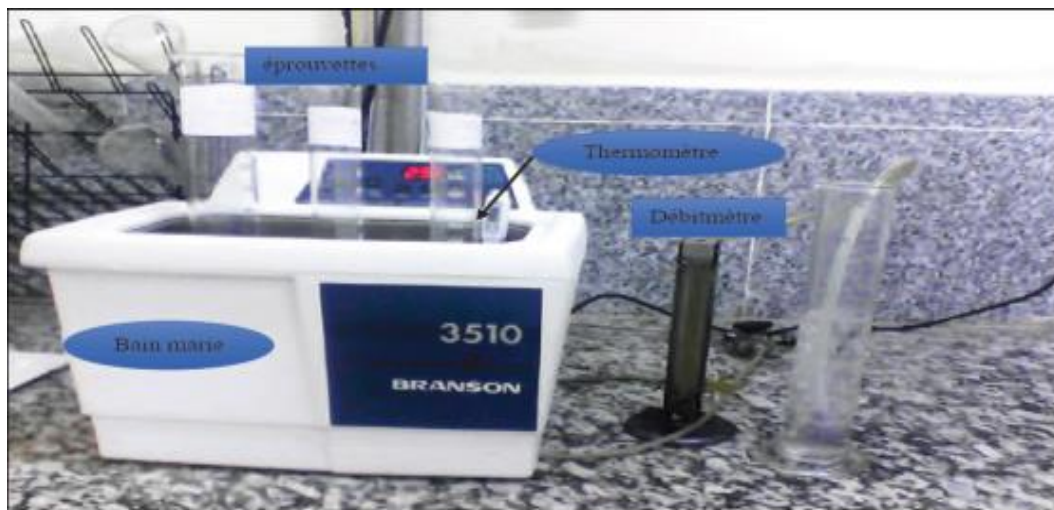
- **Principe**

L'expérience est basée sur le chauffage de la solution de MEA à 15 % sans et avec addition d'anti-mousse SAG10.

- **Mode opératoire**

A l'aide d'un bain marie, chauffer la solution MEA (avec 50 ppm de SAG 10) à différentes températures allant de 25 jusqu'à 50 °C. Ensuite, disperser le gaz dans une éprouvette graduée de 250 ml contenant 50 ml échantillon à analyser.

- ✚ Enregistrer le volume de la mousse produite en « ml ».
- ✚ Effectuer un essai à blanc dans les mêmes conditions (sans anti mousse).



**Figure IV.07:** Dispositif expérimental pour les tests de moussage [14].

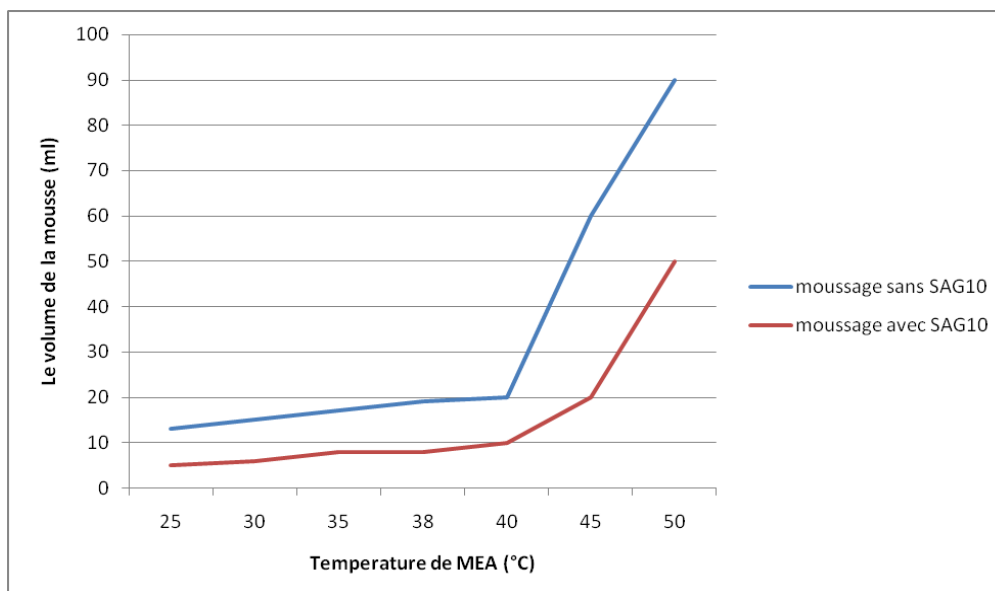
- **Exploitation des résultats**

Les résultats de la lecture de mousse sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.03: influence de la température de la MEA sur le moussage**

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

Afin de mieux visualiser l'effet de la température sur le phénomène de moussage, nous avons tracé la courbe ci-dessous :



**Figure IV.05 :** Variation du volume de moussage en fonction de la température de MEA.

• **Interprétation et discussion des résultats**

D'après la figure IV.05 on constate que :

- L'ajout d'anti mousse diminue la formation de la mousse comparativement au test à blanc.
- A l'intervalle de température 38°C - 40°C, le volume de la mousse répond à la spécification du design (10 ml).
- Lorsque la température dépasse 40°C, le phénomène de moussage est accéléré.

La réaction entre la MEA et CO<sub>2</sub> est une réaction réversible à deux sens. L'absorption de CO<sub>2</sub> se fait à basse température tandis que la régénération c'est-à-dire la libération de CO<sub>2</sub> ce fait à haute température ; ce qui explique l'augmentation de moussage à partir de 40 °C car les hautes températures apportent une énergie d'activation qui favorise la libération de CO<sub>2</sub> ce qui engendre l'élévation du taux du moussage.

Nous pouvons conclure que, l'élévation de la température de la solution MEA provoque l'augmentation de la mousse.

**IV.2.2. Influence des hydrocarbures lourds sur le moussage :**

• **Principe**

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

**Tableau IV.04 : Composition molaire des hydrocarbures lourds(Gazoline).**

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

- **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 (Température de la réaction entre MEA et CO<sub>2</sub> dans l'absorbant). Ensuite, disperser le gaz dans une éprouvette graduée de 250 ml contenant 50 ml échantillon à analyser. Nous avons effectué un essai à blanc dans les mêmes conditions (sans anti mousse). Le volume de la mousse produite en « ml » a été noté.

