



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



N° d'ordre : M2...../GC-IP/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie Chimique / Génie pétrochimique

Thème

**Diagnostic de la section décarbonatation du complexe GNL2/Z
Identification, localisation des problèmes et solutions envisagées.**

Présenté par

1- BENMAHAMED Soufyane.

2- BENHAMDI Ghania.

Soutenu le 30/06/2020 devant le jury composé de :

Président :	Mme DRIOUCH Aouatef	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Mr TERMOUL Mourad	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Mr HAMMOUDI Habib	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2019/2020

REMERCIEMENTS

Tout d'abord nous remercions ALLAH Taala, le tout puissant qui nous a porté le courage, la force et la patience au cours de toutes nos vies et qui nous a dirigés dans le bon sens en éclairant nos cheminements dans les nuits les plus obscures.

Nos remerciements vont également à notre encadrant M^r HAMMOUDI Habib., de nous avoir encadrées et orientées dans ce modeste travail.

Nous tenons à remercier également les membres du jury M^{me} DRIOUCH Aouatef et M^r TERMOUL Mourad, 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.

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.

À tous les étudiants de la promotion Génie Chimique et Génie Pétrochimique.

Dédicace

Je dédie ce modeste travail

À ma grande mère et mon très cher père et ma très chère Mère, qui m'ont toujours encouragé pour que je réussisse dans mes études

À ceux qui ont veillé pour mon bien être

*À mes frères : **Azzedine, Farid et Mohamed***

*Et mes sœurs : **Fatiha et Nadia***

Pour leurs patiences et leurs confiances.

À toute ma famille, mes cousins et cousines

*À ma fiancée et ma binôme : **Ghania***

À mes amis

À toute personne liée aux familles

*« **Benmahamed** »,*

*et à tous ceux qui m'ont encouragé et cru en moi
durant ma vie,*

*Et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin
pour que ce projet soit possible, je vous dis Merci.*

Soufyane.

Dédicace

Je dédie ce modeste travail

*À mes grandes mères et mon très cher père et ma très
chère mère qui m'ont toujours encouragé pour que je
réussisse dans mes études*

À ceux qui ont veillé pour mon bien être

*À Mes frères : **Mehdi, Amine et Abdenor***

Pour leurs patiences et leurs confiances.

À toute ma famille, mes cousins et cousines

*À mon fiancé et mon binôme : **Soufyane***

À mes amies

À toute personne liée aux familles

*« **Benhamdi** » et « **Guessmia** »,*

*et à tous ceux qui m'ont encouragé et cru en moi
durant ma vie,*

*Et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin
pour que ce projet soit possible, je vous dis Merci.*

Ghania.

Sommaire

Remerciements.

Dédicaces.

Liste des figures.

Liste des tableaux.

Résumé.

Introduction générale.....1

Partie théorique

Chapitre I : Présentation du complexe GNL2/Z.

I.1. Définition du gaz naturel.....	3
I.2. Historique du Complexe.....	3
I.2.1. Situation géographique.....	3
I.3. Fonction de l'usine GL2/Z.....	4
I.3.1. Zone Utilités.....	4
I.3.2. Zone process.....	5
a. Traitements.....	5
b. La liquéfaction.....	5
c. Fractionnement.....	5
I.3.3. Zone de stockage et chargement.....	6

Chapitre II : Procédé de liquéfaction du gaz naturel.

Introduction.....	7
II.1. Description du procédé de liquéfaction.....	7
II.1.1. Traitement du gaz.....	7
• Démercurisation.....	8
• Décarbonatation.....	8
• Déshydratation.....	8
a) Pré-refroidissement du GN au propane.....	8
b) Adsorption de l'eau.....	9
✓ Régénération des sécheurs.....	9
II.1.2. Séparation.....	9
II.1.3. La liquéfaction.....	10
II.1.4. Fractionnement.....	10
a) Séparation de l'Éthane.....	11
b) Séparation du propane.....	11

Sommaire

c) Séparation du butane et gazoline.....	11
II.2. Section de compression.....	11
• Boucle de propane.....	11
• Boucle MCR.....	11
Chapitre III : Description de la section de décarbonation.	
Introduction.....	12
III.1. Description du système « MEA-CO ₂ ».....	12
III.1.1. Élimination de gaz carbonique.....	12
III.1.2. Régénération de la solution MEA.....	13
➤ Le rebouilleur du régénérateur.....	13
III.1.3. Filtration d'amine.....	14
➤ Filtration de la solution Mea pauvre.....	14
➤ Filtration de la solution MEA riche.....	14
III.1.4. Vaporiseur de la solution MEA « X36-C ».....	14
III.2. Bac de stockage de MEA « X35-F ».....	15
III.3. Système d'injection anti mousse.....	17
III.4. Choix de l'absorbant (la solution MEA).....	17
III.4.1. Propriétés physico-chimiques de la MEA.....	18
III.4.2. Mécanisme d'interaction entre le CO ₂ et la MEA.....	18
Chapitre IV : Problèmes rencontrés au niveau d'une section de décarbonation.	
Introduction.....	19
IV.1. Problème de dégradation de la MEA.....	19
IV.1.1. Dégradation thermique.....	19
IV.1.2. Dégradation par formation de produits non régénérables.....	20
a) Réaction avec l'oxygène.....	20
b) Réaction avec le dioxyde de carbone.....	20
IV.2. Problème de corrosion.....	21
IV.2.1. Corrosion par gaz acides.....	21
IV.2.2. Corrosion par des amines.....	22
IV.3. Problème de moussage.....	22
IV.3.1. Le moussage.....	22
IV.3.2. Facteurs favorisant le moussage.....	23

Sommaire

a. Les hydrocarbures liquides dans le gaz.....	23
b. Les produits de dégradation de MEA.....	23
c. L'excès d'agent anti mousse.....	24
IV.4. Problème de contamination.....	24
IV.5. Pertes de la solution de MEA.....	24
➤ Pertes par entraînement.....	24
➤ Pertes par dégradation.....	24
➤ Pertes par évaporation.....	25
Partie expérimentale.	
Chapitre V : Analyse du problème.	
Introduction.....	26
V.1. Identification et localisation des problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation du train 300.....	27
Dysfonctionnement de quelques équipements.....	27
➤ Le vaporisateur.....	27
➤ La pompe doseuse.....	27
➤ Système de lavage à l'eau.....	28
➤ La contamination de la solution MEA.....	28
➤ Absence du filtre.....	29
Conclusion.....	29
V.2. Partie analyse.....	30
Introduction.....	30
V.2.1. Analyses de la consommation de la MEA.....	30
V.2.2. Paramètres de fonctionnement des différents équipements de la section.....	32
V.2.3. Analyses de la solution MEA.....	33
V.4. Contamination de la MEA par les chlorures.....	38
V.5. Problème de moussage.....	38
Conclusion générale.....	40
Recommandations.....	41
Annexes.	
Bibliographie.	

Liste des figures

Partie théorique.

Figure I.01: Schéma général du complexe GL₂/Z.

Figure I.02: Photo de la zone d'utilité.

Figure I.03: Zone des procédés.

Figure I.04: Zone de stockage et de chargement de GNL.

Partie expérimentale.

Figure V.01 : Le vaporisateur

Figure V.02: La pompe doseuse d'anti-mousse.

Figure V.03: La contamination du puisard de MEA par l'huile.

Figure V.04: Absence du filtre dans le puisard.

Liste des tableaux

Partie expérimentale.

Tableau V.01. Consommation de la solution MEA.

Tableau V.02. Production du GNL.

Tableau V.03. Taux de consommation de la MEA.

Tableau V.04. Variation des paramètres de fonctionnement.

Tableau V.05. Analyses de la solution MEA.

Tableau V.06. Analyses de la solution MEA mesurée comparable avec la norme.

Tableau V.07. Analyses de taux de moussage dans la solution MEA.

Liste des abréviations

- **GN** : Gaz naturel
- **GNT** : Gaz naturel traité
- **GNL** : Gaz naturel liquéfié
- **CH₄** : Méthane
- **C₂H₆** : Éthane
- **C₃H₈** : Propane
- **C₄H₁₀** : Butane
- **C₅⁺** : Les hydrocarbures lourds (gazoline)
- **C₅H₁₂** : Pentane
- **C₆H₁₄** : Hexane
- **C₇H₁₆** : Heptane
- **C₈** : Octane
- **i-C₄** : iso-butane
- **n-C₄** : normal-butane
- **i-C₅** : iso-pentane
- **n-C₅** : normal-pentane
- **SO₂** : Dioxyde de soufre
- **He** : Helium
- **N₂** : Azote
- **Hg** : Mercure
- **X31E** : Absorbeur
- **X32E** : Régénérateur.
- **X33-C** : Échangeurs thermiques
- **X35-C** : Condenseur
- **X34-C** : Rebouilleur
- **X31-J/JA** : Pompe
- **LV** : Vanne de niveaux
- **TV** : Vanne de température
- **PV** : Vanne de pression
- **MCR** : Multi composant réfrigérant
- **JT** : Joule Thomson valve
- **X42-D** : Le ballon démercuriseur
- **X41-C** : Un échangeur à propane
- **X41-F** : Ballon séparation
- **X41-DA/DB/DC** : Les sécheurs à gaz

Liste des abréviations

- **X41-LA/LB/LC** : Les filtres
- **X03-C à X06-C** : Les 4 échangeurs au propane
- **X07-C** : Inter-échangeur
- **X01-E** : La tour de lavage
- **X08-F** : Reflux
- **X08-C** : Un rebouilleur
- **X16-C** : Le faisceau chaud
- **X06-J ou JA** : Les pompes
- **X17-C** : L'échangeur de gaz de rejet
- **X10-F** : Ballon flash
- **X02-E** : Déazoteur
- **PV 503** : Vanne de pression
- **FV512** : Vanne de débit
- **X04-J** : Compresseur de gaz combustible
- **X24-C** : Le rebouilleur
- **LV 506** : Vanne de niveau
- **TV 516** : Vanne de température
- **X10-J ou JA** : Les pompes GNL
- **X51-E** : Colonne de distillation (dé-éthaniseur)
- **X52-E** : Colonne de distillation (dépropaniseur)
- **X53-E** : Colonne de distillation (débutaniseur)
- **X62-C** : Échangeur à l'eau de mer
- **MEA** : Monoéthanolamine
- **DEA** : Diéthanolamine
- **TEA** : Triéthanolamine
- **COS** : Sulfure de carbone
- **CS₂** : Désulfure
- **H₂S** : Sulfure d'hydrogène
- **Cu** : Cuivre
- **Fe** : Fer
- **H₂CO₃** : Acide carbonique
- **SAG10** : Anti-mousse (silicone anti foam emulsion)
- **ppm** : Partie par million
- **P_{ext}** : Pression extérieure
- **P** : Pression intérieure dans la bulle

Résumé

Le complexe GL2/Z est une importante installation de liquéfaction de gaz naturel qui produit le GNL, du propane, du butane et de Gazoline. Le Gaz naturel doit subir au préalable un traitement dans une unité dite décarbonatation, pour éliminer de la composition initiale, les composants indésirables tels que le gaz carbonique (CO₂) qui provoque la formation de glace carbonique (température de solidification -78.5°C) dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation, ainsi le bouchage des équipements.

Pour cela, une solution chimique appelé Mono Éthanol Amine (MEA) à 15% en poids est introduite dans une colonne d'absorption pour absorber le gaz carbonique.

Notre travail a été réalisé au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel « GNL2/Z » et avait pour objectif de faire un diagnostic de la section décarbonatation du complexe GNL2 par identification, localisation des problèmes et donner les solutions et les recommandations envisagées.

Abstract

The GL2/Z complex is a major natural gas liquefaction facility that produces LNG, propane, butane and gasoline. The natural gas must first undergo treatment in a so-called decarbonation unit to remove undesirable components such as carbon dioxide (CO₂) from the initial composition, which causes the formation of dry ice (solidification temperature -78.5°C) in the cold end of the cryogenic sections of the facility, thus clogging the equipment.

For this purpose, a chemical solution called Mono Ethanol Amine (MEA) at 15% by weight is introduced into an absorption column to absorb the carbon dioxide.

Our work was carried out at the natural gas liquefaction complex "LNG2/Z" and aimed at making a diagnosis of the decarbonation section of the LNG2 complex by identifying and locating the problems and giving the solutions and recommendations envisaged.

Introduction générale

L'Algérie occupe la 9^{ème} place au classement de la production du gaz dans le monde et la 1^{ière} 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.

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

Le complexe GL2/Z est une importante installation de liquéfaction de gaz naturel qui produit le GNL, du propane, du butane et de Gazoline, elle présente un essor économique important pour l'Algérie. Le Gaz naturel qui alimente une unité de liquéfaction doit subir au préalable un traitement du gaz dans une unité dite décarbonatation, pour éliminer de la composition initiale, les composants indésirables tels que le gaz carbonique (CO₂) qui provoque la formation de glace carbonique (température de solidification -78.5°C) dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation, ainsi le bouchage des équipements.

Pour cela, une solution chimique appelé Mono Éthanol Amine (MEA) à 15% en poids est introduite dans une colonne d'absorption pour absorber le gaz carbonique.

Des études ont montré que cette mono-éthanol-amine est souvent contaminée, ce qui conduit à :

- Sa dégradation d'où son inaction dans l'absorption du CO₂.
- Des pertes de la solution de mono éthanol amine par entraînement durant le lavage à l'eau ou par évaporation.

Introduction générale

- Sa contamination par différentes ressources sortant par les chlorures de l'eau de mer due aux fuites : dans les tubes des échangeurs à eau de mer (après leur corrosion).

Notre travail a été réalisé au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel « GNL2/Z » et avait pour objectif de faire le suivi de fonctionnement de l'unité de décarbonatation.

Ce travail est divisé en trois parties :

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

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

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

I.1. Définition du gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane (CH₄) en grande proportion ainsi que d'autres 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 est tout à fait analogue à la genèse du pétrole (qui est un mélange d'hydrocarbures lourds) 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. (Voir Annexe B tableau.14)

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°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.2. Historique du Complexe [1]

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. C'est ainsi que :

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

I.2.1. Situation géographique [1]

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 hectares, son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau distillée est la lutte anti- incendie.

I.3. 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.

L'usine est composée de trois zones :

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

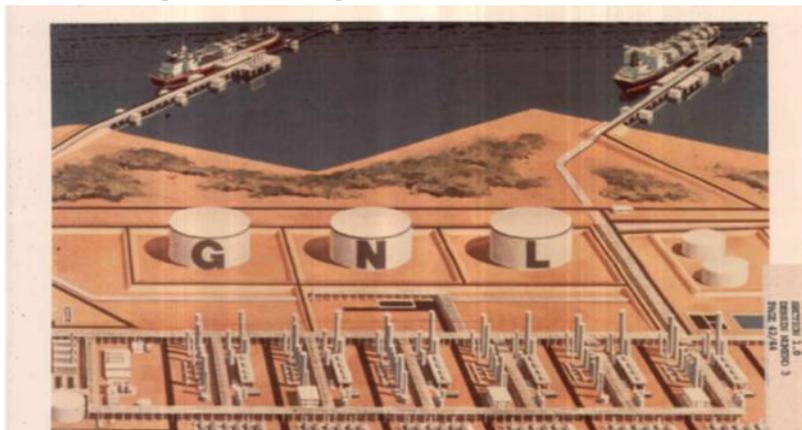


Figure I.01: Schéma général du complexe GL2/Z. [2]

I.3.1. 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. Elle consiste principalement à la production et la fourniture de ce qui suit : Énergie électrique, la vapeur, l'eau dessalée, l'air, l'eau de refroidissement.



Figure I.02: Photo de la zone d'utilité. [3]

I.3.2. Zone process :

La zone de procédé est constituée de six trains identiques fonctionnant en parallèle. Ils sont alimentés de GN qui provient de Hassi-R'mel à une pression de 46 bars et à des températures ambiantes (voir annexe A figure.01).

