



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
La République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de L'Enseignement Supérieur et la Recherche Scientifique
جامعة عبد الحميد بن باديس – مستغانم
Université Abdel Hamid Ben Badis – Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M2 .../GIP/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE
MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des Procédés
Spécialité : Génie pétrochimique

Thème

**Récupération du gaz carbonique (CO₂) au niveau de section de
décarbonatation dans le complexe GL1/Z**

Présenté par :

1. DJEROUROU Sofiane
2. GORINE Mohamed

Soutenu le 01 /07/2020 devant le jury composé de

Président : MEKIBES Zohra MCA Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
Examineur : DOUARA Nadia MCB Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
Encadreur : BENZEKRI BENALLOU MAC Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem

Année Universitaire : 2019-2020

Remerciements

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

Notre première pensée va tout naturellement à notre encadreur Mr. BENZEKRI BENALLOU M Qui nous a aidés. Conseillé et guidé a fin de finaliser ce modes te travail dans de bonne conditions.

Nos vifs remerciements aux membres de jury Dr. MEKIBES Zohra et Dr. DOUARA Nadia d'avoir accepté d'élaguer notre travail.

Nous tenons aussi à remercier tous nos enseignants pour leur aides continues ainsi que le département de génie des procède pour l'opportunité qu'il nous a offert pour travailler sur ce projet.

Résumé

Le réchauffement du climat observé actuellement s'explique très probablement par l'intensification des gaz à effet de serre, ce qui rend urgent le déploiement dans le monde entier, des technologies de réduction des émissions de gaz à effet de serre. Le captage du dioxyde de carbone (CO₂) est déjà une technologie industrielle utilisée aujourd'hui pour le traitement du gaz naturel. Elle est pratiquée couramment dans le secteur de l'énergie (industrie pétrolière et gazière).

Le gaz rejeté vers l'atmosphère par les 6 trains va se déverser dans un collecteur, il entre dans un échangeur pour le refroidir afin d'éliminer l'eau qui sera récupérée dans le séparateur.

A la sortie, le gaz est livré au client à l'aide d'un compresseur.

La mise en œuvre de cette étude ne présente aucun impact sur le fonctionnement des trains du procédé de liquéfaction et permet au complexe de :

- valoriser le gaz carbonique rejeté vers l'atmosphère au niveau des sections de traitement du gaz.
- Une entrée financière supplémentaire très importante.

ملخص

من المرجح أن يفسر ارتفاع درجة حرارة المناخ الملحوظ حاليًا بتكثيف غازات الدفيئة ، مما يجعل نشر التقنيات في جميع أنحاء العالم لتقليل انبعاثات غازات الاحتباس الحراري أمرًا ملغًا. يعد التقاط ثاني أكسيد الكربون (CO₂) بالفعل تقنية صناعية مستخدمة اليوم لمعالجة الغاز الطبيعي. تمارس على نطاق واسع في قطاع الطاقة (صناعة النفط والغاز). سوف يتدفق الغاز المنطلق إلى الغلاف الجوي بواسطة القطارات الستة إلى المجمع ، ويدخل في المبادل لتبريده من أجل القضاء على الماء الذي سيتم استرداده في الفاصل. في المخرج ، يتم تسليم الغاز للعميل باستخدام ضاغط. لا يؤثر تنفيذ هذه الدراسة على تشغيل قطارات عملية الإسالة ويسمح للمجمع بما يلي:

- استعادة ثاني أكسيد الكربون المنطلق في الغلاف الجوي في أقسام معالجة الغاز.
- إدخال مالي إضافي مهم للغاية.

Summary

The current warming of the climate is most probably explained by the intensification of greenhouse gases, which makes urgent the worldwide deployment of technologies to reduce greenhouse gas emissions.

Carbon dioxide (CO₂) capture is already an industrial technology used today for the treatment of natural gas. It is widely practiced in the energy sector (oil and gas industry).

The gas released to the atmosphere by the 6 trains will pour into a collector, it enters an exchanger to cool it in order to eliminate the water which will be recovered in the separator.

At the outlet, the gas is delivered to the customer using a compressor.

The implementation of this study has no impact on the operation of the liquefaction process trains and allows the complex to:

- recover carbon dioxide released to the atmosphere at the gas treatment sections.
- A very significant additional financial input.

Liste des abréviations

Symbole	Désignations
CO_2	Dioxyde de carbone
<i>GN</i>	Gaz naturel.
<i>GNL</i>	Gaz naturel liquéfié.
<i>GNT</i>	Gaz naturel traité.
<i>GES</i>	Gaz à effet de serre.
<i>MEA</i>	Mono éthanol amine.
<i>MCR</i>	Réfrigérant Multi-Composant.
CH_4	Methane
C_2H_6	Ethane
C_3H_8	Propane
N_2	Azotes

Liste des tableaux

Tableau I.1. Composition chimique de gaz naturel (gazeux)	5
Tableau I.2. Composition chimique de gaz naturel (liquide).....	5
Tableau III.1.Pourcentage molaire de CO_2 du GN à l'entrée.....	19

Liste des figures

Figure I.1. Organisation du complexe.....	4
Figure II.1. Schéma de la section de décarbonatation	11
Figure III.1. le bilan matière sur l'absorbeur	20
Figure III.2. Procède de récupération proposé.....	25

SOMMAIRE

Remerciements.....	I
Résumé.....	II
ملخص.....	II
Summary	II
Liste des abréviations.....	III
Liste des tableaux.....	III
Liste des figures	III
SOMMAIRE	IV
Introduction générale	1
Problématique.....	2

CHAPITRE I : PRESENTATION DU COMPLEXE

I.1. Présentation du complex.....	3
I.2. Section de traitement gaz.....	5
I.2.1. Décarbonatation	5
I.2.2. Déshydratation	6
i. Régénération des sécheurs	6
I.2.3. Démèrcurisation	6
I.3. Section de séparation	6
I.3.1. Pré refroidissement	6
I.3.2. la tour de lavage	7
I.4. Section de fractionnement	7
I.4.1. Déméthanisation	7
I.4.2. Déethanisation	7
I.4.3. Dépropanisations	7
I.4.4. Débutanisation	7
a. Boucle propane	8
b. Boucle MCR	8
I.5. Section de liquéfaction	8