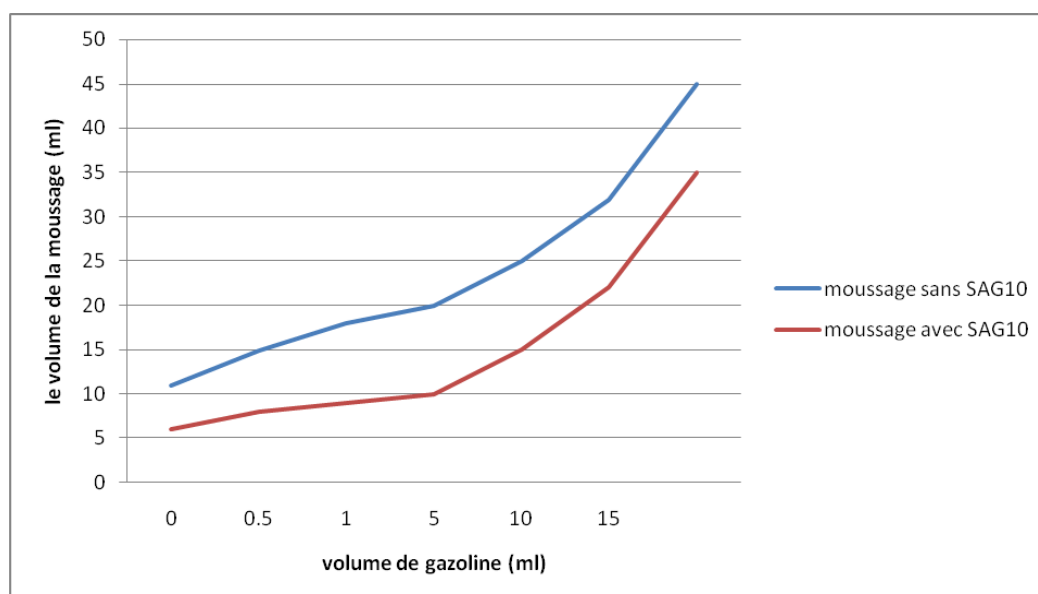
- **Exploitation des résultats**

Les résultats de la lecture de mousse sont représentés dans le tableau et la figure suivant :

**Tableau IV.05 : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage.**

Volume de la gazoline (ml)	0	0.5	1	5	10	15	20
Moussage sans SAG10(ml)	11	15	18	20	25	32	45
Moussage avec SAG10(ml)	6	8	9	10	15	22	35

Les données du tableau IV.05 sont représentées dans le graphique suivant :



**Figure IV.06:** Variation du moussage en fonction du volume de la gazoline.

- **Interprétation et discussion des résultats :**

D'après la figure, le moussage augmente avec l'élévation du volume de la gazoline de 0.5 à 20 ml.

La présence de la gazoline avec la MEA conduit à des réactions de compétition entre le captage de CO<sub>2</sub> et la formation des ponts de jonctions. Ces ponts rend la gazoline ramifier et augmente la viscosité de MEA. Ces réactions rendent la réaction entre MEA et CO<sub>2</sub> non parfaite et conduit à la mauvaise absorption de CO<sub>2</sub>, ce qui diminue la concentration de la MEA et provoquent le moussage.

#### **IV.2.3. Influence de l'excès d'agent anti mousse sur le moussage :**

Dans cette partie de notre travail, nous avons étudié l'effet de l'augmentation de la concentration d'anti mousse (SAG 10) sur le volume des mousses formées (en ml). Des expériences ont été réalisées en appliquant le test de moussage sur le même volume (50ml) de plusieurs solutions MEA à 15%, avec un ajout d'agent anti mousse à différentes concentrations et à une température de 38 °C (voir annexe B tableau 15). Nous avons également préparé dans les mêmes conditions une solution sans agent anti moussant (test à blanc).

Nous avons transvasé chaque solution préparée dans une éprouvette graduée de 250ml où un gaz (air) a été dispersé afin de former une mousse.

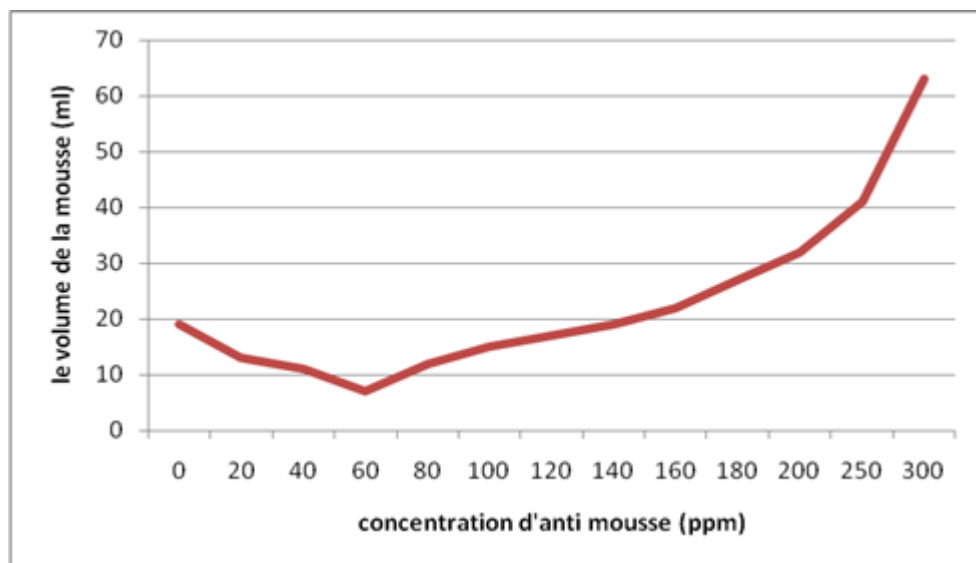
- **Exploitation des résultats**

Les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.06: Influence de l'excès d'anti-mousse sur le volume de la mousse.**

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

Afin de bien illustrer l'évolution de volume de la mousse en fonction de la concentration de l'agent anti mousse, nous avons tracé la courbe ci-dessous :



**Figure IV.08:** Variation du moussage en fonction de la concentration d'agent anti mousse.

D'après la figure V.08, nous constatons que l'augmentation de la concentration d'anti mousse SAG 10 ajouté à des solutions de MEA de 15%, provoque une diminution du volume de la mousse formée par rapport au blanc (solution MEA sans anti mousse), jusqu'à des concentrations comprises entre 50 à 60 ppm où l'effet inverse est remarqué. La mousse devient volumineuse.

A cet effet la quantité d'anti mousse qui n'a pas réagi pendant la réaction a tendance à se comporter comme un agent moussant. Ce problème est détecté et observé lorsque la couleur de la MEA change de blanc clair au blanc foncé.

Nous pouvons conclure que, l'introduction d'une quantité d'agent anti mousse en excès provoque le problème de moussage. En se basant sur les résultats d'analyses précédentes, la quantité optimale d'agent anti mousse recommander à l'utilisation est de 50 ppm.

### IV.3. Dysfonctionnements de la section [16]

Pendant notre stage au GL2/Z nous avons remarqué plusieurs anomalies au niveau de la section de décarbonatation, qui présentent un rôle très important de l'apparition de phénomène du moussage dans la colonne d'absorption.