Le GN contient des hydrocarbures lourds et légers ainsi que des huiles, de l'eau, du gaz carboniques (CO_2) de l'azote, de l'hélium (He) et de mercure (Hg).

Chaque train est composé de sections suivantes :

a. Traitements :

- Démercurisation.
- Décarbonatation.
- Déshydratation.

b. La liquéfaction :

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

c. Fractionnement.



Figure I.03: Zone des procédés. [3]

I.3.3. Zone de stockage et chargement

Le GNL est stocké à -162°C dans 3 bacs d'une capacité unitaire de 100 000 m³ chacun. Le chargement du produit est assuré au niveau de 2 quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 40 000 à 145 000 m³ GNL. Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux (02) bacs de 14.500 m³ chacun.

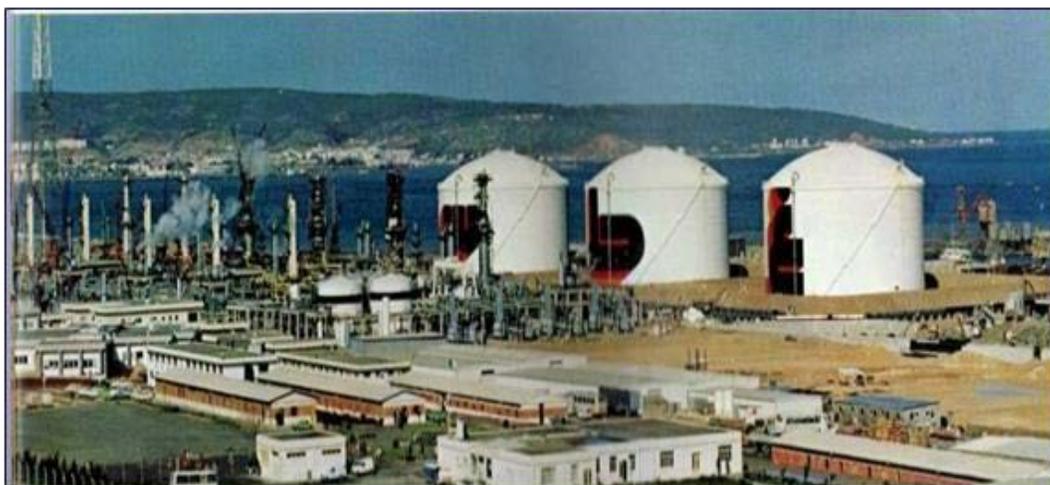


Figure I.04: Zone de stockage et de chargement de GNL. [3]

Introduction

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

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

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

Le traitement du gaz naturel représente un enjeu technique et économique important. En fonction du gisement, le gaz naturel peut contenir des quantités très variables de gaz acides (CO₂, H₂S) et autres contaminants (eau, mercaptans...) qu'il est indispensable d'éliminer

Plusieurs techniques de séparation de ces gaz acides sont utilisées dans l'industrie. L'une des principales est la captation par absorption dans une phase liquide. Trois grandes familles de procédés peuvent être recensées : l'absorption, l'adsorption et distillation.

II.1. Description du procédé de liquéfaction [4]

Le gaz naturel entrant dans chaque train avec un débit de 3320 000 Nm³/h, il 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, provoquant l'obstruction de la tuyauterie et de l'équipement froid. C'est pourquoi ces composants condensables sont d'abord éliminés dans une série d'unités de traitement avant que le gaz naturel puisse être liquéfié (voir annexe A figure.02).

II.1.1. Traitement du gaz [5]

Le GN doit être conditionné avant sa liquéfaction aux températures cryogéniques, ce conditionnement comprend l'élimination des contaminants tels que le mercure, le gaz carbonique et la vapeur d'eau assuré par le démercuriseur, la section décarbonatation et la déshydratation.

➤ 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, réalisée par adsorption moléculaire. Un lit de tamis moléculaire recouvert de sulfate de cuivre (CuSO_4) est contenu dans le ballon démercuriseur (X42-D). Le gaz traverse le lit, de haut en bas, dans lequel s'effectue la réaction entre le mercure et soufre déposé sur des billes céramiques. Le gaz naturel traité (GNT) sort de cette section avec une teneur de mercure inférieure à 7 Nano gramme par Nano mètre cube.

➤ Décarbonatation

Le principe d'élimination du gaz carbonique est mis en œuvre par un procédé d'absorption à haute pression 42 bars et basse température 38°C. L'absorption du gaz carbonique se fait à contre-courant par une solution aqueuse de mono éthanol amine (MEA) diluée à 15%. Le gaz naturel débarrassé du CO_2 quitte la tête de l'absorbeur pour être envoyé dans la section de déshydratation.

La solution riche en CO_2 quitte le fond de l'absorbeur pour la régénération dans une colonne à basse pression et à haute température. (Cette section sera détaillée dans le chapitre III).

➤ Déshydratation

À la sortie de l'absorbeur, le gaz d'alimentation est humide, surtout par le fait qu'il a absorbé de l'eau de la solution MEA. La phase suivante du traitement du gaz d'alimentation est l'élimination de l'eau en vue d'en réduire la teneur à moins de 0,5 ppm. Cette opération est effectuée dans un jeu de 3 sécheurs à tamis moléculaire. 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.07)

a) Pré-refroidissement du GN au propane

Le gaz d'alimentation sortant de l'absorbeur à 38 °C est d'abord refroidie à 21°C, pour ce faire, il entre dans un échangeur à propane (X41-C) et en sort à une température d'environ 21°C pour condenser le maximum d'humidité et éviter la formation d'hydrates dont la présence perturberait les sections suivantes dans le procédé. Il entre ensuite dans un ballon séparateur (X41-F) où l'eau partiellement condensée est séparée puis évacuée par le fond du ballon.

b) Adsorption de l'eau

Le GN entre par le haut dans les sècheurs à gaz (X41-DA/DB/DC) (deux en service et le troisième étant en régénération) et descend le long de ces sècheurs à travers des lits d'alumine et des tamis moléculaires superposés qui fixent les molécules d'eau par adsorption ; à la sortie, le GN passe dans un filtre (X41-LA/LB/LC) (un filtre par sécheur) pour retenir les poussières entraînées et passe vers la section suivante du processus de liquéfaction.

✓ Régénération des sècheurs

À tour de rôle et après un temps de service de 16 heures, chaque sécheur subit une régénération pour éliminer l'eau par désorption suivant un cycle de 08 heures. Ce cycle comprend trois phases : Régénération chaude, régénération froide et attente.

II.1.2. Séparation [4]

Le GN venant de la section déshydratation est refroidi par paliers successifs à environ -31°C au travers de quatre (04) échangeurs au propane (X03-C à X06-C) (voir annexe Afigure.07) ; par passage dans l'inter-échangeur (X07-C) à contre-courant, le GN est partiellement condensé par les vapeurs froides de la tête de la tour de lavage (X01-E).

Ce courant à deux phases alimente la colonne(X01-E) (15 plateaux à clapet) au niveau du 10^{ème} plateau. Sous l'action d'un courant de reflux (X08-F) et d'un rebouilleur (X08-C), les hydrocarbures lourds tels que le C2, C3 et C4... seront en grande partie condensés et séparés du C1. Ces produits lourds sont recueillis au fond de la colonne (X01-E) et seront acheminés vers le fractionnement.

Les vapeurs de tête telles que l'Azote, l'hélium et le Méthane céderont une partie de leurs frigories au GN en traversant l'inter-échangeur (X07-C) et se dirigeront vers le faisceau chaud du (X16-C) (condenseur de tête de (X01-E)). Par échange thermique avec le MCR, elles seront refroidies et partiellement condensées.

La partie liquide est recueillie dans le ballon de reflux (X08-F), puis envoyée comme reflux à la colonne (X01-E) par les pompes (X06-J ou JA). Les vapeurs de tête du (X08-F) seront acheminées vers les faisceaux central et froid où elles seront refroidies et condensées par le MCR (voir annexe Afigure.07).

II.1.3. La liquéfaction [4]

Le gaz naturel riche en constituants légers provenant du ballon de reflux (X08-F) se dirige vers le faisceau central (X16-C) en traversant le faisceau froid où il sera condensé par le MCR liquide issue de la détente à travers la JT froide.

Le GNL liquéfié sort en tête du (X16-C) et se dirige vers l'échangeur de gaz de rejet (X17-C), dans cet échangeur à plaques, le GNL sera refroidi tout en chauffant les vapeurs de tête du déazoteur (X02-E) et du ballon flash (X10-F). À 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 X17-C par les vapeurs de tête du (X10-F) et (X02-E) et leur débit est régulé par les (PV 503) et la (FV512). Ce mélange pénètre dans le (X10-F) où suite à un flash les vapeurs seront séparées du Liquide. Les vapeurs du (X10-F) et (X02-E) seront donc réchauffées dans le (X17-C) tout en refroidissant les réinjection C2, C3 et le GNL.

Les vapeurs de tête du (X02-E) sont acheminées vers le (X04-J), tandis que celles du (X10-F) seront dirigées vers Hélios pour produire de l'hélium liquide et de l'azote vapeur ou vers les réchauffeurs pour servir de combustible pour les chaudières (marche perturbée).

Le GNL liquide sortant du fond du X10F sera sous refroidi dans le rebouilleur (X24-C) par le GNL a -162°C du fond de (X02-E), puis sera détendu à travers la (LV 506) avant d'alimenter le déazoteur (X02-E). Une ligne de by-pass avec la (TV 516) a été prévue autour du (X24-C) pour réguler la température. Dans (le X02-E), le courant liquide de GNL descendant sera en contact avec les vapeurs montantes pour séparer l'azote du GNL afin de contrôler les spécifications et le pouvoir calorifique.

Le GNL du fond (X02-E) sera acheminé par les pompes GNL (X10-J ou JA) vers les bacs de stockage (voir annexe Afigure.07).

II.1.4. Fractionnement [6]

Au niveau de cette section, la charge lourde issue de la tour de lavage sera traitée dans trois colonnes de distillation pour en extraire successivement l'éthane, le propane, le butane et la gazoline (voir annexe A figure .10).

a) Séparation de l'Éthane

Cette séparation s'effectue dans une colonne de distillation (X51-E) (Dé-éthaniseur) fonctionnant à 29.9 bars et une température de 105°C en fond de colonne. Il permet d'extraire l'éthane en haut de la colonne pour être réinjecter 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 dépropaniseur.

b) Séparation du propane

Cette séparation s'effectue dans une colonne de distillation (X52-E) (Dépropaniseur) fonctionnant à 18 bars et une température de 122 °C en fond de colonne. 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.

c) Séparation du butane et gazoline

Cette séparation s'effectue aussi dans une colonne de distillation (X53-E) (Débutaniseur) fonctionnant à 4.9 bars et une température de 114°C en fond de colonne. Le produit de tête de colonne est du butane, il est envoyé vers GP1/Z pour être commercialisé ou réinjecté dans le GNL. Le soutirage de fond de colonne, constituant la gazoline, sera refroidi dans un échangeur (X62-C) à eau de mer, et dirigé vers le stockage pour y être commercialisé.

II.2. Section de 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.09)

• 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.11)

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 (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 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.

III.1. Description du système « MEA-CO₂ »**III.1.1 Élimination de gaz carbonique :**

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

Le gaz naturel sortant en tête de ballon « X31-F », pénètre ensuite dans un démercuriseur « X42D » pour se débarrasser de mercure, après qu'il est chauffé à 38°C dans un pré-chauffeur

"X31C" par de vapeur à 4.5 bars effectif.

Le gaz préchauffé pénètre dans la colonne d'absorption du CO₂ « X31-E » par le bas où la circulation se fait à contre-courant avec la solution de MEA pauvre. Puis le gaz naturel se dirige vers la section de déshydratation.

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

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 (voir annexe A figure.04 et 05).

III.1.2. Régénération de la solution MEA :

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

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

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

La solution de MEA pauvre régénérée est tout d'abord refroidie à 60°C par échange thermique avec la solution de MEA riche puis elle est refroidie ensuite dans le refroidisseur « X32C » jusqu'à une température de 38°C par l'eau de mer avant d'être dirigée vers le sommet de l'absorbeur de gaz carbonique (voir annexe A figure.06).

➤ Le rebouilleur du régénérateur

La chaleur nécessaire au régénérateur est fournie par le rebouilleur « X34-C ». La solution s'écoule par gravité à partir du 25^{ème} plateau du régénérateur à travers les tubes du rebouilleur. La

vapeur 4,5bars nécessaire au rebouilleur est désurchauffée par de l'eau d'alimentation des chaudières. Le débit de vapeur est contrôlé par « FIC-los ». 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.

III.1.3. Filtration d'amine :

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

➤ Filtration de la solution Mea pauvre :

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

➤ Filtration de la solution MEA riche :

La solution de MEA riche provenant du bas de l'absorbeur pénètre par le fond du filtre à cartouche « X31-L », puis passe ensuite dans le deuxième filtre à cartouche pour améliorer la filtration de la solution. Le débit prévu est égal à 10 % de celui de la solution riche quittant le fond de l'absorbeur.

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

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

III.1.4. Vaporiseur de la solution MEA « X36-C » :

Le vaporisateur de MEA « X36-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.

À mesure que la solution bouille, la concentration en MEA augmente jusqu'à ce que la vaporisation commence. Cette vapeur entre dans le régénérateur au-dessous du 25^{ème} plateau. Avant leur entrée dans le régénérateur, les vapeurs traversent un séparateur qui recueille tout liquide entraîné, lequel est envoyé dans le vaporisateur avec le courant d'alimentation. Un équilibre est atteint lorsque la concentration en MEA de la phase vapeur est égale à celle de la solution entrant dans le vaporisateur. Cependant, étant donné que des impuretés à haut point d'ébullition s'accumulent dans le vaporisateur, la température de sortie de la vapeur a tendance à augmenter. Lorsqu'elle atteint environ 143°C, les impuretés accumulées doivent être enlevées. Ces impuretés peuvent être des solides très fins en suspension, des sels minéraux ou des produits de dégradation de l'amine. Le vaporisateur ne doit pas être utilisé au-dessus de 148°C car ceci pourrait entraîner la vaporisation des impuretés et donc leur retour dans la solution MEA en circulation.

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

III.2. Bac de stockage de MEA « X35-F » :

Chaque réservoir de stockage de MEA (3 au total) sert à alimenter deux unités de décarbonatation. Ces réservoirs sont situés dans les trains 1, 3 et 5. Chaque réservoir a une capacité de 128,5 m³.

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

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N₂) comportant une vanne de régulation de pression. Ces vannes doivent être réglées de manière à

assurer une faible pression positive dans les réservoirs pour empêcher l'entrée d'air. Des reniflards (événements) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression (PI-125) et de température (TI-I04) complètent les accessoires. Les réservoirs de stockage sont également utilisés en tant que capacités temporaires de MEA provenant de l'un ou l'autre des deux trains respectifs, lorsqu'il faut purger le système de MEA par pompage à des fins d'entretien.

Le puisard de MEA « X34-F » et la pompe du puisard « X35-J » sont utilisés pour le bac de stockage de MEA. Le puisard reçoit les fuites et les purges de MEA du système. Il sert également à mélanger la solution aqueuse de MEA pour la charge initiale, et fournit l'appoint normal à l'unité de traitement par MEA.

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

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, du condensat est ajouté en quantité suffisante pour former une solution à 15%. Il est possible de faire circuler le contenu du réservoir pour assurer un mélange convenable jusqu'à ce que les 15% soient atteints, après quoi la solution peut être transférée dans le réservoir de stockage « X35-F » pour la constitution de la réserve initiale. Cette opération s'effectue essentiellement par lots. Comme indiqué précédemment, la solution diluée peut être transférée à d'autres endroits, différents de ceux indiqués ci-dessus.