CHAPITRE II : Description de la section de décarbonatation

II.1. Le role de la section de décarbonatation	10
II.2. Caractéristique de la réaction chimique	10
II.3. Dèffèrènts èquipèments de la section	10
II.4. Caractéristique des principaux èquipèments.....	11
II.4.1. Absorbeur de MEA	11
II.4.2. Règènèratuer.....	12
II.4.3. Pompes MEA	12
II.4.4. Pompes gaz acide J-506.....	12
II.4.5. Condenseur de tête E-501	12
II.4.6. Epurateur E-505	12
II.4.7. Rebouilleur E-502.....	12
II.4.8. Refroidisseur E-504	12
II.4.9. Echangeur de solution de MEA E-503	12
II.4.10. Filtre à charbon P-501.....	12
II.4.11. Pompe de lavage J-510/511	12
II.5. Procède de l'absorption du CO ₂	12
II.6. Régénération de la solution MEA.....	13
II.7. Epuration de la solution de MEA	14
II.8. Stockage de la solution	14
II.9. Paramètres de fonctionnement.....	14
II.9.1. Influence de la concentration de la MEA	15
II.9.2.Charge en acide et taux de captage	15
II.9.3. Influence de la température et de la pression.....	15
II.10. Principaux problèmes rencontrés dans le système MEA.....	15
II.10.1. Le Moussage.....	15
II.10.2. La corrosion.....	16
II.10.3. Entrainement d'amine	17

CHAPITRE III : Dimensionnement des équipements

III.1. Introduction.....	19
III.2. Estimations des émissions du CO ₂	19
III.2.1. Estimation des quantités de CO ₂ émises	19
III.2.2. Quantité de dioxyde de carbone absorbée par la MEA.....	19
III.2.2.1 Bilan de matière de l'absorbeur.....	20
III.2.2.2. quantité de CO ₂ émise par le régénérateur de MEA	22
III.3. Procédure de récupération proposée.....	23
III.4. Choix des équipements.....	24
III.4.1. Les conduites.....	24
III.4.2. Echangeur.....	24
III.4.3. Ballon	25
III.4.4. Compresseur.....	25
Conclusion	26
Recommandation	26
Référence	27

Introduction générale

Le complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z est conçu pour transformer une quantité très importante de gaz naturel de l'état gazeux à l'état liquide.

Ce gaz contient une quantité considérable de gaz carbonique, le passage des températures ambiantes aux températures cryogéniques (-162°C) pour sa liquéfaction impose la nécessité d'éliminer ce gaz carbonique de la composition initiale afin d'éviter le bouchage des conduites dans les sections froides du processus par sa congélation (CO_2).

L'élimination du gaz carbonique s'effectue dans les sections traitement gaz, par traitement chimique en utilisant un produit chimique appelé monoéthanolamine (MEA) dans une colonne d'absorption.

La régénération de cette solution de MEA consiste à séparer le gaz carbonique de cette solution et le rejeter en continu vers l'atmosphère.

Notre étude consiste à proposer un procédé de récupération du gaz carbonique évité en continu vers l'atmosphère et de dimensionner les équipements principaux composant ce procédé tel que :

Lignes d'acheminement vers les utilisateurs

- Echangeur de chaleur
- Ballon de séparation
- Compresseur de récupération

Problématique

- Le Dioxyde de carbone est un gaz à effet de serre (GES). C'est un élément majeur parmi les autres GES, il pollue l'environnement et il provoque le réchauffement de la terre.
- Les points qui ont motivé notre étude sur la récupération du gaz carbonique au niveau du complexe GL1Z sont:

1- Le gaz carbonique utilisé en grande quantité dans la zone industrielle d'ARZEW comme matière première dans la synthèse de méthanol ;

2- La commercialisation des quantités récupérées se fait sans contraintes.

La récupération de ce gaz carbonique permet d'atteindre deux objectifs principaux :

- Sa valorisation, en l'exportant aux usines situées dans une même zone que notre complexe pour être utilisé comme matière première dans la synthèse de leurs produits finaux.
- La protection de l'environnement par la réduction de l'émission du gaz carbonique qui contribue à l'effet de serra

I.1 Présentation du complexe

Le complexe GL1/Z est composé de

- Six (06) unités de liquéfaction de gaz naturel appelées trains.
- Trois bacs de stockage.
- Zone des utilités

La liquéfaction est réalisée selon le procédé APCI (Air Product and Chemicals Incorporated).

Chaque train est composé de plusieurs sections à savoir :

- Section traitement gaz.
- section séparation
- section fractionnement
- section liquéfaction

Le gaz naturel arrivant au complexe à une pression d'environ de 42 bars et à une température généralement ambiante passe en premier lieu dans chaque section de traitement gaz pour éliminer le CO₂ ensuite il passe dans les différentes sections pour éliminer successivement l'eau, le mercure et les hydrocarbures lourds tel que les pentanes.

Une fois le gaz débarrassé de tous les éléments qui peuvent causer un bouchage lors de leur congélation dans la section froide, il passe dans la section froide de liquéfaction où il subit la transformation de l'état gazeux à l'état liquide par échange thermique avec un réfrigérant appelé MCR (multiple composants réfrigérant).

Avant qu'il soit refoulé dans des bacs de stockage le gaz naturel liquide passe à travers un ballon de détente appelé désazoter afin de réduire au maximum sa teneur en azote.

Les tableaux I.1 et I.2 montrent les compositions moyennes annuelles du gaz naturel et du gaz naturel liquéfié.