- **Circuit anti mousse**

Le mélange anti-mousse (SAG10) est contenu dans un ballon de mélange (132-L) (0,8 m<sup>3</sup>) (Figure I.V.09) permettant d'effectuer le mélange. Un mélangeur permet d'homogénéiser la préparation.

L'injection de SAG10 se fait à l'aspiration de pompe afin d'éviter les phénomènes de moussage dans la colonne d'absorption.

La pompe qui véhicule le produit anti mousse ne fonctionne pas, de ce fait la préparation de la solution ne se fait pas dans le bac qui assure la bonne dilution. La mauvaise préparation (soit l'excès) d'anti mousse favorise l'augmentation de moussage.



**Figure IV.09:** Photo du ballon de mélange 132-L.

- **Le vaporiseur 136-C**

La régénération par vaporisation et condensation partielle ne permet pas d'éliminer de certains produits non vaporisables pour cela on utilise un vaporiseur qui assure le lavage de la solution MEA pauvre qui provient du régénérateur par la vapeur désurchauffée, ce dernier ne fonctionne pas.

Le vaporiseur (136-C) (Figure IV.10) élimine les produits de dégradation de la solution MEA (CO<sub>2</sub>, les chlorures...) et les autres impuretés aux points d'ébullition élevée qui provoquent le moussage.



**Figure IV.10 :** Photo du vaporiseur 136-C

- **Puisard 134-F**

C'est un ballon enterré de capacité 6,35 m<sup>3</sup> permettant une récupération toutes les purges de la section MEA et d'effectuer la préparation de la solution à 15%.

Nous avons remarquées une grande quantité des huiles sur la surface du puisard qui provient de la pompe. Aussi, l'absence du filtre qui se trouve à la surface du puisard qui assure l'élimination de toutes les matières en suspension. Ces dernières conduisent vers l'absorbeur et contribuent l'apparition de problème de moussage (Figure IV.11).

Ainsi la perforation des tubes des échangeurs et l'arrosage à eau de mer au voisinage du puisard contaminent la solution de MEA par des chlorures, ces dernières provoquent le moussage.



**Figure IV.11** : Photo du puisard 134-F.

- **Circuit de l'eau de lavage**

En tête de la colonne d'absorption (131-E), le gaz débarrassé de son  $\text{CO}_2$ , traverse quatre plateaux de lavage qui ont pour but de retenir la MEA entraînée. Ce lavage s'effectue par une circulation d'eau de chaudière par les pompes (136 J/JA). Ce circuit ne fonction pas actuellement puisque le GN sortant de l'absorbeur est remplis d'eau qui génère des problèmes dans la section de déshydratation de part, et l'arrêt de ce circuit provoque le problème de perte de MEA d'autre part.

## Conclusion générale

Le travail réalisé durant notre stage, nous a permis d'étudier la section de décarbonatation. Cette étude consiste à suivre le phénomène de moussage au niveau du laboratoire. Ce genre de problème se déclare souvent dans les colonnes d'absorption de complexes GL2/Z, lorsque les mousses produites deviennent trop stables ou trop volumineuses.

Nous avons étudié les principaux facteurs qui favorisent l'apparition de moussage de solution de MEA, on a trouvé que :

- ❖ la réaction de MEA avec le gaz est favorable à une température de 38°C. L'élévation de la température au-delà de 40°C diminue la tension superficielle de la solution MEA et favorise l'apparition de la mousse dans la solution d'amine à 15%.
- ❖ La présence des hydrocarbures lourds (gazoline) se forme de gouttelettes dans le GN favorisent aussi l'augmentation de la mousse à partir de volume de 3ml.
- ❖ L'excès de l'agent anti mousse SAG10 provoque la mousse de solution MEA puisque l'emploi des produits anti mousse ne résout pas le problème fondamental, il ne constitue qu'une manière provisoire de contrôler le problème jusqu'à la détermination et l'évolution de la cause du moussage. La meilleure concentration recommandée est de 50 ppm au niveau du laboratoire et une concentration de 15 ppm à l'échelle industrielle.
- ❖ Le dysfonctionnement de l'évaporisateur et la pompe anti mousse ainsi que la contamination de la solution MEA dans le puisard provoquent le moussage.
- ❖ Il existe d'autres paramètres qui provoquent le problème de moussage qui ne peuvent pas être identifiés qu'à l'échelle industrielle comme les chutes des plateaux, la variation brusque de débit de GN et le débit de la solution MEA.

## Recommandations

---

Afin de compléter cette étude et pour le bon fonctionnement de la section de décarbonatation en évitant en même temps le problème de moussage nous recommandons les points suivants:

- Il faut bien préparer la solution MEA à 15%.
- Faire le suivi d'analyse de la concentration de solution MEA à 15% avec un prélèvement après la préparation de solution MEA à 15% dans le puisard.
- Faire un tamis moléculaire comme un remplacement d'eau de lavage pour éviter les pertes de MEA.
- Éviter le nettoyage du système MEA par l'eau de mer spécialement à côté des pompes.
- Éviter l'arrosage à l'eau de mer au voisinage de puisards MEA.
- Faire une procédure de lessivage pour l'élimination des dépôts dans les conduites.
- 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 :
  - Sortie de régénérateur « MEA pauvre ».
  - Condenseur de tête.
- L'injection de SAG 10 dans l'échantillon à analyser sert à réduire le moussage et la meilleure concentration recommandée est de 50 ppm.
- Utilisation d'autres solvant avec une étude thermodynamique bien détaillé favorisant aussi la réalisation d'absorption de solvant/CO<sub>2</sub> et la vaporisation des hydrocarbures lourds présent dans le gaz naturel, et défavorisant la formation des mousses engendrées par l'augmentation de la température.
- Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti mousse et pour éviter l'excès d'injection.
- Mettre le vaporiseur en service continu.
- Lorsque le gaz d'alimentation contient des hydrocarbures lourds, la bonne pratique consiste à maintenir la température d'entrées de gaz d'alimentation dans l'absorbeur à environ 5°C au-dessus de la température des amines, ceci permet d'éviter ou au moins de minimiser la condensation des hydrocarbures lourds.