Le produit qui entre dans le puisard de MEA par le collecteur souterrain est une solution de MEA provenant de la purge des unités suivantes :

Du régénérateur, du rebouilleur et du ballon de reflux, du vaporisateur de MEA, de l'échangeur de chaleur de MEA « X33-C », du refroidisseur de MEA « X32-C », du ballon de séparation des hydrocarbures « X37-F », de l'absorbeur de CO₂ « X31-E », du filtre à cartouche de MEA « X31-L », du filtre à charbon « X32-F » et des purges de fond du réservoir de stockage de MEA.

Toutes les pompes utilisées pour le service MEA sont également purgées vers le collecteur. L'aspiration de la pompe est équipée d'un filtre et une prise d'échantillonnage est installée sur la ligne de reflux.

III.3. Système d'injection anti mousse

L'unité d'injection anti mousse permet d'éliminer ou de réduire l'émulsion. Elle comprend un réservoir muni d'un niveau visuel et un mélangeur installé au-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 [5].

III.4. Choix de l'absorbant (la solution MEA) [9]

Ce choix est déterminé par la nature du gaz à traiter et les conditions de pression et de température. Il existe différents absorbants qui sont utilisés pour éliminer le dioxyde de carbone du GN, due :

- La solution aqueuse de mono-éthanol-amine (MEA) $\text{OH-CH}_2\text{-CH}_2\text{-NH}_2$.
- La solution aqueuse de diéthanolamine (DEA) $\text{NH-(CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH)}_2$.
- La solution aqueuse de tri-éthanol amine (TEA) $\text{N-(CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH)}_3$.

En effet, si le GN ne contient pas de sulfure de carbone (COS) et de désulfure (CS_2), il est préférable d'utiliser souvent de la MEA qui est très active mais si le GN contient du (COS), il est préférable d'utiliser souvent de la DEA, car la MEA réagit avec la (COS) pour donner des composés stables non régénérable.

La MEA en solution aqueuse et le solvant préféré pour épurer les gaz qui ont relativement une faible concentration de H_2S et CO_2 , ne contient pas le COS et le CS_2 , ou bien pour le gaz contenant uniquement le CO_2 .

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_2 .
- 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.4.1. 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 (voir annexe B tableau.15).

III.4.2. Mécanisme d'interaction entre le CO₂ et la MEA [9]

L'absorption du CO₂, 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 à 15 % à la température d'amorçage 38 °C et à pression 42 Bars.

Il va se produire la réaction chimique suivante :



Introduction

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

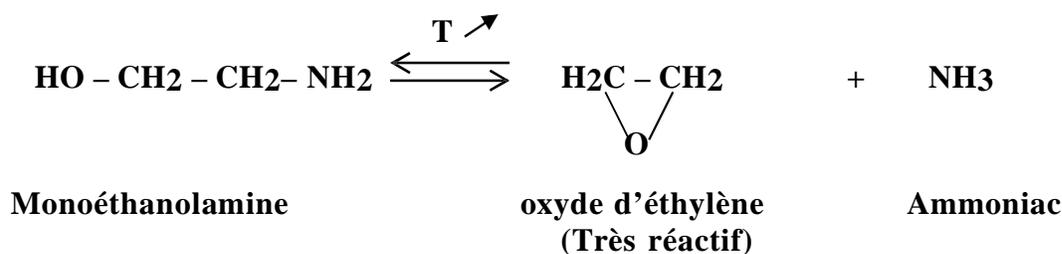
Les problèmes les plus importants rencontrés dans cette section sont comme suit :

IV.1. Problème de dégradation de la MEA [11]

Sa dégradation peut entraîner une mauvaise absorption du CO₂. Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont généralement moins volatils et peuvent être séparés de la solution par vaporisation. Cette dégradation est due aux facteurs suivants :

IV.1.1. Dégradation thermique

La dégradation de la MEA par la décomposition thermique est un problème lorsqu'elle est soumise à des hautes températures. Ce problème se produit dans les rebouilleurs, où les températures de fond élevées peuvent causer des surchauffes localisées et sous l'action de la chaleur dans le rebouilleur de la vapeur d'eau dont la température ne dépasse pas 150°C, la MEA se décompose selon la réaction suivante :



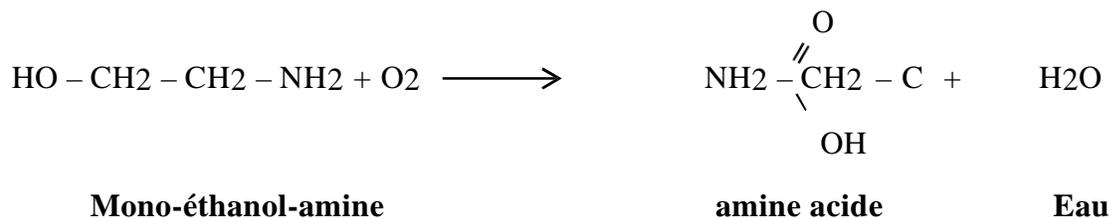
La vitesse de la réaction de décomposition est assez sensible à partir de 130°C, 180°C, la décomposition de la MEA est instantanée.

Les produits de décomposition, en particulier l'oxyde d'éthylène sont extrêmement réactifs. Les produits de ces réactions, qu'ils soient solides ou liquides, désactivent la solution de la MEA et favorisent l'effet corrosif et le moussage de la solution d'amine.

IV.1.2. Dégradation par formation de produits non régénérables

a) Réaction avec l'oxygène

Au contact de l'air la MEA s'oxyde rapidement pour former des produits organiques corrosifs et pouvant même entamer le problème de moussage, selon la réaction suivante :



L'amine acide formé peut aussi se poly condenser et donne des polymères.

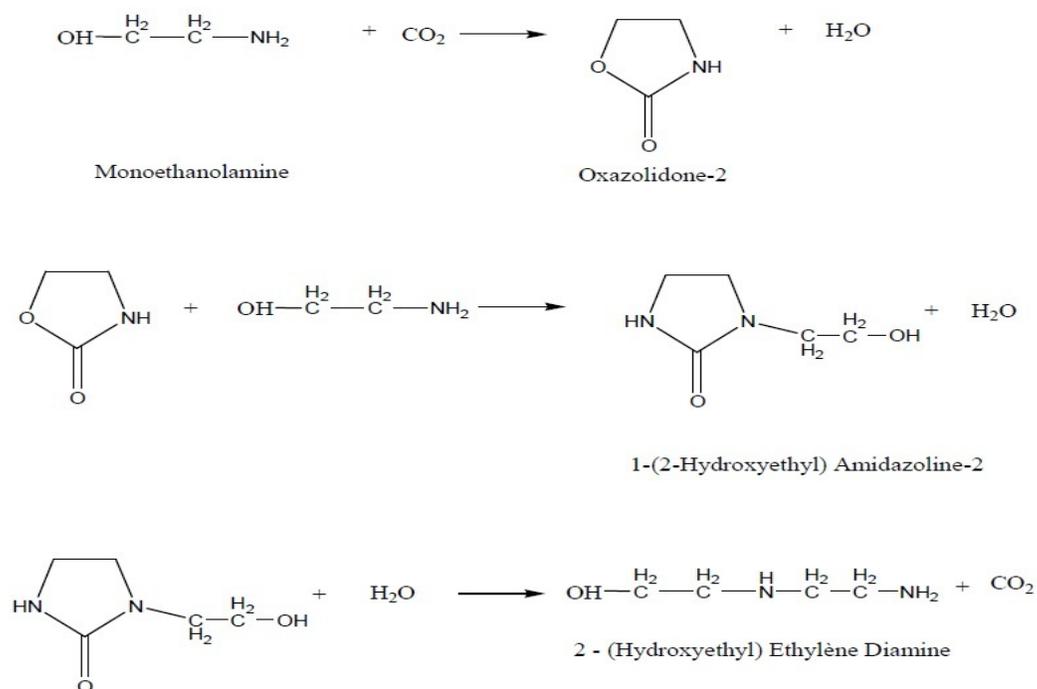
Le stockage de la solution MEA ne s'effectuant pas à l'abri de l'air. En effet les puisards sont souvent ouverts et contribue à l'oxydation rapide de la MEA. C'est pourquoi les amines doivent être stocké sous atmosphère de gaz inerte exempte d'oxygène. Une couleur brunâtre signal l'oxydation de la solution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

b) Réaction avec le dioxyde de carbone

En plus de la réaction de la MEA avec le CO₂ donnant des produits régénérables, la MEA réagit aussi avec le CO₂ de façon irréversible et cette réaction est très lente et très complexes.

Le corps formé, sous l'effet de la température excessive, subit une déshydratation avec libération d'une molécule H₂O, On aura la formation d'un composé cyclique appelé « Oxazolidine-2 » qui est un composé instable. Il forme, en réagissant avec d'autres molécules de MEA des composés cycliques tel que 1-(2-Hydroxyéthyl) -amidazoline-2). Ce corps est susceptible de s'hydrolyser et se convertir en amine-éthyle-éthanamine (2-(hydroxyéthyl)éthylènediamine).

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



IV.2. Problème de corrosion [11]

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.

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

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

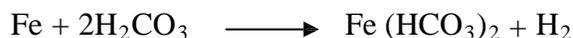
L'érosion par les matières solides en suspension est un autre mécanisme de corrosion.

IV.2.1. Corrosion par gaz acides

La réaction de la MEA avec le CO₂ peut mener à la formation de l'acide carbonique H₂CO₃. En effet la présence de cet acide en solution dans la MEA fait de cette dernière une substance agressive vis-à-vis du métal entrant dans la composition des différents équipements.

Le CO₂ libre cause une importante corrosion, particulièrement à haute température et en présence d'eau.

L'acier au carbone utilisé pour la fabrication des équipements, réagit avec l'acide carbonique en formant un bicarbonate de fer soluble ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$) au fond des colonnes.



Un chauffage supplémentaire de la solution de la M.E.A peut libérer le CO_2 et précipiter le fer insoluble.



IV.2.2. Corrosion par des amines

Les produits de dégradation des solvants sont les agents de corrosions les plus puissantes, ces produits résultent de la réaction irréversible entre certains constituants du gaz naturel et de la solution d'amine.

L'utilisation de la solution MEA à forte concentration, provoque l'augmentation de la température de la boucle d'absorption. Suite à une mauvaise évacuation de la chaleur dégagée lors de l'absorption (réaction exothermique), et suite à un faible débit de la solution de la MEA en circulation et à la faible chaleur spécifique de la MEA, il est recommandé l'usage de la solution de la MEA à faible concentration possible.

IV.3. Problème de moussage [12]

IV.3.1. Le moussage

Le moussage est capable de réduire la capacité de l'unité, d'augmenter les pertes de MEA, d'empêcher une régénération adéquate et d'affecter l'efficacité du traitement de gaz. Lorsqu'il développe une couche stable de mousse, la solution d'amine est entraînée jusqu'à la tête de la colonne d'absorption. Ceci affecté l'efficacité de l'élimination de gaz acide. En outre le moussage diminue l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux en raison d'un mauvais contact Gaz-Liquide.

Le moussage est toujours accompagné d'une augmentation de la chute de pression dans la colonne. Un indicateur enregistreur de pression différentielle est très utile pour le contrôle des problèmes dus au moussage.

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'absorbeur).

Le phénomène de moussage est surtout rencontré dans l'absorbeur du CO₂ mais il peut également être perceptible dans la colonne de régénération de la MEA.

IV.3.2. Facteurs favorisant le moussage [13]

Les facteurs qui peuvent provoquer le moussage sont :

a. Les hydrocarbures liquides dans le gaz

L'épurateur d'entrée permet d'éliminer les matières solides et les liquides libres (Eau et les hydrocarbures liquides en suspension dans le gaz naturel) pour éviter la contamination de la MEA.

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

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

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

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

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

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

b. Les produits de dégradation de MEA

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

c. L'excès d'agent anti mousse

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

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.

IV.4. Problème de contamination [14]

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

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

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

IV.5. Pertes de la solution de MEA [14]

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

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

- **Pertes par entraînement** : Ces pertes sont dues à l'entraînement physique par le gaz de l'absorbeur. Afin de réduire ses pertes, la configuration actuelle des absorbeurs comprend une section de lavage.
- **Pertes par dégradation** : Ces pertes peuvent être causés par le contact avec l'air, comme

elles peuvent être causées par des hautes températures de rebouilleur.

- **Pertes par évaporation** : La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur de l'amine, la température et la concentration de l'amine. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau.

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

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

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

Partie expérimentale

Introduction

Pendant notre stage à GL2/Z, nous avons remarqué plusieurs problèmes au niveau du train 300, des sirènes presque chaque jour, ce qui conduit à la possibilité d'arrêter ce train.

Les problèmes rencontrés au niveau de la section de décarbonatation du train 300 sont :

- Surconsommation de la MEA.
- Phénomène de moussage.
- Contamination par les chlorures.
- Dégradation de la MEA (importé, O₂ dans le puisard du MEA...).
- Augmentation de CO₂ à la sortie de l'absorbeur.

Pour déterminer les causes principales provoquant l'apparition de ces problèmes et afin de contrôler les paramètres de fonctionnement des différents équipements de la section de décarbonatation, ainsi que la réalisation des différentes analyses au laboratoire du complexe, on a interprété les résultats obtenus pour déterminer l'origine de ces problèmes et proposer des solutions et des recommandations pour l'éviter.

V.1. Identification et localisation des problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation du train 300

Comme nous l'avons mentionné dans le chapitre (III), l'opération de décarbonatation est très importante dans le traitement de gaz, vu les problèmes qui peut être générés par la présence de CO₂. À cet effet nous avons essayé à identifier et localiser les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation.

D'après notre étude nous avons constaté qu'il y avait plusieurs anomalies :

Dysfonctionnement de quelques équipements

➤ Le vaporisateur

La régénération par vaporisation et condensation partielle ne permet pas d'éliminer certains produits non vaporisables. Pour cela, on utilise un vaporisateur qui assure le lavage de la solution MEA pauvre qui provient du régénérateur par la vapeur désurchauffée. Ce dernier est exploité selon la nécessité.



Figure V.01 : Le vaporisateur

➤ La pompe doseuse

La pompe qui véhicule le produit anti-mousse ne fonctionne pas. Donc la dilution ne peut pas se faire correctement dans le bac destiné à cette opération puisque l'opérateur est obligé de préparer cette solution manuellement. Un nouveau système est en cours d'installation bac-pompes-agitateur.



Figure V.02: La pompe doseuse d'anti-mousse.

➤ **Système de lavage à l'eau :**

Les quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur qui sont des plateaux de lavage à l'eau et permettent de récupérer la MEA vaporisée et entraînée par le gaz, sont mis à l'arrêt suite aux : augmentation de la teneur d' H_2O dans le GN, dilution de MEA (baisse de concentration <12%)

➤ **La contamination de la solution MEA**

La contamination par l'huile

Nous avons remarqué plusieurs fois une petite quantité d'huile sur la surface du puisard de la solution MEA. Cela est dû au diversement de l'huile lors du son changement ou la lubrification de la pompe qui véhicule la solution MEA vers la section de décarbonatation. Ce qui engendre la contamination de la solution MEA.



Figure V.03: La contamination du puisard de MEA par l'huile.

➤ **Absence du filtre**

La surface du puisard n'est pas dotée d'un filtre qui assure l'élimination de toutes matières en suspension.



Figure V.04: Absence du filtre dans le puisard.

Conclusion

Le diagnostic qui a été effectué sur la section de décarbonatation a révélé l'existence de plusieurs anomalies à savoir : Dysfonctionnement de quelques équipements (le vaporisateur, la pompe) et la contamination de la solution MEA (la contamination par l'huile, par chlorure et l'absence de filtre dans la surface de puisard), qui peuvent contribuer dans les problèmes au niveau de cette section.