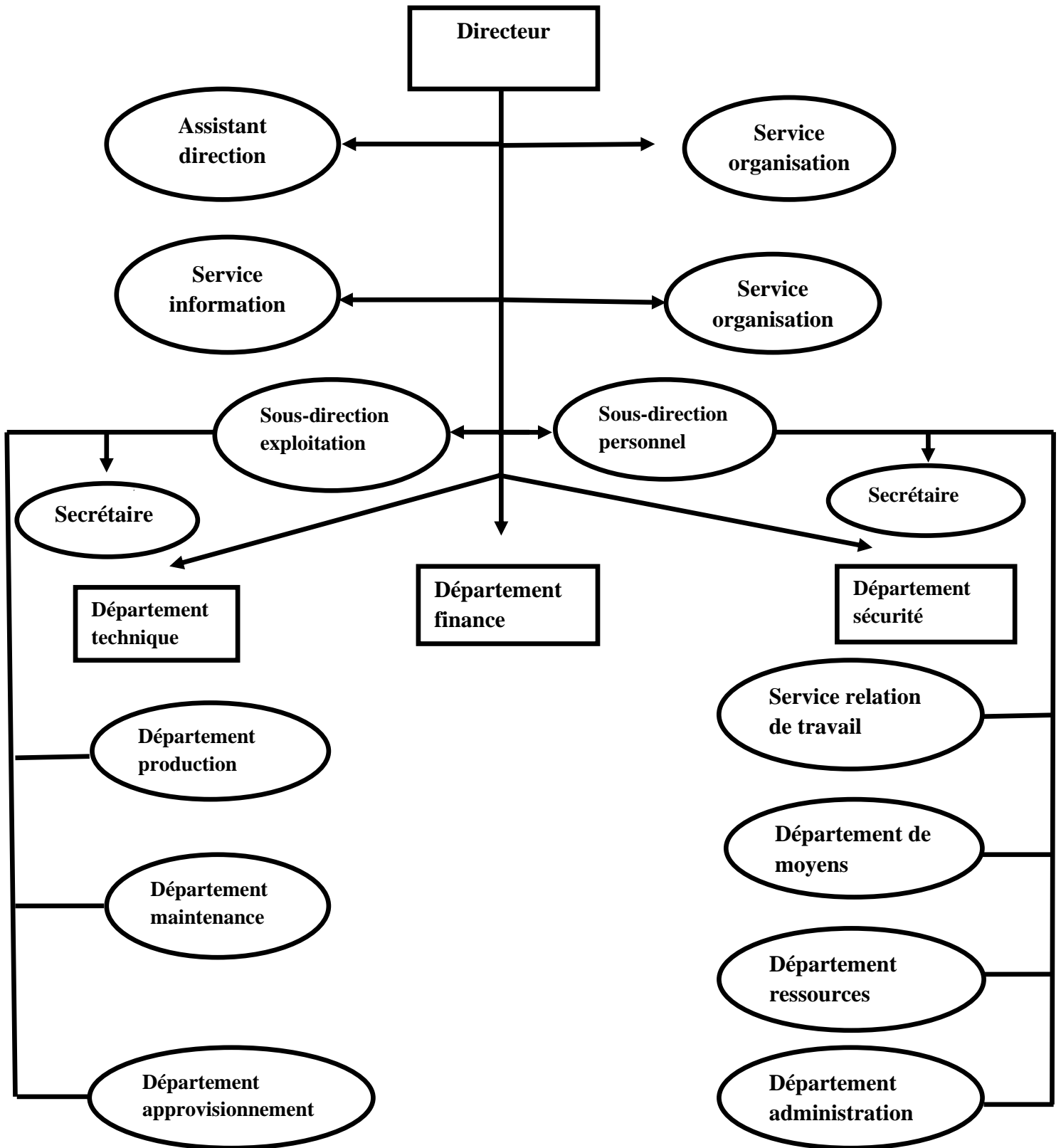


Figure I.1 : Organisation du complexe

Tableau I.1 : Composition du gaz naturel (gazeux)

Composants	% Molaire
He	0,18
N ₂	5,61
Methane	83,22
CO ₂	0,22
Ethane	7,69
Propane	2,03
iso-butane	0,36
n-butane	0,46
iso-pentane	0,09
n-pentane	0,10
Hexane	0,04
Eau (ppm)	50
Mercure	10

Tableau I.2 : Composition du gaz naturel (liquide)

Composants	% Molaire
N ₂	1.10
Methane	87.81
Ethane	8.35
Propane	2.01
I so-Butane	0.28
n-Butane	0.45

I.2. Section de traitement gaz

I.2.1. 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 CO₂ quitte la tête de l'absorbeur pour être envoyé dans la section de déshydratation.

La solution riche en CO₂ quitte le fond de l'absorbeur pour la régénération dans une colonne à basse pression et à haute température.

I.2.2. déshydratation

Un pré refroidissement dans l'échangeur à propane **E-521** jusqu'à **21°C** permet de condenser **65%** de l'eau contenue dans le gaz. Cette eau est retenue dans le séparateur **G-787**. Le gaz chargé d'humidité passe ensuite à travers deux sècheurs à tamis moléculaires (**R-310** et **R-311**) qui travaillent en alternance pendant un cycle de 12 heures. Alors que l'un est en service l'autre est en régénération, le GN sort avec une concentration en eau inférieure à **1 ppm**. L'élimination est basée sur la fixation des molécules d'eau contenues dans le GN par le phénomène d'adsorption.

Le gaz déshydraté est ensuite filtré dans deux filtres **P-312A** et **B** pour éliminer les particules solides entraînées.

i. Régénération des sècheurs

Après 12 heures de service, le sécheur est soumis à une opération de régénération par un gaz réchauffé à une température de **295°C**. Il pénètre par le fond du sécheur et progresse vers le haut en entraînant avec lui toute l'eau contenue dans les tamis à la sortie du sécheur. Le gaz de régénération pénètre dans un refroidisseur et c'est alors que l'eau est condensée, séparée puis dirigée vers la décantation, tandis que le gaz est renvoyé vers le réseau fuel gaz, ou torche ou vers absorbeur. Le sécheur est refroidi par un gaz de température **21°C** pour être prêt au service.

I.2.3. Démèrcurisation

La dernière étape de traitement est l'élimination du mercure. Elle 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. Le démrcuriseur utilisé est le charbon à base de soufre, et passe ensuite à travers deux filtres. Le GNT sortant de cette section avec une teneur de mercure inférieure à 7 nano gramme par Nm³ est envoyé vers la section de refroidissement[2].

I.3. Section de séparation

I.3.1. Prérefroidissement

Le GNT pénètre dans la section de séparation à une température de **21°C** et une pression effective de **40 bars** où il doit subir un refroidissement par deux échangeurs au propane, le

premier pour ramener la température du gaz à -1°C , le second à -26°C , qui est la température à laquelle il doit pénétrer dans la tour de lavage.

I.3.2. La tour de lavage

La section de séparation a pour objectif de séparer les composants lourds des composants légers du gaz.

Le gaz refroidi est flashé dans la tour de lavage **F-711** au niveau du **9^{ème}** plateau. La phase vapeur riche en méthane et éthane s'élève à travers huit plateaux supérieurs de la colonne, les vapeurs de tête subissent une condensation dans l'échangeur à propane jusqu'à une température de -40°C où les vapeurs sont partiellement condensées pour être séparées dans le ballon de flash. Le liquide est refoulé vers la tour de lavage comme un reflux et les vapeurs de tête s'écoulent vers la section de liquéfaction, et le liquide de fond de la tour de lavage s'écoule vers la section de fractionnement **[1]**.