## Références bibliographiques

---

- [1] Manuel de service formation IAP, 2011.
- [2] Manuel de service formation GL2/Z « Soft (Procède De Liquéfaction Du Gaz Naturel) Process »,2010.
- [3] Manuel opératoire du complexe GL2Z, 1993.
- [4] Manuel opératoire de procédé « section traitement », volume I ,1981.
- [5]Manuel de service formation GL2/Z «Soft(Procède De Liquéfaction Du Gaz Naturel)Process »,1992.
- [6] Manuel opératoire GL2/Z, « Section fractionnement », Volume III, 1981.
- [7] Manuel opératoire du procédé de liquéfaction Complexe GL2 /Z. Mars 1979 p 2-174
- [8] Manuel de formation Industrie, « Décarbonatation du Gaz Naturel », UFR/ Gas Engineering & Refining.
- [9] <http://scientificsentence.net/chemistry/absorbeur.jpg>
- [10] The down chemical ,«company,thealkanoamines» HAND-BOOK.
- [11] Document soft formation ingénieur, bloc 11 module 02, 1992.
- [12]. Manuel d'information et de sensibilisation. Service prévention Complexe GL2/Z. Thèse Avril 2008.
- [13] Manuel opératoire et documents de laboratoire du complexe GL2/Z, 2011.
- [14] Manuel de laboratoire, Pullman Kellogg, « Direction gaz naturel liquéfié », Aout 1978.
- [15] Manuel de formation GL2/Z « Soft Traitement De Gaz » ,2010.
- [16] R.MAROUF, étude de problème de moussage dans la section de décarbonatation,thèse2010.

## Annexes A : Manuel opératoire du procédé GNL2

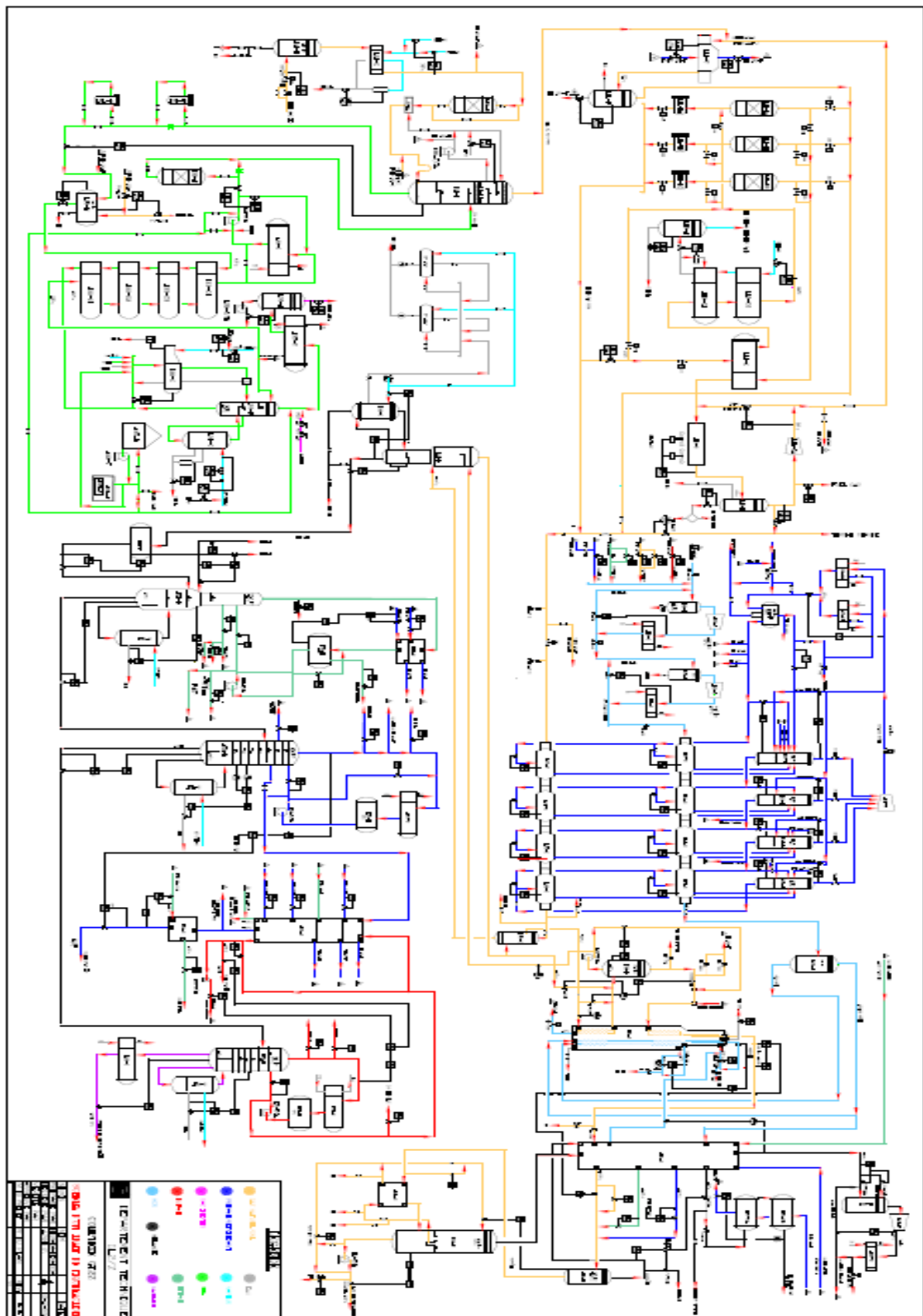


Figure 01 : Schéma simplifié d'un train de production[5].