V.2. Partie analyse

Introduction

Après avoir présenté les problèmes rencontrés au niveau de la section de décarbonatation dans le train 300, notre travail dans cette partie consiste à découvrir les causes principales provoquant l'apparition de ces problèmes, en se basant sur une procédure d'analyse qui repose sur :

- Le suivi d'analyse de la consommation de la MEA sur une période.
- Le contrôle des paramètres de fonctionnement des différents équipements de la section.
- La synthèse des rapports d'analyses effectuées dans le laboratoire du complexe GL2/Z.

Nous nous sommes basées sur l'exploitation des données de l'usine, et les relevés sur les différentes analyses de laboratoire enregistrées durant des périodes d'instabilité de la section de décarbonatation pour permettre d'analyser quelques cas réels possibles de dysfonctionnement de cette section.

V.2.1. Analyses de la consommation de la MEA

Nous avons évalué la consommation de la MEA au cours de l'exploitation de la section de décarbonatation et la production du GNL afin de calculer un taux de consommation de la MEA.

- **Exploitation des résultats**

Les tableaux suivants représentent respectivement la consommation de la solution MEA en litre et la production du GNL en m³ par mois :

Tableau V.01. Consommation de la solution MEA.

	DESIGNATION	T100	T300
sept-19	MONOETHANOLAMINE MEA(Litre)	1470	2100
	ANTI MOUSSE SAG 10 (ppm)	40	50
oct-19	MONOETHANOLAMINE MEA(Litre)	1680	3360
	ANTI MOUSSE SAG 10 (ppm)	50	100
nov-19	MONOETHANOLAMINE MEA(Litre)	1050	1680
	ANTI MOUSSE SAG 10 (ppm)	45	80
déc-19	MONOETHANOLAMINE MEA(Litre)	630	2100
	ANTI MOUSSE SAG 10 (ppm)	30	100
janv-20	MONOETHANOLAMINE MEA(Litre)	1050	840
	ANTI MOUSSE SAG 10 (ppm)	50	80
févr-20	MONOETHANOLAMINE MEA(Litre)	840	840
	ANTI MOUSSE SAG 10 (ppm)	50	80

Tableau V.02. Production du GNL en m³.

	T100	T300
sept-19	238170	234015
oct-19	230017	253016
nov-19	247241	94424
déc-19	238486	115793
janv-20	252325	230661
févr-20	239940	228716

Le taux de consommation de la MEA est calculé comme suit :

$$\text{Taux de consommation} = \text{Consommation de la MEA} * 1000 / \text{Production du GNL}$$

Le tableau suivant représente le taux de consommation de la MEA :

Tableau V.03. Taux de consommation de la MEA.

	T100	T300
sept-19	6	9
oct-19	7	13
nov-19	4	18
déc-19	3	18
janv-20	4	4
févr-20	4	4

- **Interprétation et discussion des résultats**

D'après le suivi mensuel concernant la consommation MEA au niveau du train 300, nous avons remarqué une consommation excessive de MEA. La solution de MEA mensuellement consommée en quantité importante a débuté depuis le mois d'Octobre (période de démarrage), en atteignant un taux de consommation mensuelle très élevé dans les mois Novembre et Décembre, dépasse de loin la valeur limite recommandée par le design qui est de 8 litres par 1000 m³ de GNL. Bien que, au niveau du train 100, la consommation ne dépasse pas les 7 litre de MEA par 1000 m³ de GNL ; indiqué dans le tableau V.03.

Dans le but de découvrir les causes principales provoquant cette surconsommation de la MEA, nous avons suivi les variations des paramètres de fonctionnement des différents équipements de la section de décarbonatation du train 300, et nous avons effectué des analyses de vérification de la solution MEA au niveau du laboratoire du complexe.

V.2.2. Paramètres de fonctionnement des différents équipements de la section

Tableau V.04. Variation des paramètres de fonctionnement.

Jours	Débit GN entré	Pression GN entrée	T° GN entrée	T° rebouilleur 334C
Design	250000 Kg/h	41,5 bars	38°C	147,8°C
01/11/2019	227731,61	41,813297	22,045958	149,90707
02/11/2019	226460,61	41,807095	21,961496	149,80707
03/11/2019	225189,59	41,800896	21,877033	149,70706
04/11/2019	223918,59	41,794697	21,792572	149,60706
05/11/2019	222647,58	41,788494	21,708109	149,50706
06/11/2019	221376,58	41,782295	21,623646	149,40706
25/11/2019	131164,77	41,522881	22,955759	143,20306
26/11/2019	253971,27	41,501488	24,373606	142,41867
27/11/2019	265952,84	41,501488	23,416365	144,85593
28/11/2019	234839,67	41,307697	27,766609	147,51926
02/12/2019	272528,00	41,262684	27,214840	148,76488

03/12/2019	266985,38	41,314926	26,204781	149,88339
04/12/2019	260036,34	41,297016	25,554155	146,68651
15/12/2019	23986,166	41,272758	24,816128	147,49586
16/12/2019	238077,02	41,298824	24,075031	145,3476
17/12/2019	225637,63	41,307697	23,524118	147,04547
18/12/2019	230159,50	41,307697	22,810524	143,42508
19/12/2019	233718,03	41,307346	23,166925	143,54897
20/12/2019	231396,02	41,287403	23,664354	141,81697
21/12/2019	221746,02	41,306473	23,575581	143,77565
22/12/2019	218628,47	41,295322	20,921206	147,10333
23/12/2019	218909,98	41,307518	26,859718	148,14737
24/12/2019	219485,39	41,307697	25,347887	148,4919
29/12/2019	101851,09	41,341141	22,427628	147,72183
30/12/2019	251561,14	41,288452	26,425838	139,7982
31/12/2019	256934,75	41,306042	27,422035	143,78937

D'après les résultats, nous avons remarqué que les paramètres de fonctionnement sont instables et ne sont pas conforme à la norme. La température du GN entrée est inférieure à la valeur limite recommandée par le design qui est de 38°C. La température de rebouilleur varie entre 143°C et 149°C.

La variation du débit et de la température du GN, et l'augmentation de la température de la MEA au niveau du rebouilleur du régénérateur influent sur les pertes de la solution MEA.

V.2.3. Analyses de la solution MEA

Nous avons suivi la concentration de la solution MEA, la concentration de CO₂, le taux de moussage, et la concentration en chlorure dans la solution de MEA pauvre d'échantillons de MEA pauvre pris directement du train 300 à l'entrée de l'absorbeur, dans la section de décarbonatation pendant le mois de Décembre. Le laboratoire prit deux analyses par jour (10:00 et 22:00).

- **Analyse %MEA et %CO₂ dans la solution de MEA**

- **Principe**

C'est de contrôler la concentration de la MEA et de déterminer la concentration de CO₂ dissous dans la MEA pauvre après la régénération.

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

- **Mode opératoire**

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

On remarque que la solution devient rose. Ensuite, on titre avec H₂SO₄ (1N) jusqu'à la décoloration complète de la solution, on note le volume (**V1**) 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 (**V2**) d'acide utilisé depuis le début du titrage en ml.

Calcul :

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

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

- **Analyse des chlorures dans la solution de MEA**

- **Principe**

La méthode est basée sur la fixation des ions Cl⁻ par les ions Ag⁺ en un sel peu dissocié, 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 une éprouvette de 100 ml. Après, on ajoute 5ml d'acide nitrique et on ajuste avec l'eau distillée jusqu'à 50ml. On ajoute 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.

- **Analyse de moussage dans la solution de MEA**

- **Principe :**

Cette méthode a pour but de déterminer le volume de la mousse dans la MEA pauvre. On fait passer un courant d'air par un tube de dispersion de gaz dans une éprouvette graduée de 250ml contenant l'échantillon à analyser.

- **Mode opératoire**

On prend 50ml de l'échantillon MEA dans une éprouvette graduée de 250 ml. On plonge le tube de dispersion de gaz et on note le volume (**A**). On ouvre la vanne d'air et on règle le débit d'air à 32 cc/min. on attend exactement 3 minutes et on note le volume final (**B**) en (ml).

Calcul :

$$\text{Moussage (ml)} = \mathbf{B} - \mathbf{A}$$

- **Exploitation des résultats**

Le tableau V.05 représente les résultats des analyses :

Tableau V.05. Analyses de la solution MEA.

Date	Heure	MEA	CO ₂	Cl ⁻
01-12-2019	22:00	12,13	0,45	
02-12-2019	22:00	12,63	0,38	
03-12-2019	10:00	13,75	1,58	25
	22:00	12,88	1,32	
04-12-2019	10:00	12,50	1,08	20,5
16-12-2019	10:00	12,38	0,94	16
	22:00	11,30	0,52	
17-12-2019	22:00	11,00	0,11	
18-12-2019	10:00	11,75	0,52	18,5
	22:00	10,65	0,59	
19-12-2019	10:00	10,75	0,24	20
20-12-2019	10:00	10,38	0,60	14,5
	22:00	11,75	1,22	
21-12-2019	10:00	11,60	0,59	15,5
	22:00	11,75	0,46	
22-12-2019	10:00	11,50	0,73	21
	22:00	11,88	0,88	
23-12-2019	10:00	12,50	1,01	21,5
	22:00	12,00	1,02	
30-12-2019	10:00	13,00	0,94	16,5
	22:00	13,50	1,09	
31-12-2019	10:00	12,75	0,45	14
	22:00	11,75	0,59	

Le tableau V.06 résume les analyses de la solution MEA mesurés et comparai avec la norme.

Tableau V.06. Analyses de la solution MEA mesurée comparable avec la norme.

	Désignation	Mesurée
%MEA	Min 12%, max 15%	10,38 à 13,75
%CO ₂	Min 0,2%, max 2%	0,11 à 1,58
Chlorures	< 150 ppm	10 à 60 ppm

• Interprétation et discussion des résultats

D'après les résultats, Le circuit de la MEA est supposé fermé, mais on remarque une diminution importante du pourcentage de la MEA dans la solution MEA pauvre pour les jours 16 jusqu'à 22-12, elle atteint les 10,38%. La concentration de la MEA n'est pas conforme à la norme, elle est inférieure à la valeur limite recommandée par le design qui est de 12 à 15% en MEA. Ceci probablement, due à la mauvaise préparation de la solution MEA et non-respect des modes opératoires et les spécifications de design, et aux pertes par entraînement de la solution, par dégradation de MEA ou par fuites mécaniques et évaporation de cette solution.

La concentration de CO₂ dans la solution de MEA pauvre est de 0,11 à 1,58%, elle est conforme à la norme. Mais elle rapproche de la valeur maximale qui est de 2%, et ceci est dû à la mauvaise régénération de la MEA riche qui causera une mauvaise absorption de CO₂.

Nous pouvons conclure que la surconsommation de la MEA est due aux appoints excessifs de la MEA, effectués suite à la diminution de la concentration de la solution MEA pauvre.

Ces appoints sont donc effectués pour :

- Compenser les pertes de la solution MEA qui sont dus aux :
 - Variations des paramètres de fonctionnement ainsi qu'à l'état de certains équipements.
 - Pertes par entraînement de la MEA par le gaz de l'absorbeur du fait de l'arrêt du système de lavage au niveau de l'absorbeur.
 - Pertes par dégradation de la MEA qui peuvent être causées par le contact avec l'air, ou par des hautes températures de rebouilleur.
 - Pertes par évaporation de la MEA du fait de l'élévation de la tension de la vapeur de l'amine et de la température.
- Rétablir la concentration de la solution MEA (Dilution de la solution amine)

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

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

V.4. Contamination de la MEA par les chlorures

D'après les résultats du tableau V.05, les concentrations des chlorures enregistrées sont de 10 ppm comme valeur minimale et de 60 ppm comme valeur maximale. Ces résultats sont en dessous de la valeur maximale tolérée qui est de 150 ppm. Elles sont conformes à la norme.

Le control quotidien des Chlorures dans la MEA pauvre a une grande importance du fait que les chlorures provoquent la dégradation partielle de la solution MEA ce qui rend la réaction entre la MEA et CO₂ non parfaite d'où la mauvaise absorption du CO₂, les produits de dégradation provoquent la mousse. En effet, la quantité des chlorures doit être négligeable. Ces chlorures provoquent la formation d'acide chlorhydrique qui attaque l'acier inox (tubes du rebouilleur, plateau, etc...) et la formation de boues qui obstruent les tubes des échangeurs.

Il y'a deux sources à l'origine de cette contamination :

- ✓ L'eau de mer de refroidisseur de la MEA pauvre et le condenseur de régénération.
- ✓ L'eau de préparation de la solution MEA.

V.5. Problème de moussage

• Exploitation des résultats

Le tableau V.07 représente les résultats des analyses du taux de moussage dans la solution MEA :

Tableau V.07. Analyses de taux de moussage dans la solution MEA.

Date	Heure	MEA	MOUS
01-12-2019	22:00	12,13	25
02-12-2019	22:00	12,63	50
03-12-2019	10:00	13,75	15
	22:00	12,88	20
04-12-2019	10:00	12,50	40
16-12-2019	10:00	12,38	40
	22:00	11,30	20
17-12-2019	22:00	11,00	25
18-12-2019	10:00	11,75	25
	22:00	10,65	50
19-12-2019	10:00	10,75	60

20-12-2019	10:00	10,38	10
	22:00	11,75	12
21-12-2019	10:00	11,60	20
	22:00	11,75	22
22-12-2019	10:00	11,50	25
	22:00	11,88	20
23-12-2019	10:00	12,50	45
	22:00	12,00	35
30-12-2019	10:00	13,00	40
	22:00	13,50	15
31-12-2019	10:00	12,75	20
	22:00	11,75	25

- **Interprétation et discussion des résultats**

D'après les résultats, le taux de moussage obtenu dépasse de loin la valeur limite recommandée par le design qui est de **10 ml**. Cette augmentation explique l'élévation de la concentration de l'anti-mousse utilisée, qui atteint **100 ppm** durant le mois de Décembre, indiquée dans le tableau V.01, elle dépasse la quantité optimale d'agent anti-mousse recommandée à l'utilisation qui est de **50 ppm**. La surconsommation de l'agent anti-mousse SAG 10 est due aux appoints excessifs d'anti-mousse, effectués suite à l'augmentation du taux de moussage.

Nous pouvons conclure que, la variation brusque du débit de charge, l'élévation de la température de la solution MEA, l'augmentation de la concentration des chlorures, la contamination de la solution MEA par l'huile et l'excès d'anti-mousse favorisent le phénomène du moussage.

Conclusion générale

Le travail réalisé durant notre stage au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel « GL2/Z » avait pour objectif de faire un diagnostic de la section de décarbonatation par identification, localisation des problèmes et donner les solutions et les recommandations envisagées.

L'ensemble des résultats obtenus au cours des différentes analyses nous ont permis de déterminer les causes probables liées à l'apparition de ces problèmes, tel que :

- La solution MEA pauvre qui est utilisée dans la section est mal préparée puisque la concentration est plus faible par rapport à la norme exigée qui est de 12%.
- La surconsommation est due aux appoints excessifs de la MEA qui sont effectués suite à la diminution de la concentration de la solution amine.
- Les appoints supplémentaires de MEA sont très importants pour compenser les pertes, et augmenter sa concentration.
- Le dysfonctionnement du système de lavage, les variations des paramètres de fonctionnement ainsi qu'à l'état de certains équipements influent sur l'évolution des pertes de la MEA.
- Le dysfonctionnement du vaporisateur et de la pompe anti mousse ainsi que la contamination de la solution MEA dans le puisard provoquent le moussage.
- l'excès d'anti mousse SAG10 provoque la mousse de la solution MEA.
- Il existe d'autres paramètres qui provoquent le problème de moussage qui ne peuvent pas être identifier qu'à l'échelle industrielle, la variation brusque de débit de GN et le débit de la solution MEA.
- L'augmentation de CO₂ à la sortie de l'absorbeur est due à la mauvaise régénération de la MEA riche qui causera une mauvaise absorption de CO₂.
- Une surveillance permanente des paramètres d'exploitation est très importante.