I.4. Section de fractionnement

Cette section a pour but de fractionner le produit de fond de la tour de lavage afin d'alimenter le circuit de réfrigération et d'appoint dans les différentes sections du procès. Cette section est constituée de quatre colonnes de distillation, et chaque colonne a un rebouilleur, un condenseur et un ballon de reflux.

I.4.1. Déméthanisation

Les composés légers (C_1 et des traces de C_2) sont séparés des hydrocarbures lourds passent vers le haut de la colonne à contre courant par rapport à un débit de reflux continu qui s'écoule vers le fond.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans un condenseur sous l'effet réfrigérant puis séparées dans le ballon de reflux. Les vapeurs non condensées constituent un appoint dans le circuit MCR.

I.4.2. Dééthanisation

Le produit de fond du déméthaniser est à son tour fractionné dans le dééthaniser, afin de produire de l'éthane comme produit de tête. L'éthane obtenu sert comme appoint au réfrigérant mixte (MCR), à la tour de lavage et pour le contrôle de qualité de GNL particulièrement à l'amélioration de son pouvoir calorifique. Le produit de fond sert à alimenter la colonne de dépropanisations.

I.4.3. Dépropanisations

La section de dépropanisations a pour but de produire du propane afin de répondre aux besoins respectifs du circuit de réfrigération au propane, de l'appoint de la tour de lavage et

du contrôle de qualité du GNL. Les produits de fond sont dirigés comme alimentation vers la colonne du débutaniseur.

I.4.4. Débutanisation

Le flux d'hydrocarbures pénètre dans la colonne de débutanisation où le butane s'élève vers le sommet. Ce dernier peut être utilisé comme appoint dans le réseau de gaz combustible ou bien envoyé vers le ballon de reflux de la tour de lavage. Les C₅ + s'écoulent vers le fond où ils sont refroidis, puis envoyés vers le stockage dans une sphère de gazoline[5].

a. Boucle propane

La boucle propane comprend trois étages de compression. Le propane est refoulé par le troisième étage du compresseur **K-110**, refroidi dans un échangeur à eau de mer jusqu'à **43°C**, et condensé dans un échangeur à **37°C**.

Il est enfin accumulé dans un ballon qui alimente le ballon séparateur **HP-791** et l'échangeur de propane **E-521**. Le propane liquide subit des détentes successives dans trois ballons de séparation **G-791**, **G-790** et **G-785** respectivement à haut, moyenne et à basse pression. Les vapeurs obtenues après chaque flash sont aspirées par le corps du compresseur, à la pression correspondante. Le propane moyenne pression alimente le condenseur de tête de la tour de lavage **E-523**, le premier échangeur **E-522** et le **E-525A** et **B**.

b. Boucle MCR

La boucle MCR comprend deux étages de compression, un refroidissement à l'eau de mer après chaque refoulement et une séparation avant chaque aspiration. Les vapeurs MCR sont aspirées par un compresseur basse pression et refroidies jusqu'à **38°C** dans l'échangeur à eau de mer pour être ensuite séparées dans le ballon séparateur basse pression. Le compresseur haute pression aspire les vapeurs du ballon haute pression et les refoulent vers un échangeur à eau de mer où sa température de sortie est de **32°C**. Après ce refroidissement, le MCR est amené à sa température de rosée **-37°C** à la sortie de deux batteries d'échangeurs propane. Le MCR partiellement liquéfié, est séparé dans un ballon haute pression pour alimenter les condenseurs de tête du déméthaniser et de la tour de lavage, et l'échangeur principal.

I.5. Section de liquéfaction

La liquéfaction du GN est réalisée dans l'échangeur principal au moyen d'un réfrigérant mixte MCR.

Le gaz naturel d'alimentation quitte le séparateur de la tour de lavage avec une pression effective de **39 bars** et une température de **-34°C** pour pénétrer dans l'échangeur principal. Il

est rejoint par un appoint d'éthane, propane et butane afin d'assurer les contrôles de la qualité du GNL à produire.

Le gaz est subdivisé en deux flux dont le plus important (**90%**) pénètre par le fond de l'échangeur à l'intérieur d'un faisceau de tubes, où il circule en flux parallèle avec MCR (vapeur et liquide).

Le flux MCR liquide est détendu dans la partie médiane par une vanne de détente Joule-Thomson et redescend sous forme de douche dans la calandre pour refroidir les faisceaux MCR (liquide et vapeur) et le faisceau GN.

Le flux MCR vapeur traverse lui aussi l'échangeur principal de bas en haut pour être détendu en tête et redescend côté calandre. Les deux flux se remélangent en bas de l'échangeur afin d'être aspiré et ainsi le cycle est reproduit.

Le GNL progresse vers le haut de l'échangeur en passant par des zones de plus en plus froides, ainsi le GNL produit sort à l'état liquide à une température de **-150°C** et une pression effective de **25 bars**, il pénètre alors dans le déazoteur en passant par une vanne de détente qui permet de réduire sa pression effective à **0,3 bar** et sa température à **-162°C**.

Le deuxième flux de gaz d'alimentation (**10%**) by-pass l'échangeur principal pour passer dans un échangeur de gaz et de rejet où il est totalement condensé par la vapeur issue du ballon de flash d'azote. Il quitte alors l'échangeur à **-159°C** afin de rejoindre le flux de GNL produit par l'échangeur principal.

Le gaz de réfrigération issu de l'échangeur de gaz et de rejet est envoyé vers le réseau de gaz combustible ou vers le réseau de torche. Le GNL produit s'écoule du ballon de flash d'azote et est refoulé vers trois réservoirs de stockage de GNL par des pompes spécialement adaptées[1].

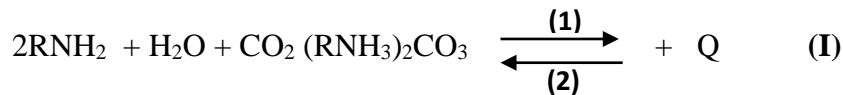
II. Description de la section de décarbonation**II.1. Rôle de la section de décarbonation**

Cette épuration se fait dans le but d'éviter le colmatage du système par la solidification du CO₂ dans les sections froides situées en aval du procédé de liquéfaction.