## Annexes A : Manuel opératoire du procédé GNL2

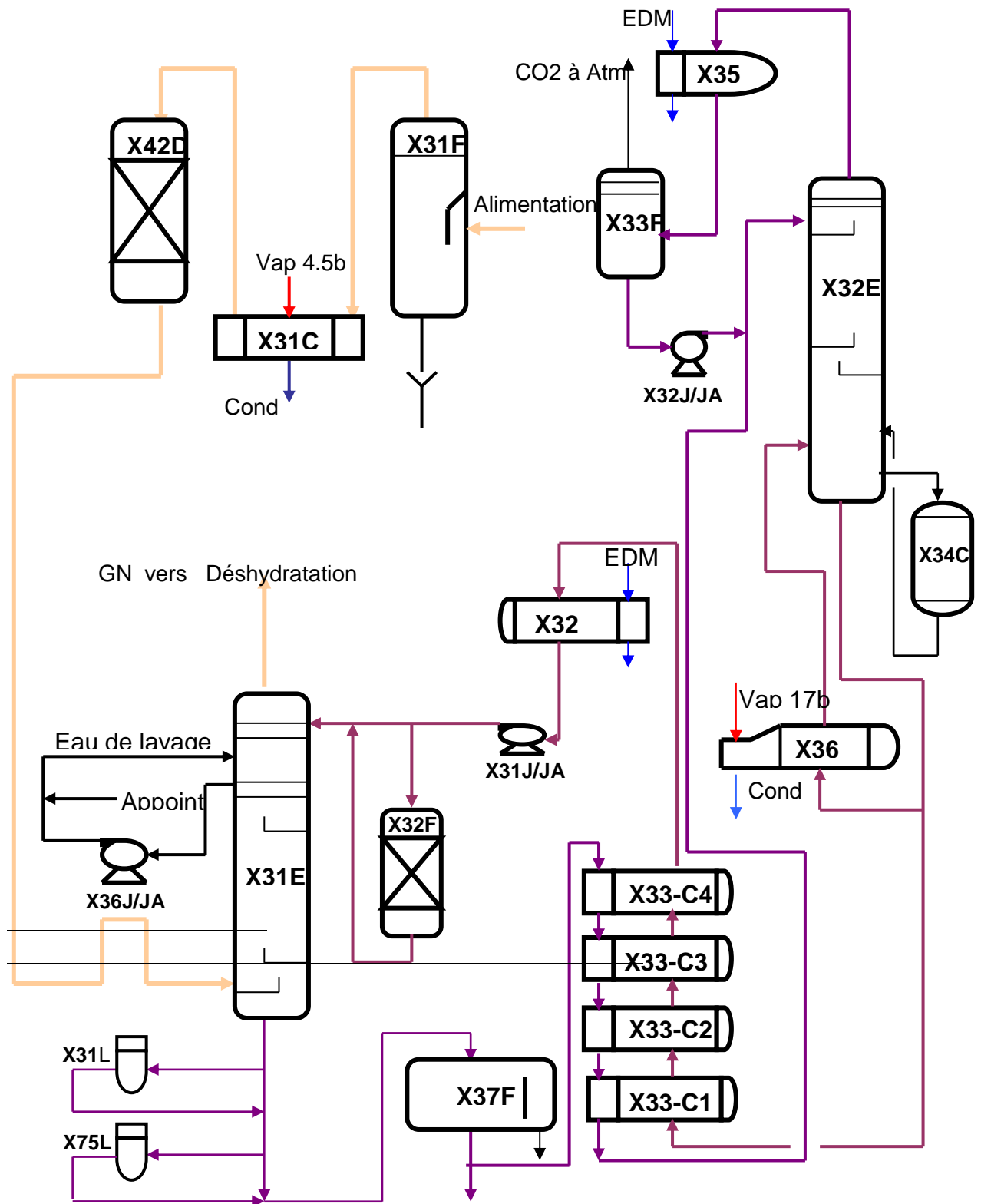


Figure 02 : Absorption CO<sub>2</sub> et Régénération MEA[5].

## Annexes A : Manuel opératoire du procédé GNL2

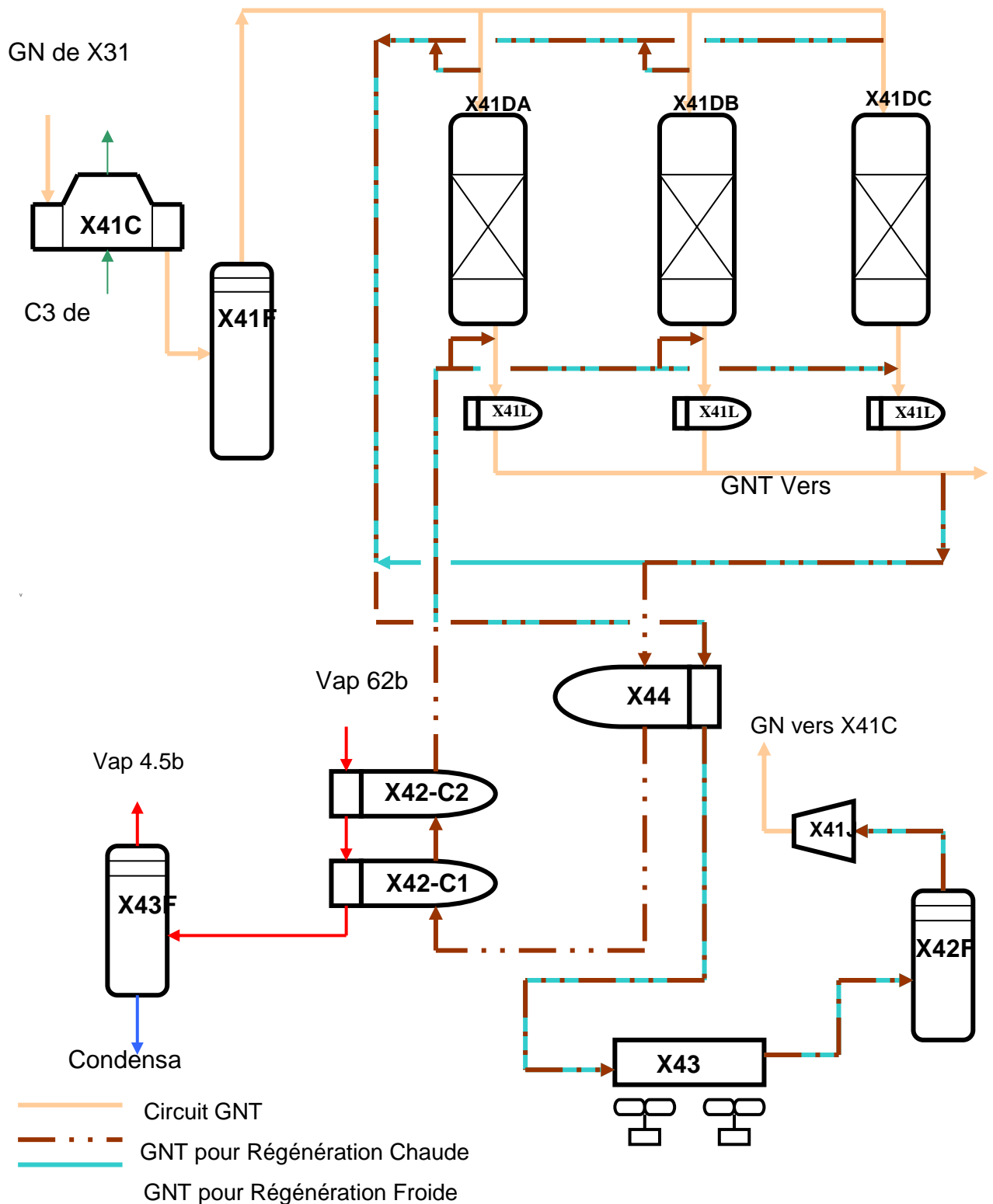


Figure 03 : Déshydratation [5].