Recommandations

D'après toutes les remarques et les résultats qu'ont été obtenus, nous avons proposé quelques solutions :

- Il faut bien préparer la solution MEA à 12%.
- Faire le suivi d'analyse de la concentration de solution MEA avec un prélèvement après la préparation de solution MEA à 12% dans le puisard.
- Assurer un stock du produit MEA afin de maintenir la concentration d'amine dans la boucle entre 12 % à 15% en poids.
- Respecter les modes opératoires et les spécifications de design.
- Établir, au niveau de chaque zone, une fiche indiquant le nombre des appoints effectués par jour, la quantité de MEA pure utilisée et la cause de cet appoint.
- Mettre le vaporisateur en service continu.
- Faire un tamis moléculaire comme un remplacement d'eau de lavage pour éviter les pertes de MEA.
- L'injection de SAG 10 dans l'échantillon à analyser sert à réduire le moussage et la meilleure concentration recommandée est de 50 ppm.
- Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti mousse et pour éviter l'excès d'injection.
- Procéder à la vérification et la fiabilisation des équipements.
- Tenir compte des variations des paramètres de fonctionnement.
- Respecter la température du gaz de charge.
- Respecter les paramètres de régénération (pression, température, débit de vapeur du rebouilleur 334C)
- 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 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 (332E) « MEA pauvre ».
 - Condenseur de tête de CO₂ (335C).
 - Refroidisseur de la MEA (332C).
 - Les lignes des pompes et de récupération vers le puisard.

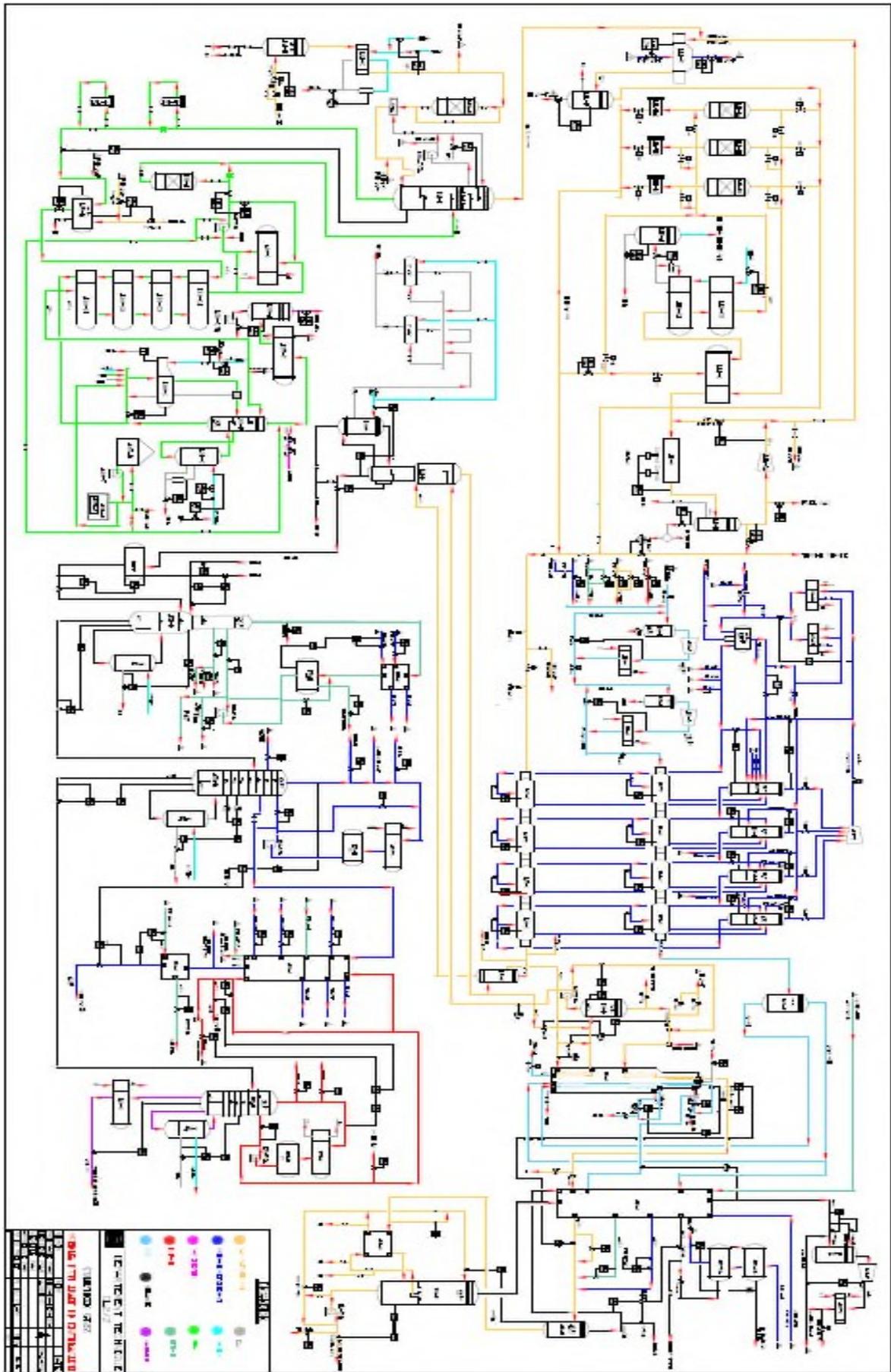


Figure.01 : Schéma simplifié d'un train de production.

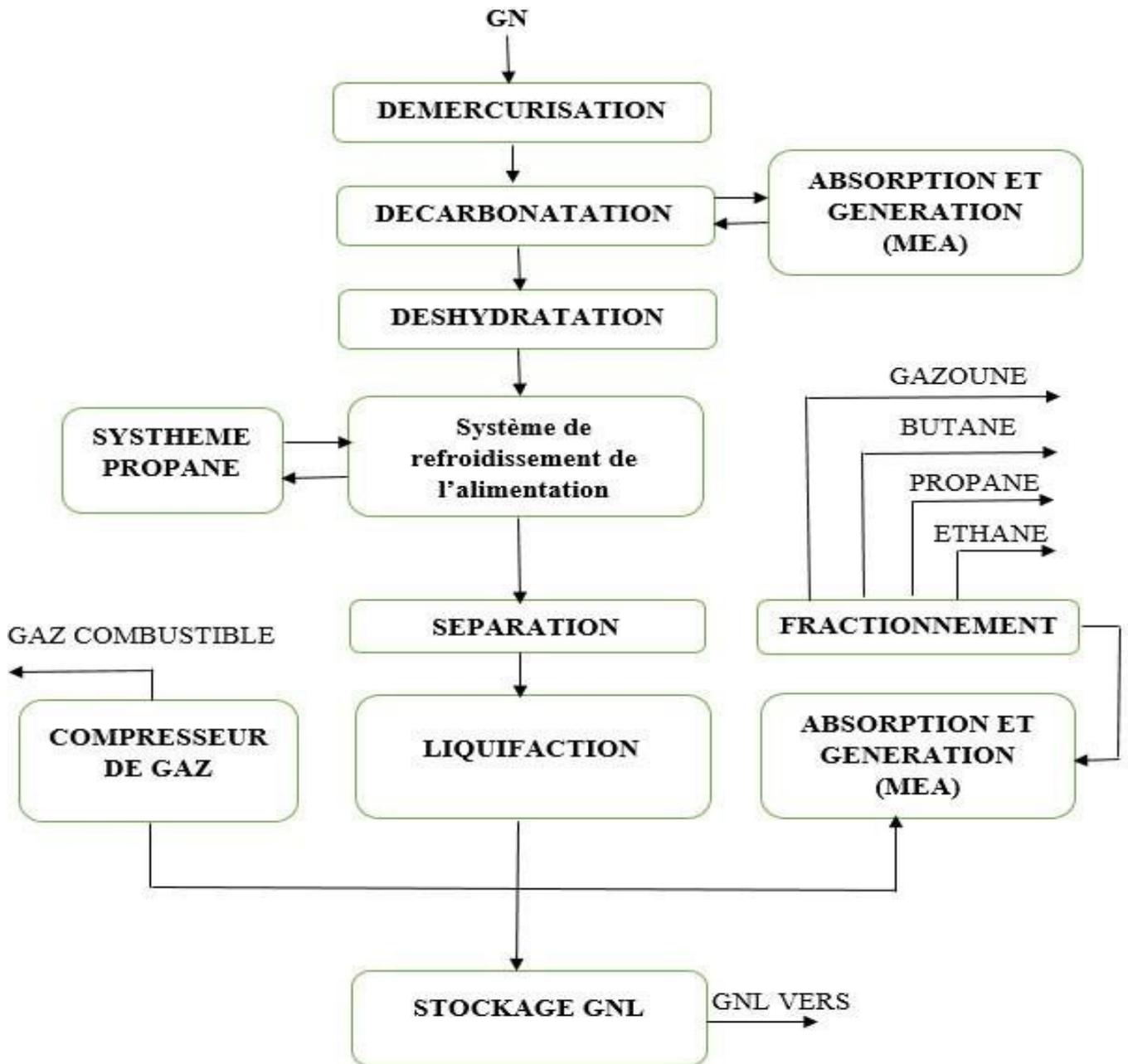


Figure.02 : Schéma de principe des procédés du GNL.

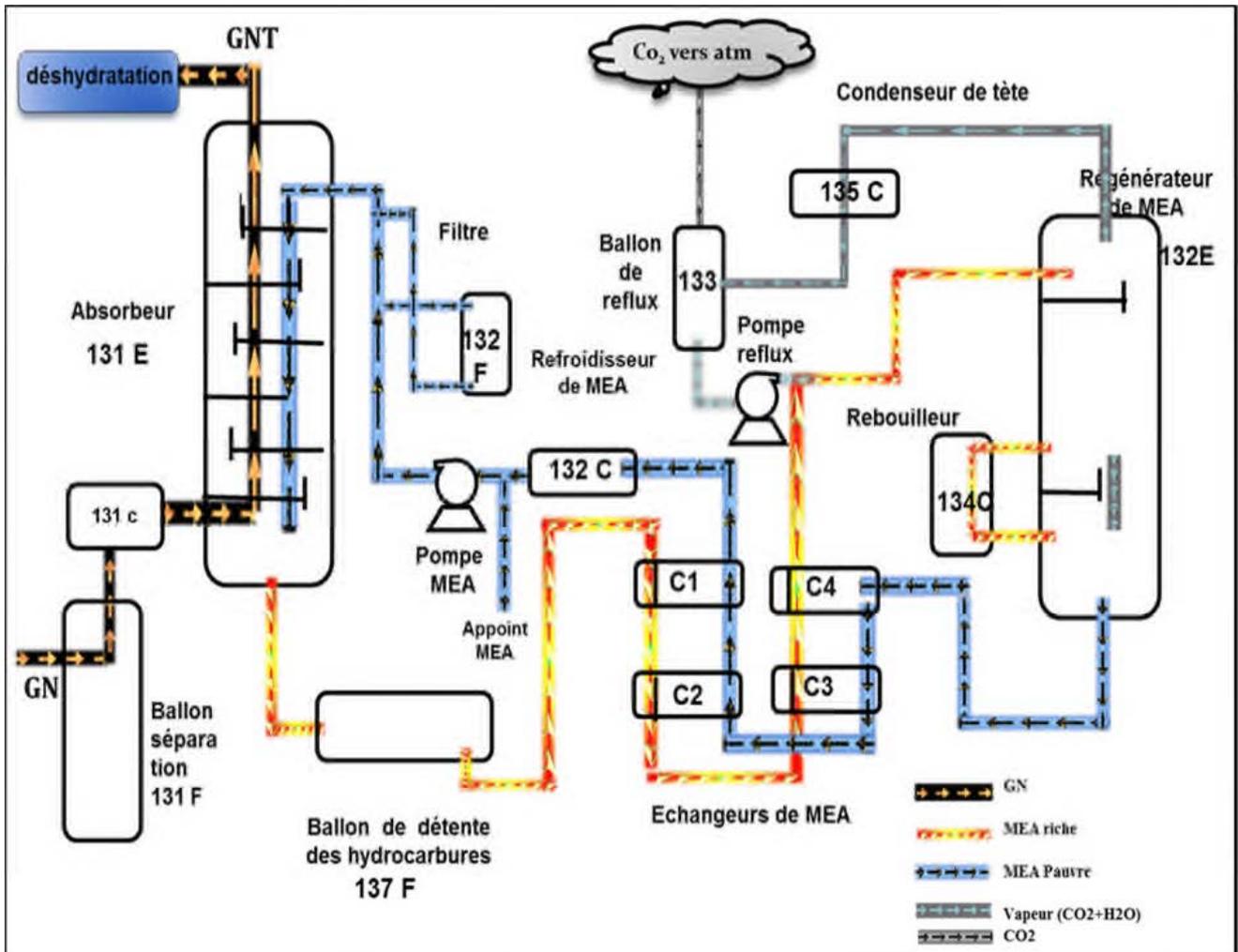


Figure.03. Schéma de section de décarbonatation (train 100) [7].

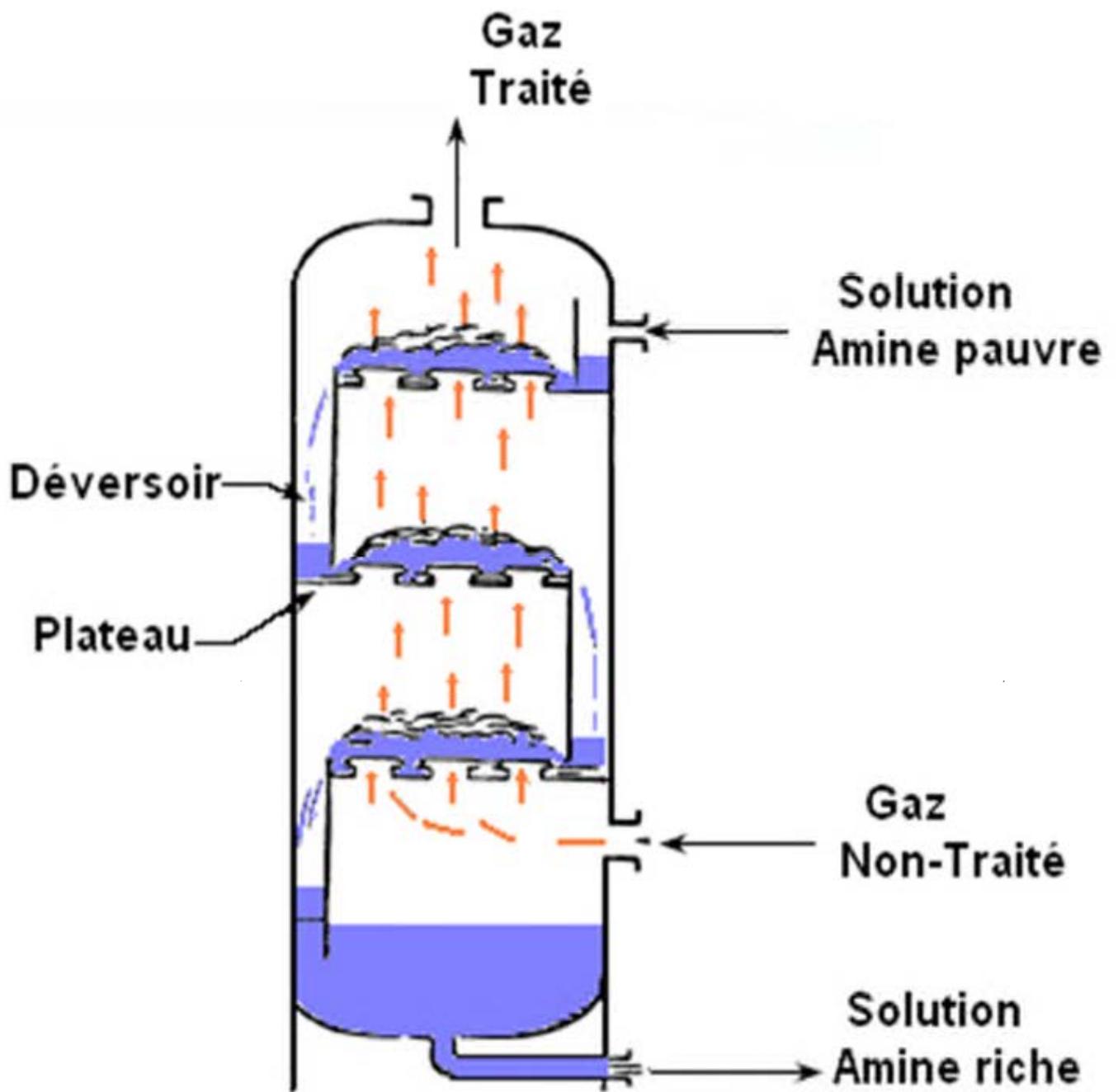


Figure.04. Schéma explicative de l'absorbeur [8].