Le principe d'élimination du gaz carbonique à une teneur maximale de 90 ppm est mis en œuvre par un procédé d'absorption conduit dans une colonne d'absorption **F-502** à 27 plateaux à haute pression (42 bars) et basse température (38°C).

II.2. Caractéristiques de la réaction chimique

La principale réaction par laquelle le CO₂ est absorbé par la solution de MEA peut être représentée comme suite :



Avec (R: C₂H₄OH).

Cette étape comporte une étape intermédiaire dans laquelle l'eau et le CO₂ donnent l'acide carbonique.



L'équilibre de la réaction **(I)** se déplace dans le sens **(1)** à haute pression et basse température (condition de l'absorption), et dans le sens **(2)** à basse pression et haute température (condition de désorption, régénération de MEA)[3].

II.3. Différents équipements de la section

- La colonne d'absorption, appelée absorbeur F-502.
- La colonne de régénération F-501.
- Système de lavage incorporé dans la partie supérieure de l'absorbeur.
- Ballon de détente de MEA G-507.
- Epurateur de MEA E-505.
- Echangeurs en série de solution de MEA E-503/A et B.
- Filtre à cartouche actif P-501.
- Filtre à cartouche P-502.
- Condenseur de tête E-501
- Rebouilleur de MEA E-502.
- Ballon de gaz acide G-502.
- Pompe de lavage J-510/511.

- Turbo pompe MEA J-503.
- Pompe MEA J-504.
- Puisard G-504.
- Pompe du puisard J-505.
- Bac d'anti mousse R-502.[4].

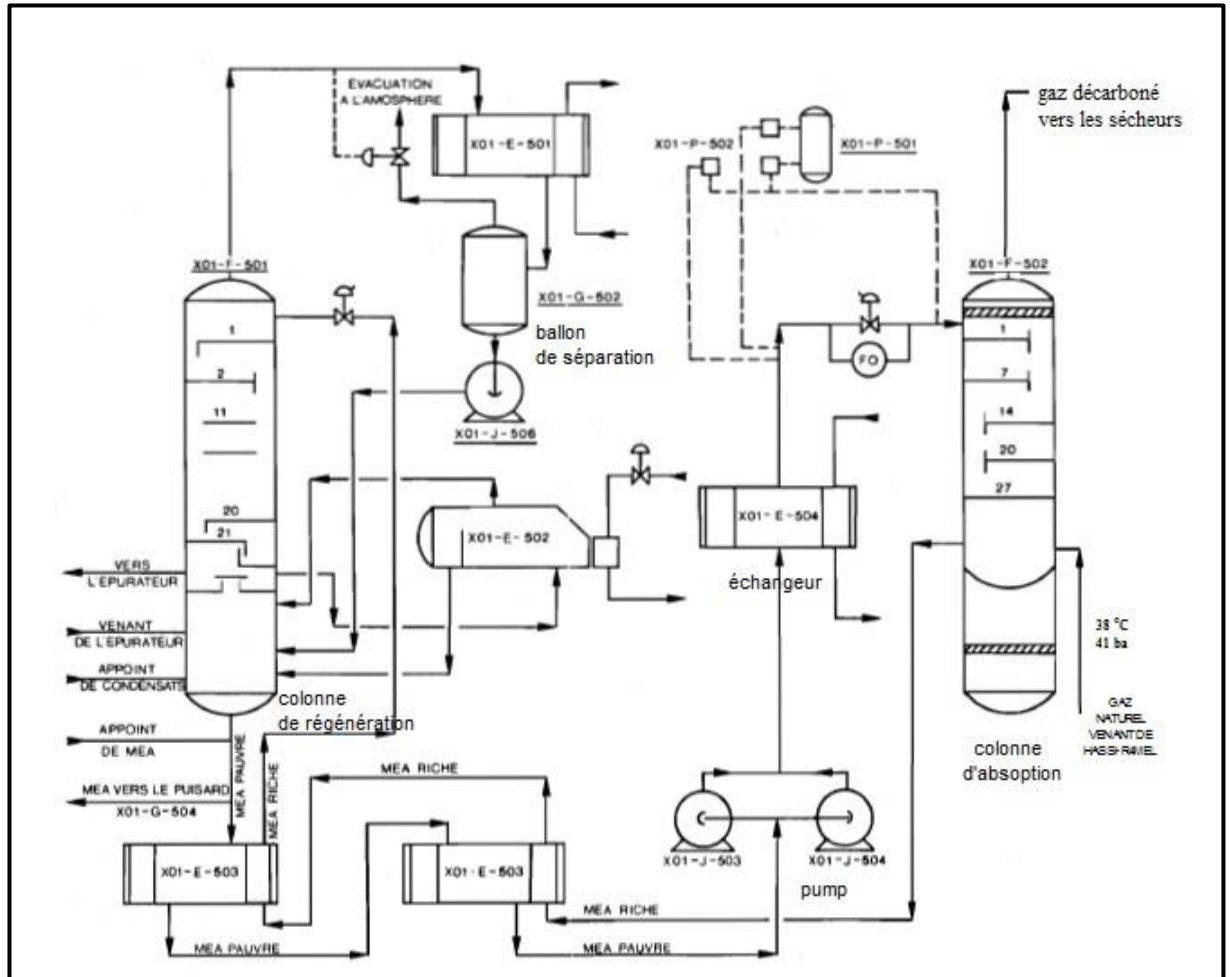


Figure II.1 : Schéma de la section de décarbonation

II.4. Caractéristiques des principaux équipements

II.4.1. Absorbeur de MEA

Constitué de 27 plateaux d'origine (modifié en tête avec suppression de 4 plateaux pour installer le système de lavage).

La pression de service 42 bars, concentration de MEA entre **12** et **15%** et la température **38°C**.

II.4.2. Régénérateur

Le régénérateur a 21 plateaux, la pression de service est de 0,7 bars, et la température de fond égale à 118°C et celle de tête de 108°C.

II.4.3. Pompes MEA

La pression d'aspiration est de 1,7 bar, et celle de refoulement de 53 bars, le produit véhiculé est de la vapeur à 16,2 bars.

II.4.4. Pompe gaz acide J-506

La pression de refoulement est de 2 bars, elle a une capacité de 47,69 litres/min, la température du produit véhiculé est de 69°C.

II.4.5. Condenseur de tête E-501

La pression de service est de 0,7 bars, la pression maximale de 5 bars, la température d'entrée égale à 110°C, et la température de sortie à 69°C, la température maximale de 135°C.