## Annexes A : Manuel opératoire du procédé GNL2

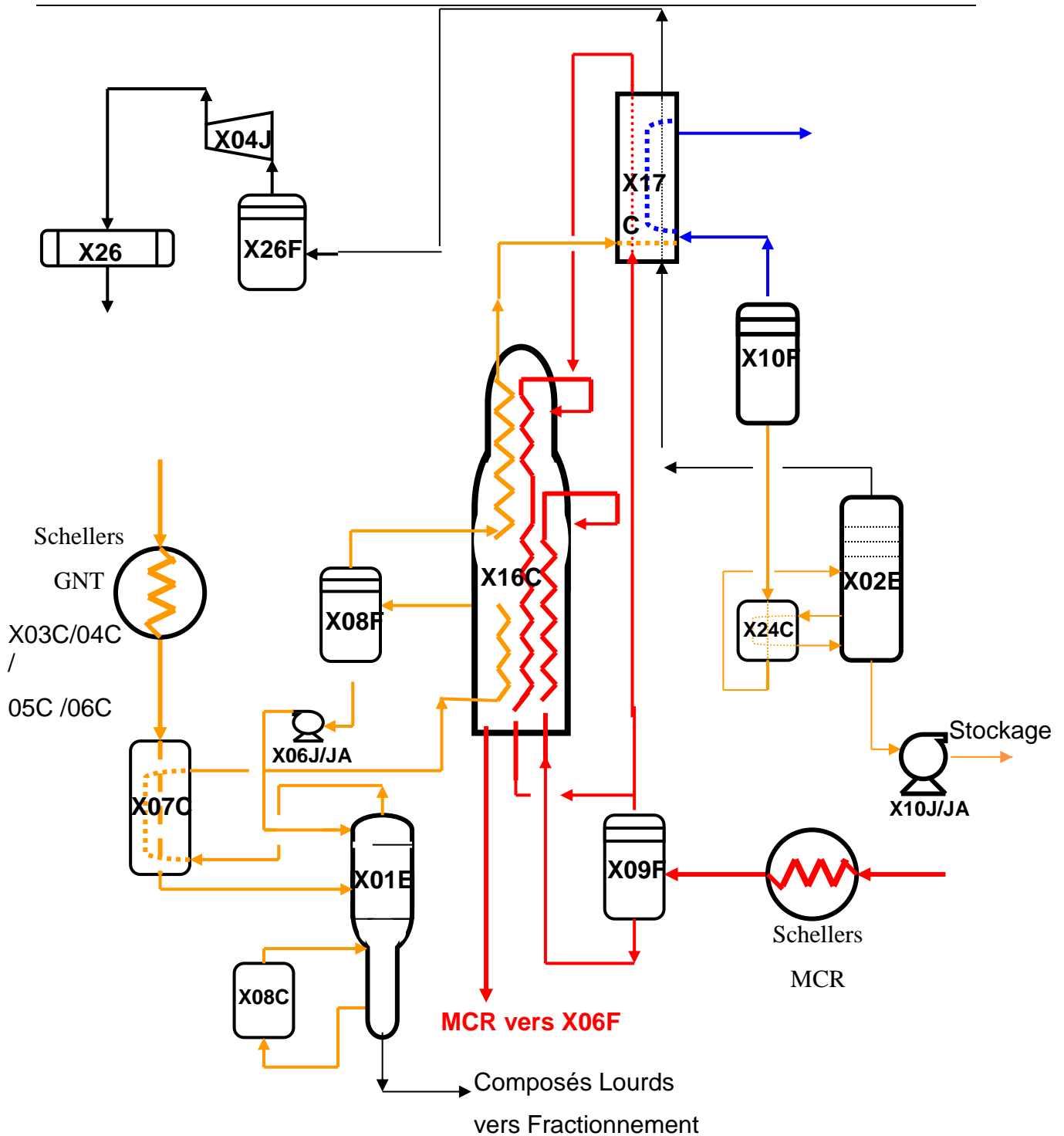


Figure 04 : Séparation & liquéfaction [5].

## Annexes A : Manuel opératoire du procédé GNL2

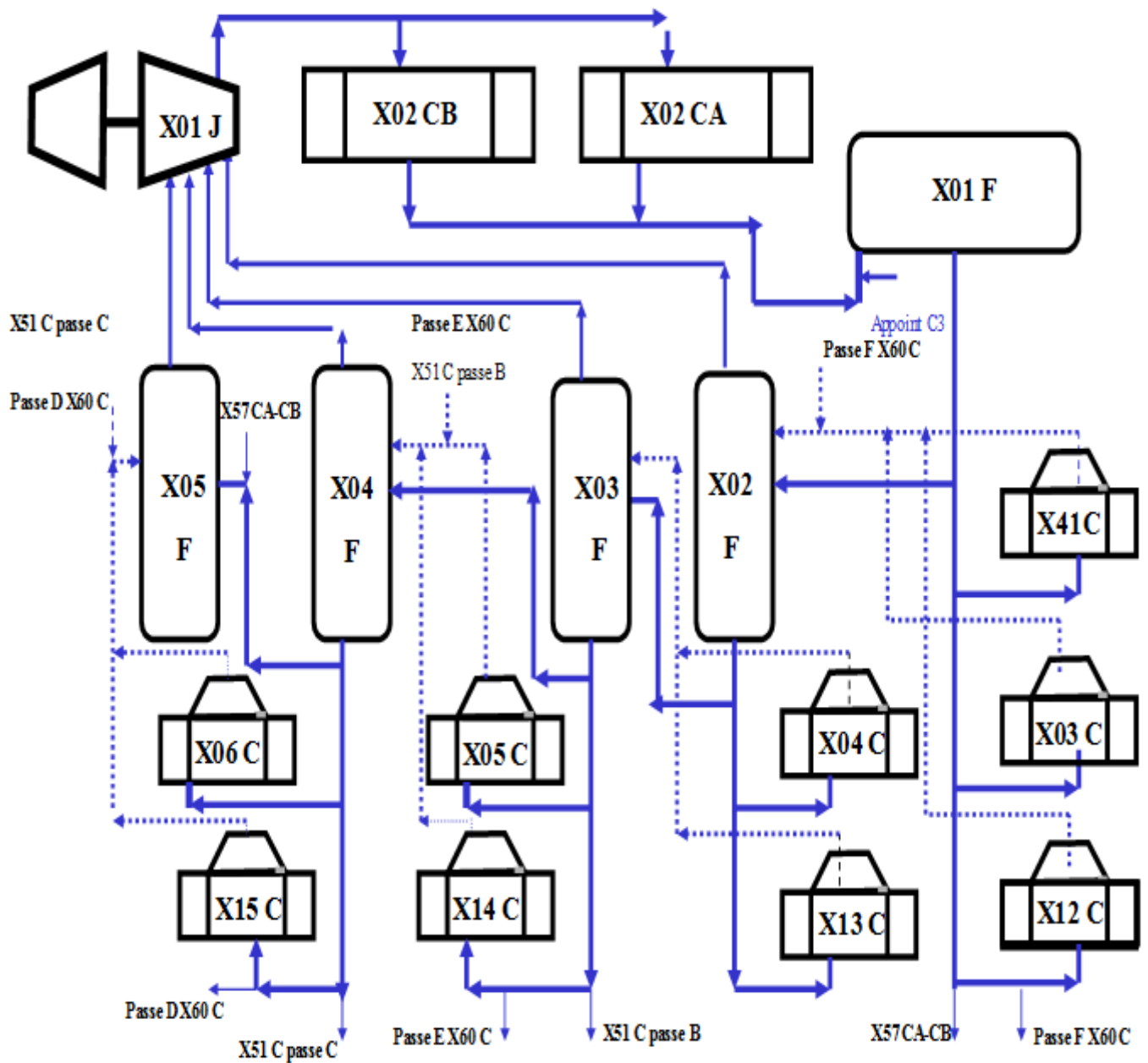


Figure 05 : Boucle propane [5].