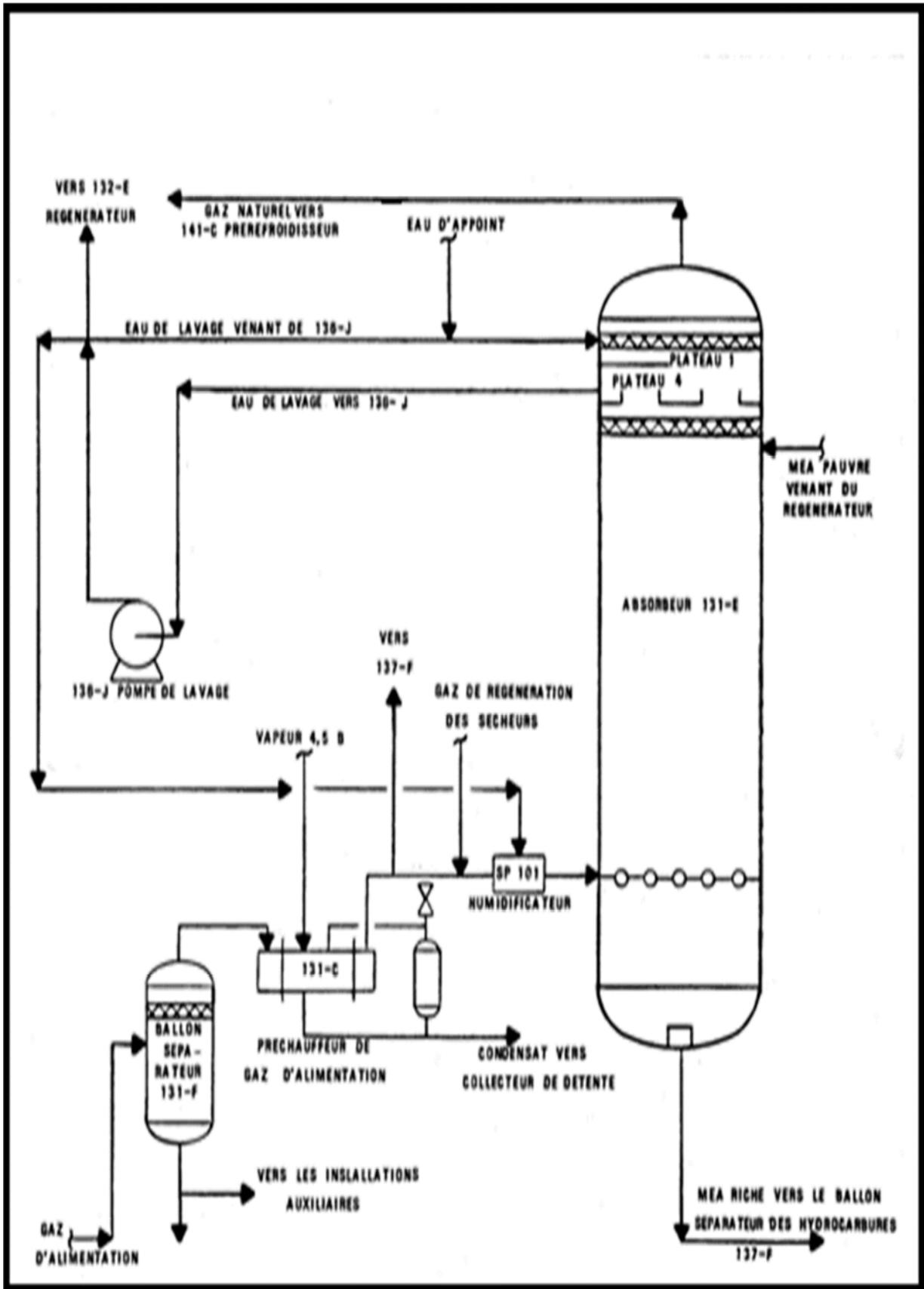


Figure.05 : Schéma de procédé d'élimination d'hydrocarbure et CO₂.

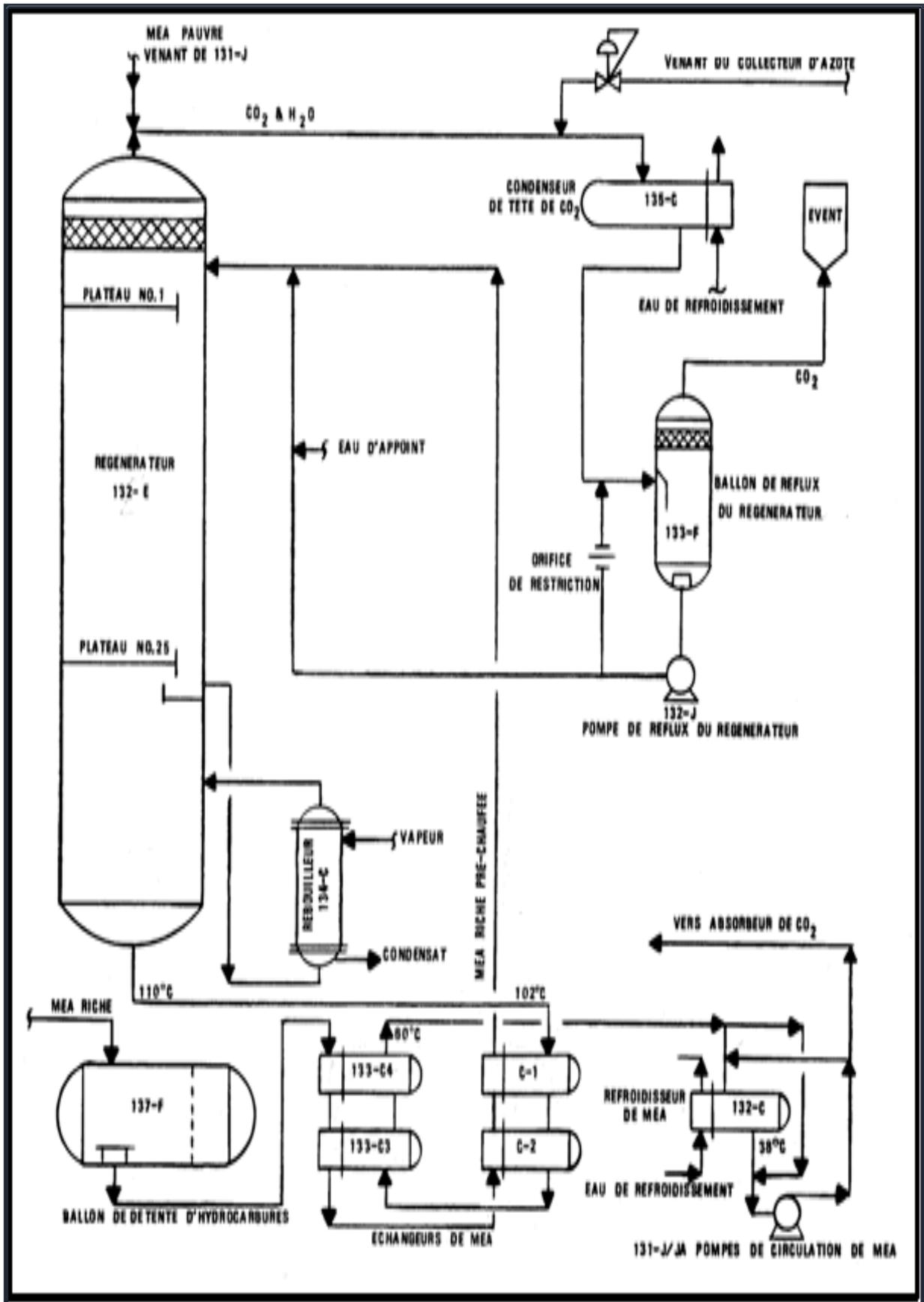


Figure.06 : Régénération de MEA.

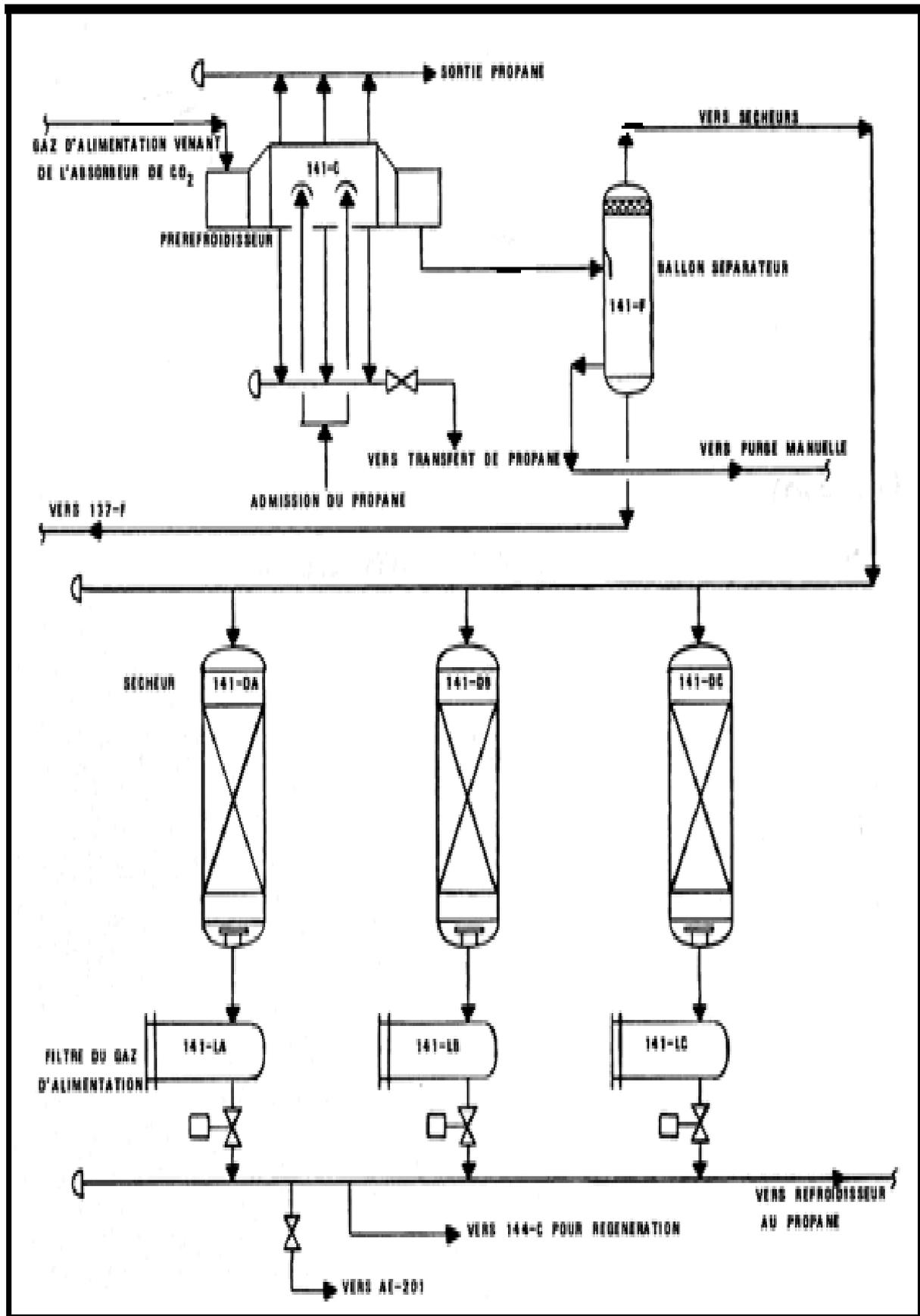


Figure.07 : Déshydratation.

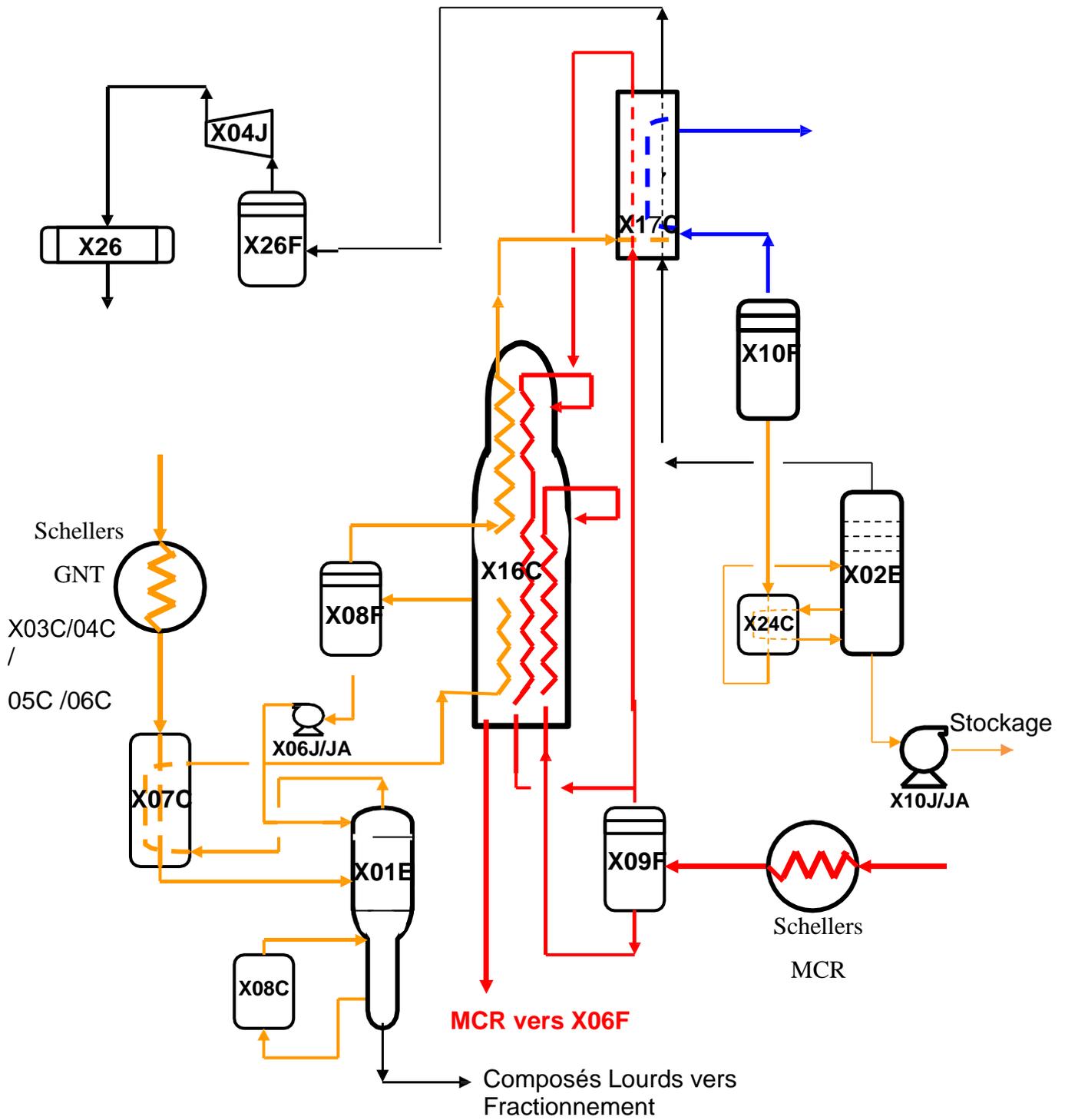


Figure.08 : Séparation & liquéfaction.