II.4.6. Epurateur E-505

La pression de service est de 1,7 bar, et la pression maximale de 5 bars.

La température de service est de 130°C, celle de saturation est de 150°C, et la température maximale est de 176°C.

II.4.7. Rebouilleur E-502

La pression de service est de 1,7 bars, et la pression maximale est de 5 bars.

II.4.8. Refroidisseur E-504

La pression maximale calandre est de 63 bars, la température MEA entrée égale à 80°C, et celle de MEA de sortie est de 40°C.

II.4.9. Echangeur de solution de MEA E-503 A/B

La pression côté tubes MEA riche est de 7 bars, la pression maximale est de 49 bars.

La pression côté calandre MEA pauvre est de 1,7 bar, et le maximal est de 5 bars.

II.4.10. Filtre à charbon P-501

Le volume est de 1,36 m³, le débit est de 2,27 m³/h, et la pression maximale égale à 68 bars.

II.4.11. Pompe de lavage J-510/511

La capacité du système 64,6 m³, la température d'aspiration comprise entre 38°C et 45°C, la vitesse est de 3700 tr/min, et la capacité de la pompe est de 19 litres/h [4].

II.5. Procédé d'absorption du CO₂

Le gaz naturel d'alimentation pénètre dans l'unité avec une pression contrôlée à 42 bars. Le gaz et tout d'abord admis dans une section de séparation rapide située au fond de l'absorbeur F-502, section dans laquelle les liquides sont entraînés puis séparés du débit du gaz

d'alimentation. Après séparation, le liquide est envoyé vers le système de décantation des hydrocarbures, tandis que le gaz est acheminé vers le haut de l'absorbeur par le préchauffeur **E-506**.

Le gaz naturel pénètre dans l'absorbeur à 38°C et circule vert le haut à travers 25 plateaux à clapets, circule à contre courant par rapport à une solution aqueuse de mono éthanol amine (MEA) à 15% qui s'écoule vers le bas de la colonne. Cette solution de MEA pauvre en CO₂, pénètre elle aussi dans l'absorbeur à 38°C et une pression légèrement supérieur à 42 bars, et son débit est régulé à 54.000 kg/h aux conditions normales. Le gaz d'alimentation ainsi purifié sort par la partie supérieure de l'absorbeur après son passage à travers deux plateaux destinés au lavage, et passe ensuite dans les sécheurs à tamis moléculaire.[3].

II.6. Régénération de la solution MEA

De grandes quantités de chaleur sont nécessaires à la régénération de la solution riche, cette chaleur sert à :

- Chauffer la solution à une température suffisante pour permettre la désorption des gaz acides.
- Générer des vapeurs d'extraction pour produire une solution ayant une teneur en gaz acide suffisamment basse.

La solution de MEA riche quitte l'absorbeur **F-502** par le fond avec une température de 49°C, elle subit une détente rapide de 42 à 8 bars au niveau du ballon de détente **G-507**, elle est ensuite chauffée jusqu'à 93°C par échange thermique avec les liquides résiduels du régénérateur dans les échangeurs **E-503A** et **B**. Puis par la vanne **FV-121**, la pression est réduite à 0,7 bar, enfin entre dans le régénérateur **F-501** par le haut, cette alimentation assure le reflux du régénérateur.

La solution riche passe en cascade dans les 21 plateaux à clapets du régénérateur pour être recueillie sous forme de solution de MEA pauvre au fond de ce dernier.

Après son passage sur le déversoir, la solution coule vers la section inférieure du régénérateur où la température est maintenue à 118°C par le rebouilleur **E-502** avec de la vapeur d'eau d'une pression effective de 3,45 bars et une température de 148°C.

La vapeur présente au sommet du régénérateur qui se compose principalement de CO₂ et de vapeur d'eau, quitte la colonne à 107°C puis elle est refroidie à l'eau de mer jusqu'à 50°C dans le condenseur de tête **E-501**, la vapeur ainsi condensée s'accumule dans le ballon gaz acide **G-502**, où la partie vapeur constituée essentiellement de CO₂ est rejetée vers l'atmosphère.

La phase liquide est envoyée vers le fond du régénérateur par la pompe **J-506**.

La solution de MEA pauvre passe du côté calandre des échangeurs **E-503A** et **B** où sa température est réduite à **70°C**, puis par l'une des pompes **J-503** ou **J-504** où sa pression augmente jusqu'à 42 bars. En exploitation normale la pompe **J-503** est en service tandis que la **J-504** est réglée à démarrer automatiquement en cas de chute de pression de la solution pauvre, puis elle passe par un échangeur à eau de mer **E-504** pour amener sa température à 38°C. C'est la température d'entrée dans l'absorbeur.

Un système de filtrage double est prévu pour éviter l'accumulation des impuretés solides dans la solution de MEA qui risquerait de provoquer le moussage dans l'absorbeur et le régénérateur. Environ 84 % de la solution de MEA pauvre refroidie est continuellement filtrée par le filtre à charbon P-501 renfermant du charbon actif et protégé de part et d'autre part des filtres à cartouche[3].

II.7. Epuration de la solution de MEA

L'épurateur de MEA E-505 est installé pour assurer la récupération de la MEA et l'extraction des impuretés contenue dans la solution.

À la suite d'une période d'utilisation prolongée, la solution de MEA se détériore à cause de l'accumulation progressive des produits de nature acide, et formeraient des dépôts bitumineux ou boueux s'il n'était pas éliminés. Ces contaminants sont des substances non volatiles et forment des sels par réaction chimique avec le carbonate de sodium anhydre. Au fur et à mesure du développement du cycle de récupération de MEA, les sels s'accumulent dans l'épurateur, ce qui fait monter la température d'ébullition de la solution de MEA, une fois que la température atteint 150°C, l'épurateur cesse de fonctionner et doit être nettoyé avant le cycle suivant[3].

II.8. Stockage de la solution

On stocke la solution de MEA de concentration de **15 %** à **20 %** dans deux réservoirs **G-501** et **G-505**, le réservoir **G-501** fournit la solution de base et d'appoint des trains **100, 200, 300**, tandis que le **G-505** dessert les trains **400, 500,600**. Des puisards et des pompes sont associés aux réservoirs pour le transfert de la solution, et la dilution de MEA pour le cas échéant[3].

II.9. Paramètres de fonctionnement

Rappelons que la section de décarbonatation sert à éliminer le CO₂ contenu dans le gaz naturel avant son admission dans la section de liquéfaction.