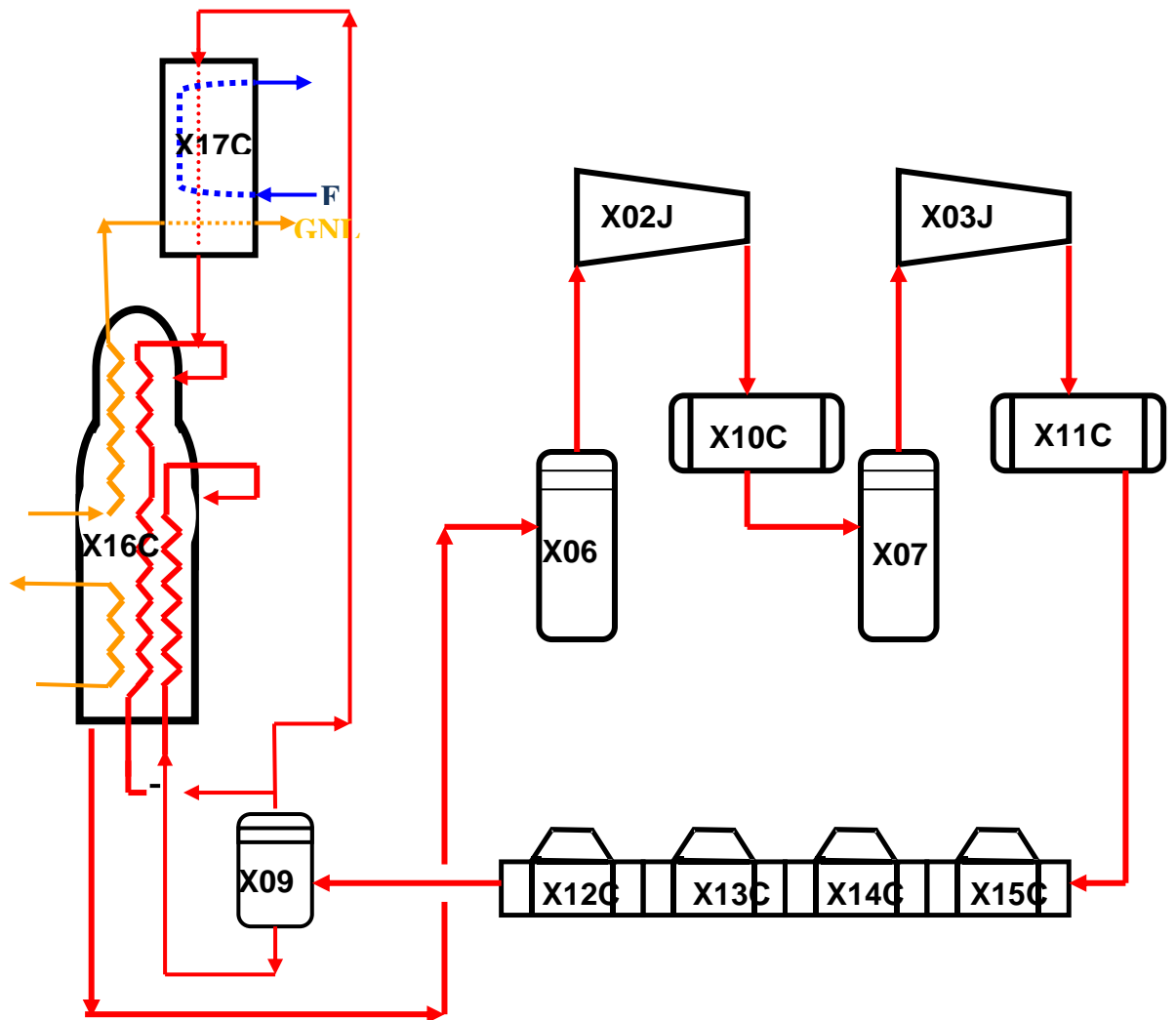


Figure 06: Boucle MCR [5].