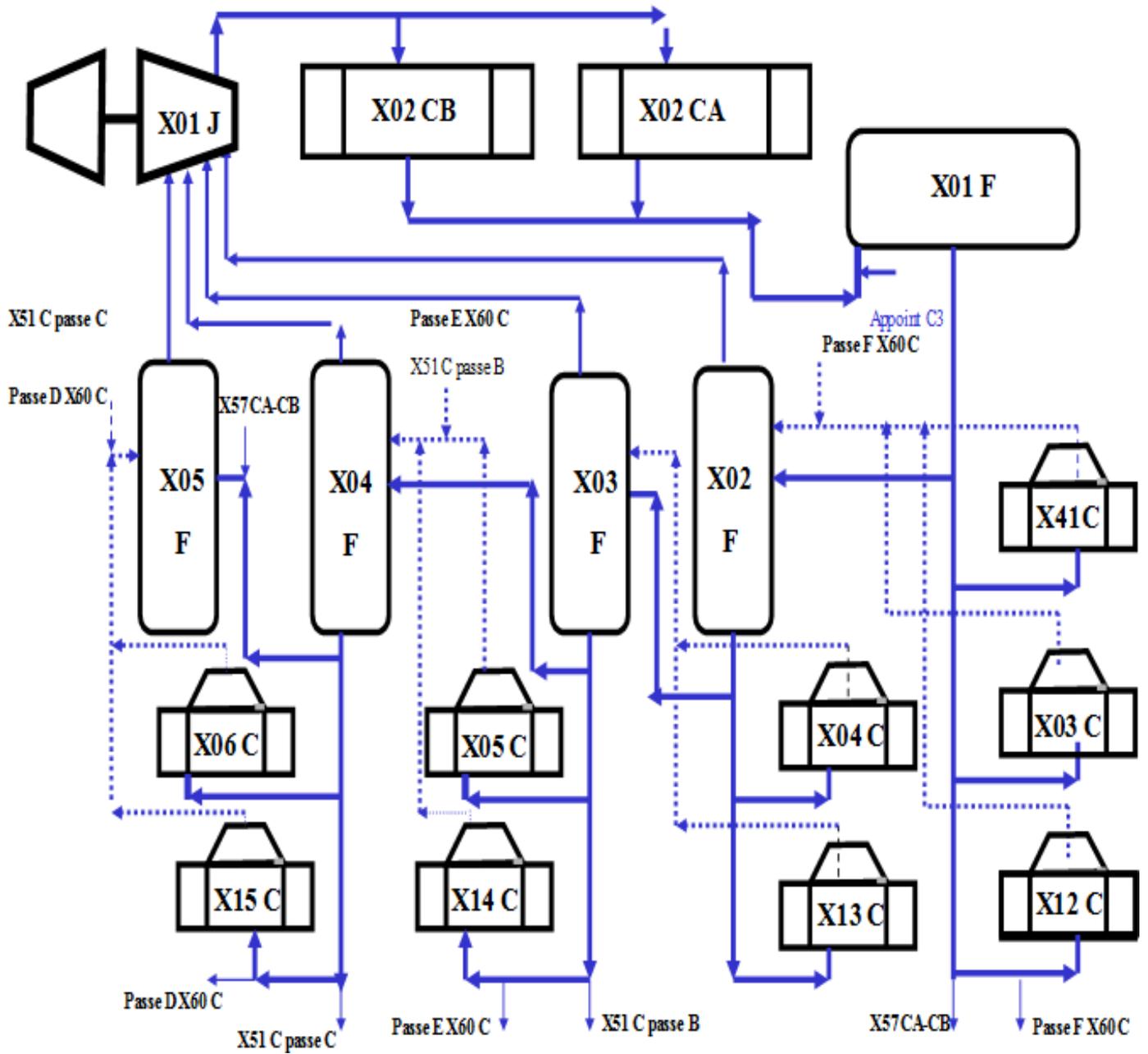


Figure.09 : Boucle propane.

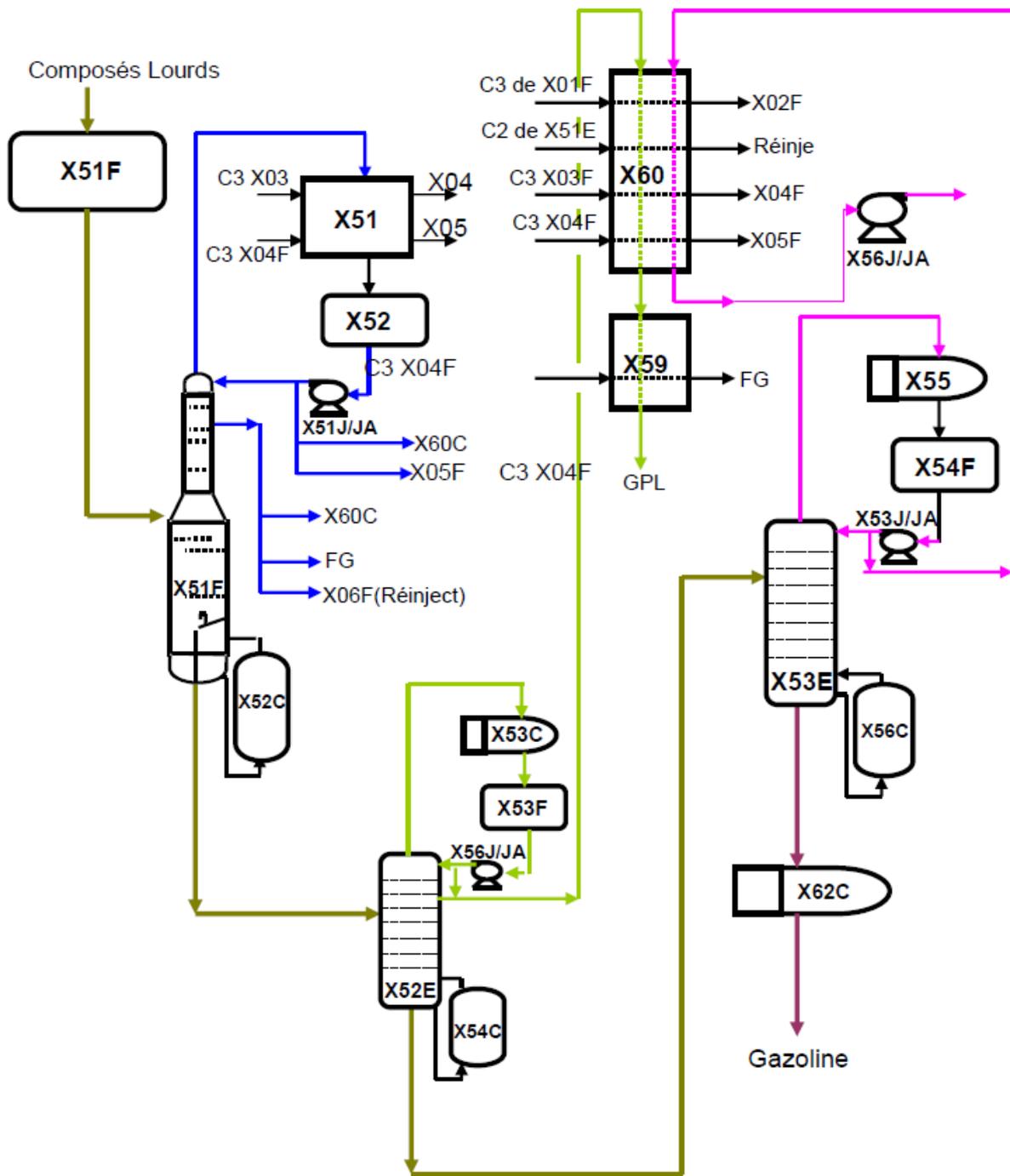


Figure.10 : Fractionnement.

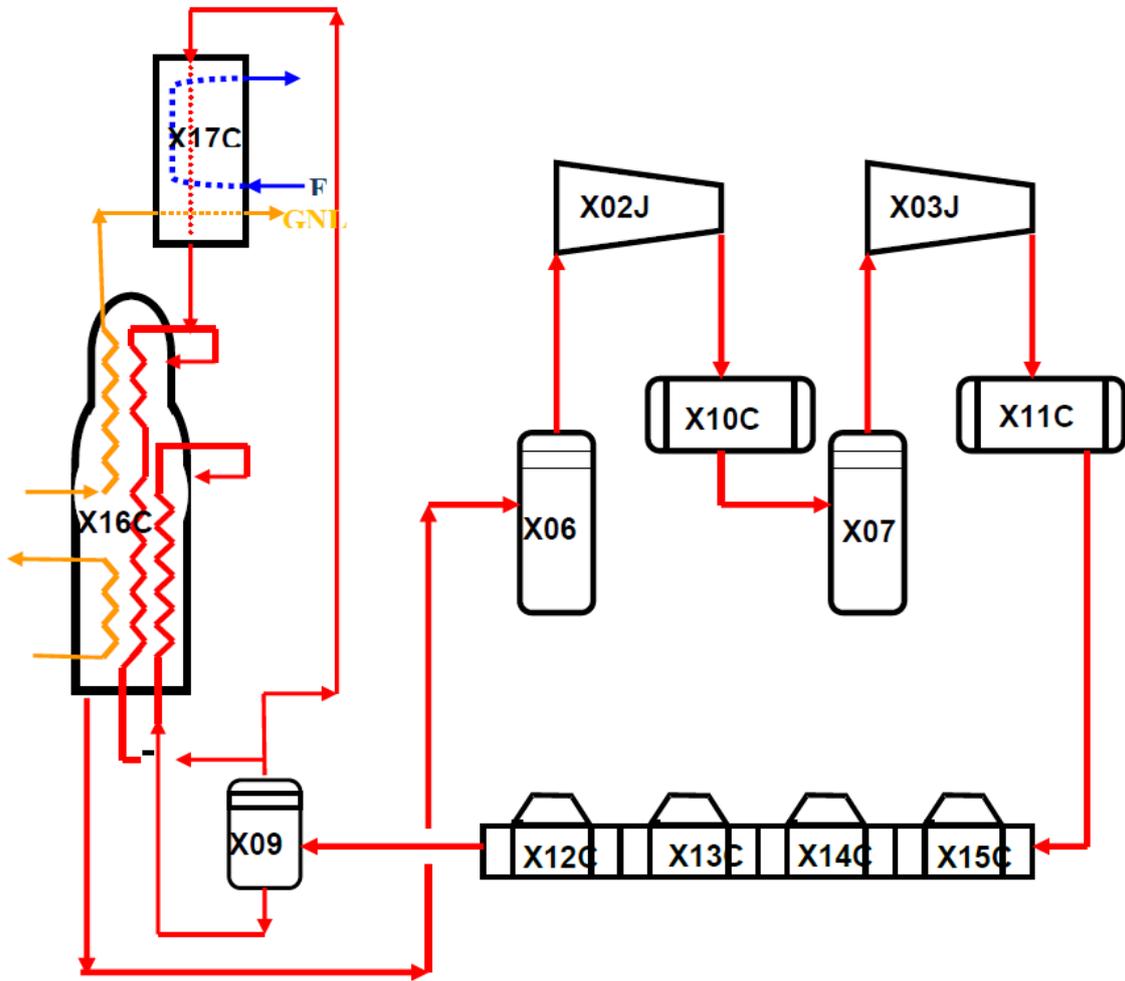


Figure.11 : Boucle MCR.

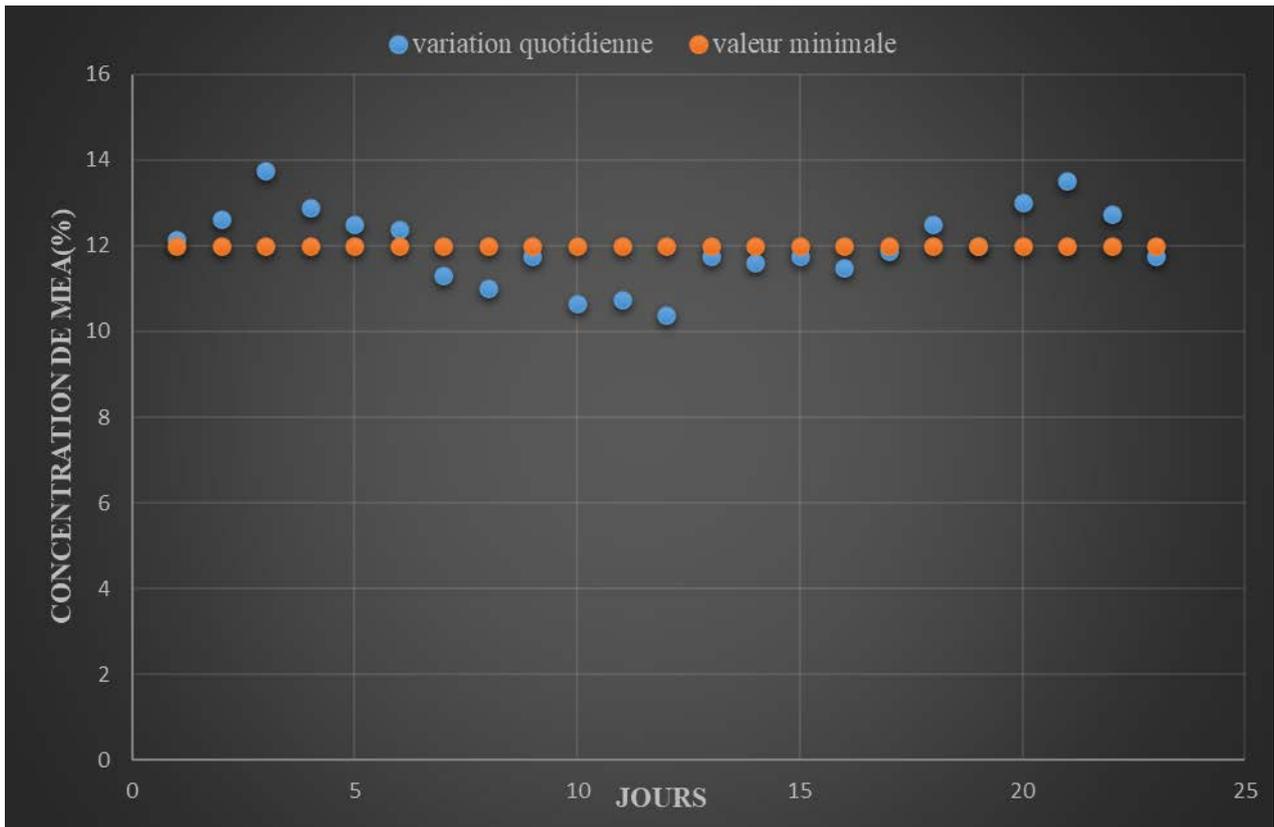


Figure.12 : Analyses quotidiennes de la concentration de la solution MEA pauvre.