Pour cela, la concentration de CO₂ doit être réduite à moins de 90 ppm[3].

II.9.1. Influence de la concentration de la MEA

La limite maximale de la concentration de MEA est imposée par des problèmes de corrosion et de moussage, et la fourchette de concentration optimale de MEA s'étend de **15 à 20%** en poids. Il est préférable que la concentration se situe vers la partie inférieure de cette fourchette[3].

II.9.2. Charge en gaz acide et taux de captage

La charge en gaz acide signifie le nombre de moles de gaz acide présent dans la solution par mole d'amine. Du point de vue de la corrosion, la charge en gaz acide de la solution riche constitue une variable importante, les charges suivantes sont typiques : 0,3 à 0,52 mole de CO₂/ mole de MEA, pour la solution pauvre la charge typique est de 0,12 mole de CO₂ /mole de MEA

Le taux de captage désigne le nombre de moles acide capté par mole d'amine pur circulé. Il s'agit de la différence entre une charge riche et une charge pauvre d'amine [3].

II.9.3. Influence de la température et de la pression

La température de contact dans l'absorbeur ainsi que la pression sont des variables importantes. En général, les températures élevées et les faibles pressions sont contraires aux conditions d'équilibre. Donc, pour une absorption il est nécessaire de fonctionner à des températures basses et des pressions plus élevées afin de maintenir un transfert raisonnable et une bonne vitesse de réaction[3].

II.10. Principaux problèmes rencontrés dans le système MEA

L'utilisation de la solution d'amine dans le procédé de décarbonation du gaz naturel peut provoquer de sérieux problèmes si elle n'est pas utilisée convenablement.

Les problèmes les plus importants rencontrés dans les unités de décarbonation sont :

- Le moussage ;
- La corrosion ;
- Entraînement d'amine.

II.10.1. 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 se développe une couche stable de mousse, la solution d'amine est entraînée jusqu'à la tête de la colonne d'absorption. Ceci affecte 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.

La chute de pression dans une colonne à plateaux est généralement de 0,7 à 1,5 k Pa par plateau.

Les agents qui provoquent le moussage peuvent être :

- Une variation brusque du débit du gaz d'alimentation,
- Débit de MEA important vers l'absorbeur ;
- Une température élevée de la solution MEA ;
- Matière solide en suspension finement divisée ;
- Concentration élevée de la MEA ;
- Hydrocarbures dissous ;
- Produits de dégradation de l'amine (tel que COS) ;
- Agents anticorrosifs ajoutés sur place.

Un entrainement important de liquide peut se traduire par une augmentation de la concentration de la MEA dans le ballon séparateur **G-787** du sécheur. En fonctionnement normal, la concentration de la MEA dans le séparateur du sécheur doit être de 0,5 à 1% en poids.

Les produits anti mousses solubles dans l'eau sont souvent plus efficaces s'ils sont dilués avant d'être introduits dans le système. L'incorporation d'une quantité excessive de produit anti mousse est généralement plus nocive que le manque total d'un tel produit.

L'emploi des produits anti mousse ne résout pas le problème fondamental, il ne constitue qu'une manière provisoire de contrôler le problème jusqu'à la détermination et l'évaluation de la cause du moussage.

La meilleure façon d'éviter les problèmes de moussage consiste à bien surveiller la solution d'amine, un bon fonctionnement du régénérateur et une bonne filtration de la solution sont absolument indispensables [3].

II.10.2. La corrosion

Ce problème peut entraîner un arrêt non programmé, un manque de production, une réduction de durée de vie des équipements, ainsi que des accidents. Ce problème peut être contrôlé tout en optant pour les paramètres de conception des installations et de fonctionnement appropriés. Elle constitue le problème le plus grave dans les unités de décarbonatation et ce sujet a reçu un maximum d'attention.

L'étendue et le type de corrosion rencontrée dans les unités à amines dépendent d'un certain nombre de facteurs tels que :

- Le type d'amine ;
- Le taux de charge élevé ;
- La nature des contaminants ;
- La charge de la solution ;
- Les matières solides entraînées avec le GN ;
- Les pressions et températures qui règnent à des différentes parties du système ;
- La vitesse de passage de la solution dans les équipements et les tuyauteries.

Les gaz acides sont les principaux agents de corrosion, et ceci à été prouvé par l'expérience qui montre que l'augmentation des charges en gaz acides de la solution provoque une augmentation des taux de corrosion.

Le CO₂ libre est la cause de corrosion sévère, surtout à haute température et en présence d'eau, le fer métallique réagit avec l'acide carbonique, formant du bicarbonate de fer soluble. Le chauffage du système risque de libérer le CO₂ et de précipiter le fer sous forme de carbonate de fer insoluble.

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

Une méthode répandue pour atténuer ou éviter la corrosion de l'acier au carbone dans les unités à amines consiste à employer des agents anticorrosifs [3].

II.10.3. Entrainement d'amine

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

On peut réduire les pertes d'amine comme suit :

- Une section de lavage à l'eau installée en tête de la colonne d'absorption réduira les pertes dues à l'entrainement ainsi que celles dues à la teneur en amine du gaz à équilibre.
- Il faut noter que cette section de lavage prendra la place des deux plateaux supérieurs de l'absorbeur, cela ne devrait pas limiter l'absorption de CO₂[3].
- Un éliminateur de vapeur (démister) bien conçu installé en tête de la colonne d'absorption permet également de réduire l'entrainement physique.
- Raccorder toutes les purges d'équipement au puisard de l'usine.

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

III.1. Introduction

L'estimation de quantité de gaz CO₂ rejetée à l'atmosphère au niveau de la section 500 d'élimination de CO₂ fait l'objet de ce chapitre. Cependant, d'une part des calculs de l'absorbeur sont effectuées, d'une autre part on a présenté le schéma proposé pour la récupération de gaz CO₂ rejeté à l'atmosphère.

L'augmentation de la concentration atmosphérique des Gaz à effet de serre émis par l'activité humaine, demeurent très importante, ce qui provoque un réchauffement du Climat déjà perceptible. Dans ce contexte, et pour réduire la concentration de CO₂ dans l'atmosphère, plusieurs mesures simultanées ont été prises. Dans le cadre de notre stage qui a eu lieu au CPF, nous allons axer notre étude sur l'estimation des émissions du CO₂[5].