## Annexes A : Manuel opératoire du procédé GNL2

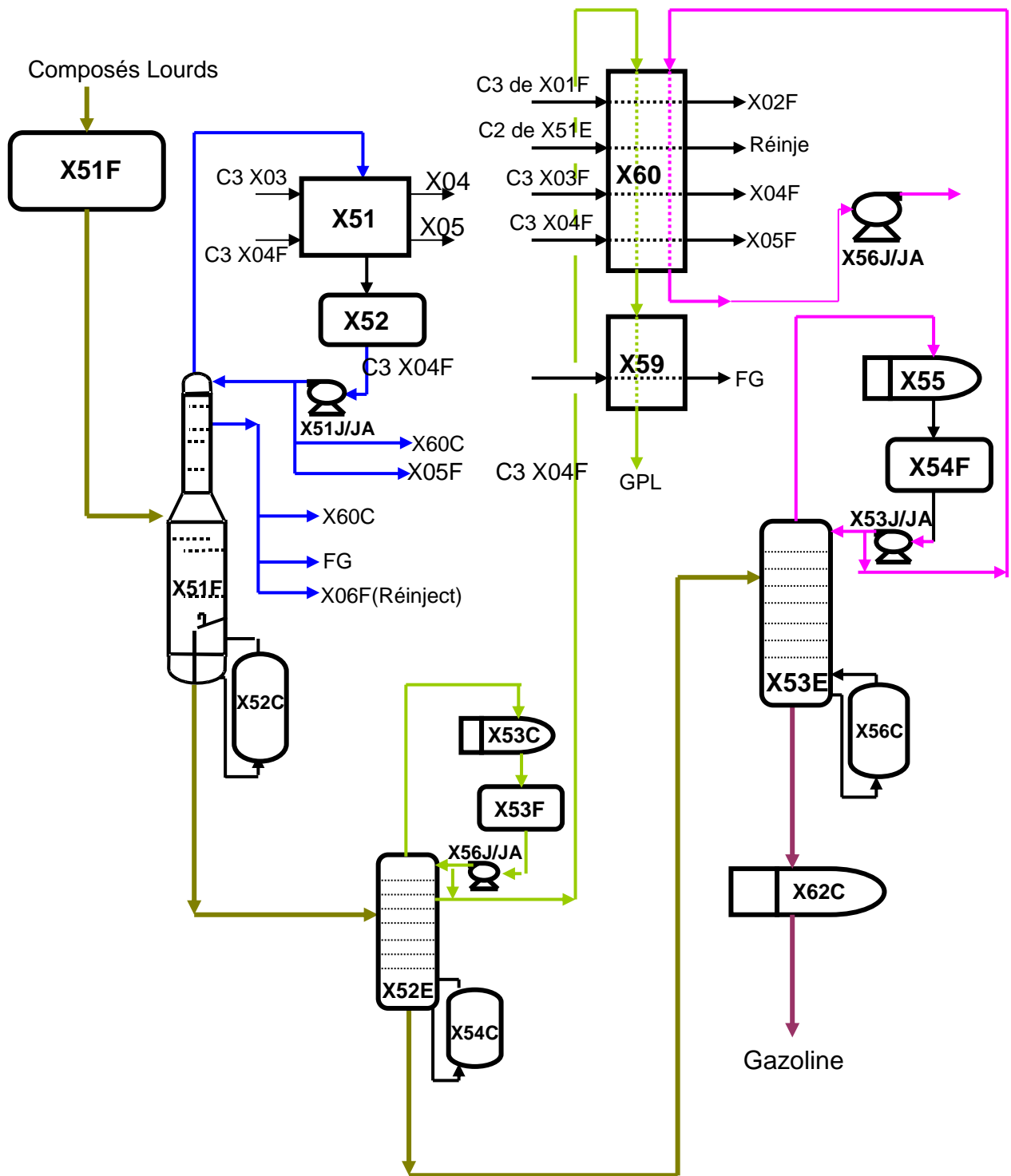


Figure.07 : Fractionnement [5].

## Annexes B : Tableaux

**Tableau .01** : l'absorbeur (131-E) [15]

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

**Tableau .02** : réchauffeur GN travaillant avec de la vapeur 4.5 bars (131-C) [15]

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

**Tableau .03** : Pompe d'eau de lavage (136J/JA) [15]

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

## Annexes B : Tableaux

---

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

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

**Tableau .05 : Régénérateur (132-E) [15]**

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

**Tableau .06 : Rebouilleur (134-C) [15]**

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

## Annexes B : Tableaux

---

**Tableau .07 :** Ballon de reflux du régénérateur de CO<sub>2</sub> (133-F).[15]

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

**Tableau .08 :** Echangeurs solvant riche /pauvre (133-C).[15]

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

**Tableau .09 :** Refroidisseur (132-C).[15]

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

## Annexes B : Tableaux

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

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

**Tableau .11 :** Condenseur de tête de CO<sub>2</sub> (135-C) [15]

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

**Tableau .12 :** Filtre de mea riche (131-L) [15]

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

## Annexes B : Tableaux

---

**Tableau .13 :** Filtre de mea riche (175-L) [15]

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

## Annexes B : Tableaux

**Tableau .14 : Spécifications techniques MEA.[15]**

item	Désignation	Exigences Du Complexe
1	Produit	Monoethanolamine
2	Pays et fabricant d'origine	//
3	Formule chimique	NH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> OH
4	Applications	Absorption des gaz acides dans le gaz Naturel
5	Etat physique (Physical state)	Liquide
6	Couleur (colour)	Incolore
7	Masse molaire, g/mol	61,08 à 61,1
8	masse volumique à 20°C, g/cm <sup>3</sup> (density)	1,015 à 1,020
9	Pureté, [wt %]	Supérieur à 99,7
10	Impureté	Négligeable
11	Teneur en eau [wt %](water)	0,3% max.
12	Point d'ébullition à 760mmHg, °C (boiling point)	170 à 171 °C
13	Point de congélation, °C	10 à 10,5 °C
14	limite inférieure d'explosivité,%(V)	3,4 (88,3°C)
15	limite supérieure d'explosivité,%(V)	27,0(133,8°C)
16	Tension de vapeur à 20°C, mmHg (vapour pressure)	0.5 mbar à 20°C:4,1mbar à 50°C
17	Pt d'éclair, °C (flash point)	92 à 93 coupelle ouverte selon ASTM D92
18	Viscosité en cps à 20°C (viscosity at 20°C)	24,1
19	Viscosité en cps à 25°C (viscosity at 25°C)	19,35
20	Viscosité en cps à 60°C (viscosity at 60°C)	5,5
21	Indice de réfraction Nd à 25°C	1,4522
22	Solubilité dans l'eau, % (Solubility in water )	Complète
23	Volatilité en pourcentage par volume	Nulle
24	PH de solution aqueuse (15%) à 25°C	12,3
26	Taux d'évaporation (Butyl Acétate=1)	0,1
27	température d'auto inflammation (ignition température)	410°C DIN 51794
28	Documentations à fournir	Certificat de conformité, fiche technique du produit et FDS
29	Les propriétés et spécifications techniques du produit.	Composition Physico-chimique conforme à l'utilisation
31	La sécurité (manipulation du produit et fiche toxicologique)	Dernière version selon réglementation
32	Les certificats de conformité des produits	
33	Les modes opératoires des méthodes d'analyses des paramètres physico-chimiques	Les normes d'analyse utilisées (dernières versions)
34	Conditionnement	Fûts de 210kg

35	Délai de péremption	Minimum 18 mois à partir de la réception sur site
36	Durée de conservation	2 ans
37	Déviations par rapport au cahier des charges	Satisfaire aux exigences du cahier des Charges
38	Délai de livraison	03 mois maximum
39	Garanties d'utilisation du produit	garantie du produit pour une période de 12 mois à partir de la réception sur site
40	Références du soumissionnaire	Liste des clients utilisant le produit
41	Origine du produit Nom du fabricant	A préciser

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

item	Désignation	Exigences Du Complexe
1	Produit	Anti-mousse (SILICONE ANTI FOAM EMULSION)
2	Les propriétés et spécifications techniques du produit.	Composition Physico-chimique conforme à l'utilisation
3	Applications	L'empêchement et la suppression de la mousse dans la section de lavage à l'amine MEA (une colonne d'absorption chargée d'éliminer du CO <sub>2</sub> du gaz naturel et une colonne de régénération pour éliminer par vaporisation les produits légers venant de la réaction de MonoEthanolAmine (MEA) avec le CO <sub>2</sub> )
4	Etat physique	Liquide
5	Couleur	Blanche
6	Masse volumique à 25°C, g/cm <sup>3</sup> (densité)	1
7	Viscosité à 25°C	2000 Cps
8	Matière active	10% de silicone solide
9	Point de flash	aucun
10	PH à 25°C	7,5
11	L'homogénéité	Stable
12	Stabilité thermique	Stable
13	Emulsifiant	Non ionique