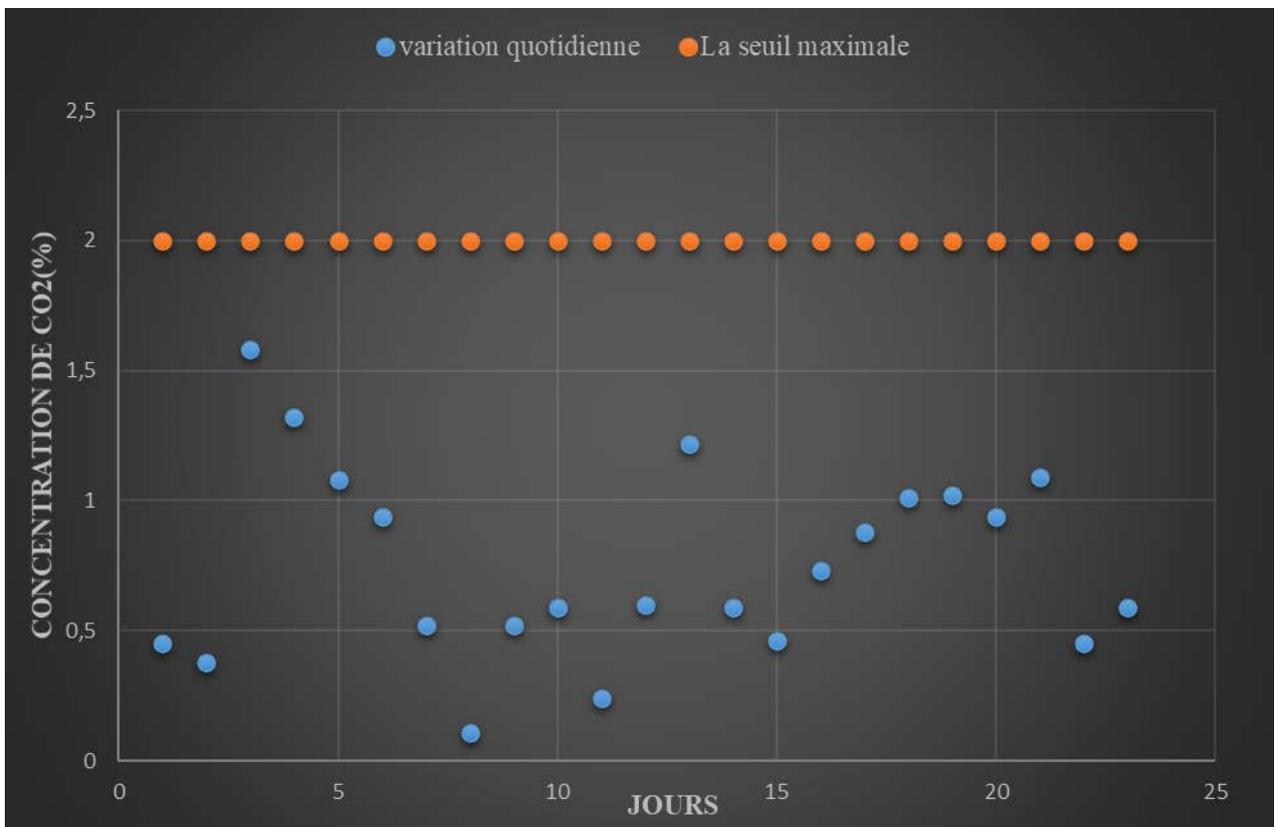


Figure.13 : Analyses quotidiennes de la concentration de CO₂ dans la MEA pauvre.

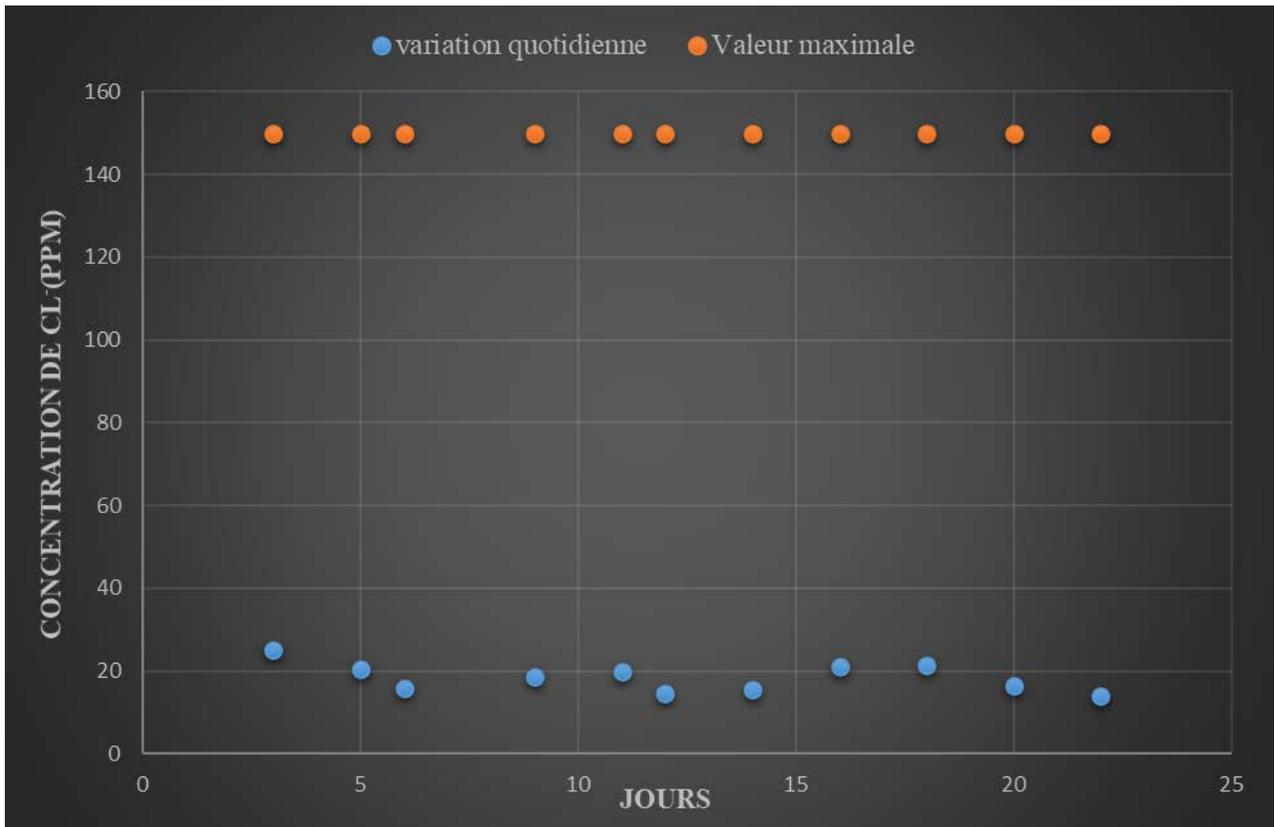


Figure.14 : Analyses quotidiennes de la concentration des chlorures dans la MEA.

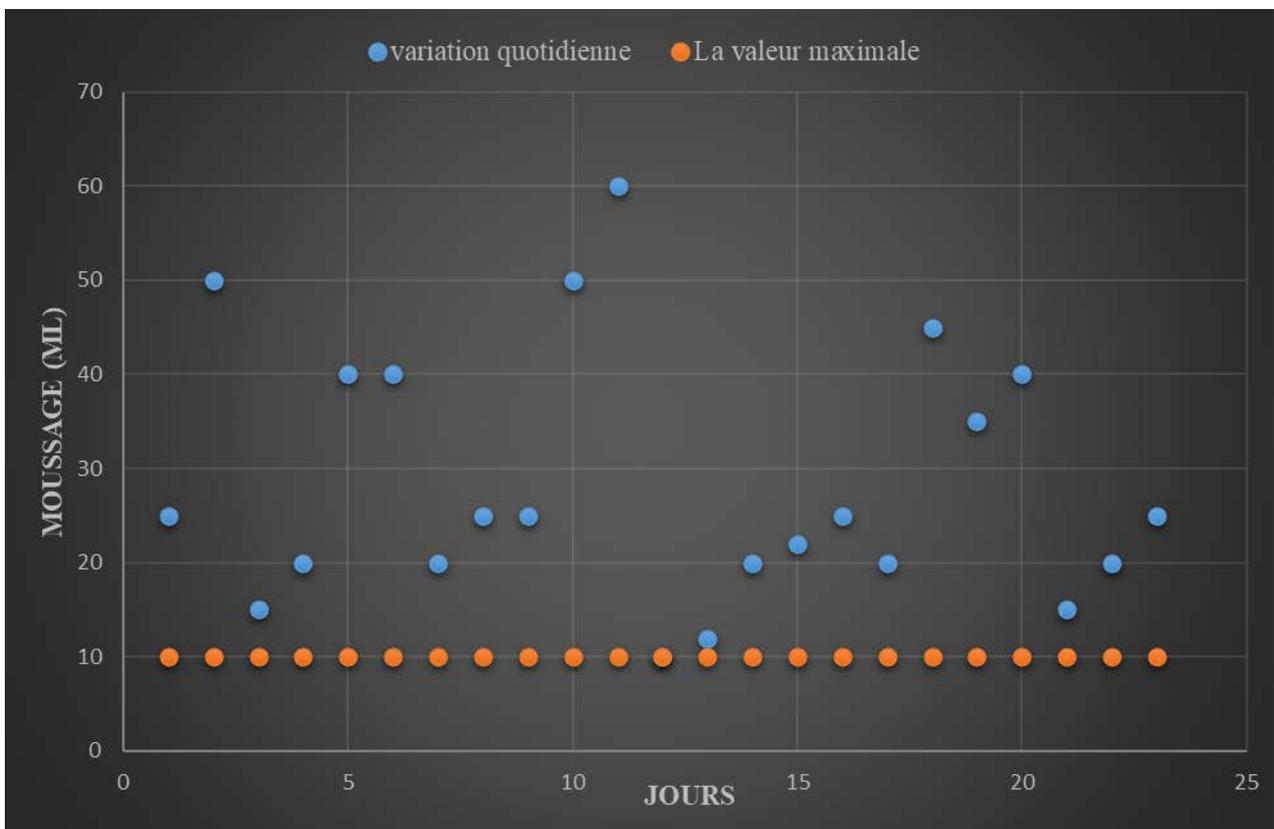


Figure.15 : Analyses quotidiennes du taux de moussage dans la solution MEA.

Tableau .01 : l'absorbeur (331-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 ³ /h
Température d'entrée de la MEA pauvre	38°C
Débit eau de lavage	17 m ³ /h
Pourcentage d'engorgement	80%

Tableau .02 : réchauffeur GN travaillant avec de la vapeur 4.5 bars (331-C). [15]

TUBES		CALANDRE	
Nombre de tubes	468		
Matériau	Acier Carbone	Matériau	Acier Carbone
Fluide en circulation	Gaz naturel	Fluide en circulation	Vapeur 4.5 bars
Débit	259099 Kg/H	Débit	10120 Kg/H
Température d'entrée	Ambiante	Température d'entrée	252.8 °C
Température de sortie	37.8°C	Température de sortie	147.8 °c
Température nominale	De -15°C à 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 échangée	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 ³ /H
Puissance du moteur	7.5HP

Tableau .04 : Ballon de détente (337-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

Tableau .05 : Régénérateur (332-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 (334-C). [15]

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

Annexe B

Tableau .07 : Ballon de reflux du régénérateur de CO₂ (333-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 : Échangeurs solvant riche /pauvre (333-C). [15]

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

Tableau .09 : Refroidisseur (332-C). [15]

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

Tableau .10 : Pompes de reflux du régénérateur (332 J/JA) [15]

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

Tableau .11 : Condenseur de tête de CO2 (335-C) [15]

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

Tableau .12 : Filtre de mea riche (331-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 ³ /H
Perte de charge normale	0.35 Bar
Pression maximale de fonctionnement	45.5 Bars
Température de fonctionnement	38°C
Fabriquant	Dollinger U.S.A

Tableau .13 : Filtre de mea riche (375-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 ³ /H
D/P Filtre propre	0.14 Bar
D/P Filtre encrassé	1.72 Bar
Pression maximale de fonctionnement	45.5 Bar
Pression nominale	49.6 Bar
Température de fonctionnement	43.3 °C

Annexe B

Tableau .14 : Composition et caractéristiques techniques du Gaz Naturel.

Composants	Formule chimique	Proportion en	Température d'ébullition en (°C)	Température de fusion en (°C)
Méthane	CH ₄	83,49	-161,52	-182,47
Éthane	C ₂ H ₆	6,85	-88,58	-182,8
Propane	C ₃ H ₈	2,15	-42,07	-187,68
i- Butane	iC ₄ H ₁₀	0,3	-11,81	-159,6
n- Butane	nC ₄ H ₁₀	0,5	-0,49	-138,36
i – Pentane	iC ₅ H ₁₂	0,08	36,03	-129,13è
n - Pentane	nC ₅ H ₁₂	0,11	36,03	-129,13
n – Hexane	nC ₆ H ₁₄	0,13	68,7	-95,3
Gaz carboniq	CO ₂	0,18	-78,59	-56,57
Azote	N ₂	6	-195,80	-210
Hélium	H e	0,21	-268,93	/
Eau	H₂O	50ppm	100	0

Tableau .15 : Spécifications techniques MEA. [15]

item	Désignation	Exigences Du Complexe
1	Produit	Monoethanolamine
2	Pays et fabricant d'origine	//
3	Formule chimique	NH ₂ CH ₂ CH ₂ OH
4	Applications	Absorption des gaz acides dans le gaz naturel
5	État physique (Physical state)	Liquide
6	Couleur (colour)	incolore
7	Masse molaire, g/mol	61,08 à 61,1
8	masse volumique à 20°C, g/cm ³ (density)	1,015 à 1,020
9	Pureté, [wt %]	Supérieur à 99,7
10	Impureté	Négligeable
11	Teneur en eau [wt %](water)	0,3% max.
12	Point d'ébullition à 760mmHg, °C (boiling point)	170 à 171 °C
13	Point de congélation, °C	10 à 10,5 °C
14	limite inférieure d'explosivité,%(V)	3,4 (88,3°C)
15	limite supérieure d'explosivité,%(V)	27,0(133,8°C)
16	Tension de vapeur à 20°C, mmHg (vapour pressure)	0.5 mbar à 20°C:4,1mbar à 50°C
17	Pt d'éclair, °C (flash point)	92 à 93 coupelle ouverte selon ASTM D92

Annexe B

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
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	À préciser

Annexe B

Tableau.16 : Spécifications techniques de SAG 10 anti mousse : Pol diméthyle siloxane. [15]

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

Bibliographie

- [1] Manuel de service formation GL2/Z « Soft (Procède De Liquéfaction Du Gaz Naturel) Process »,2010.
- [2] Manuel de service formation IAP, 2011.
- [3] Manuel opératoire du complexe GL2Z, 1993.
- [4] Manuel de service formation GL2/Z « Soft (Procède De Liquéfaction Du Gaz Naturel) Process »,1992.
- [5] Manuel opératoire de procédé « section traitement », volume I ,1981.
- [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] Document soft formation ingénieur, bloc 11 module 02, 1992.
- [10] The down chemical, «company, the alkanolamines» HAND-BOOK.
- [11] Camille GOUEDARD; novel degradation products of ethanolamine (MEA) in co2 capture conditions: identification, mechanisms proposal and transposition to other amines. Thèse 30 septembre 2014.
- [12] Bechir KOUMA. Remise en marche de l'unité de traitement de Gaz aux amines U88, mémoire de projet de fin d'étude : département des mines, Institut National Polytechnique Félix Houphouët Boigny, Mai 2008
- [13]. Manuel d'information et de sensibilisation. Service prévention Complexe GL2/Z. Thèse Avril 2008.
- [14] Liver, «Gas purification»- 5th ed. /Arthur Kohl and Richard Nielsen.
- [15] Manuel de formation GL2/Z « Soft Traitement De Gaz » ,2010.