III.2. Estimations des émissions du CO₂ dans l'usine CPF**III.2.1. Estimations des quantités de CO₂ émises**

Le calcul de la quantité du CO₂ émis par la colonne de régénération, est possible dans le cas où les données sur le régénérateur sont disponibles, par ailleurs, ces quantités sont estimées directement d'après un bilan sur l'absorbeur. Cette dernière méthode qu'on appliquée dans notre cas.

La composition de gaz à l'entrée de la section 500, dont les fractions volumiques illustrée dans le tableau[5].

III.2.2. Quantité de dioxyde de carbone absorbée par la MEA

L'hypothèse proposée est que la quantité du CO₂ rejetée vers l'atmosphère par la colonne de régénération du MEA est équivalente à la quantité du CO₂ absorbé par la MEA, en négligeant la perte de charge et la quantité de CO₂ retenue par la MEA à la sortie de régénérateur. Donc, on peut estimer la quantité du CO₂ rejeté à l'atmosphère en établissant un bilan de matière sur l'absorbeur.

La capacité de l'unité étudiée de gaz naturel est de 250105Nm³/ h à l'entrée, cette valeur représente le maximum de l'unité, et elle utilisée à fin de connaître la valeur maximale de CO₂ absorbé. Regroupe les pourcentages molaires de CO₂ du gaz naturel à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur[5].

Tableau III. 1: pourcentage molaire de CO₂ du GN à l'entrée.

Débit de gaz naturel à l'entrée	Fraction Molaire de CO ₂ à l'entrée	Fraction Molaire de CO ₂ à Sortie
250105 Nm ³ /h	0,22%	0,05%

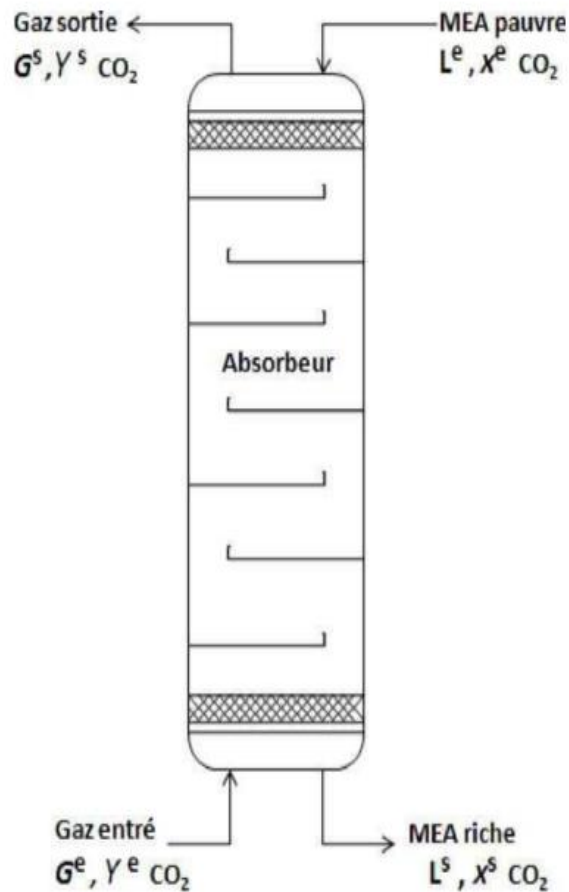


Figure III.1 : Le bilan matière sur l'absorbeur[5].

III.2.2.1. Bilan de matière de l'absorbeur

On a comme donnée :

- Débit volumique du GN à l'entrée de l'absorbeur par heure : 250105Nm³/h
- Débit molaire du GN à l'entrée de l'absorbeur :

$$G^e = \frac{\text{Débit de gaz naturel à l'entrée}}{\text{volume molaire}}$$

$$G^e = \frac{205105}{22.4}$$

$G^e = 11165, 4018 \text{ k mol/ h}$

- Débit de la MEA pauvre à l'entrée de l'absorbeur : 51 m³/h

- Teneur en CO₂ à l'entrée de l'absorbeur : 0,22 %
- Teneur du GN en CO₂ à l'absorbeur : 0,05%

Le bilan de global est donné par l'équation (1) :

$$ACC = (E + G) - (S + P) \quad (1)$$

Avec :

ACC : Accumulation ;

E : entrée ;

G : génération ;

S : Sortie ;

P : pertes.

Vu qu'on n'a pas de variation de débit au cours de temps. Ceci signifie que, l'accumulation est nulle. D'un autre côté, on a pas de réaction chimique lors de l'absorption, alors pas de génération (ni consommation ni production). Ainsi qu'on n'a pas des pertes au cours de cette opération. Par conséquent, on est dans le cas stationnaire, autrement dit, le débit d'entrée est lui-même qui sort. En effet, l'équation (1) devient : $E = S$ (2)

Et on a :

$$E = G^e + L^e \quad (3)$$

$$S = G^s + L^s \quad (4)$$

Alors le débit du CO₂ absorbé par la MEA est calculé d'après les bilans globaux suivant :

$$G^s + L^s = G^e + L^e \quad (5)$$

On fait le bilan partiel sur le CO₂ :

$$(G^e \times Y_{CO_2}^e) + (L^e \times X_{CO_2}^e) = (G^s \times Y_{CO_2}^s) + (L^s \times X_{CO_2}^s) \quad (6)$$

On considère que la MEA à l'entrée de l'absorbeur est pure, donc la fraction molaire de CO₂ sera nulle ($X_{CO_2}^e = 0$), d'où le débit molaire du CO₂ absorbé sera :

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = (L^s \times X_{CO_2}^s) = (G^e \times Y_{CO_2}^e) - (G^s \times Y_{CO_2}^s) \quad (7)$$

L^s : Débit molaire du MEA à la sortie de l'absorbeur ;

G^e : Débit molaire du GN à l'entrée de l'absorbeur ;

$Y_{CO_2}^e$: Fraction molaire de CO₂ à l'entrée de l'absorbeur ;

$G_{CO_2}^{Absorbé}$: Débit molaire CO₂ absorbé ;

G^s : Débit molaire du GN à la sortie de l'absorbeur ;

$Y_{CO_2}^s$: Fraction molaire de CO₂ à la sortie de l'absorbeur.

On a le débit du GN qui varie en fonction du débit de CO₂ de l'entrée jusqu'à la sortie de l'absorbeur, donc il est nécessaire d'établir un bilan sur les inertes, car leur débits restent

constant au cours de l'opération de l'absorption ;on appel les inertes tous constituants du GN qui ne présentent pas une affinité chimique vis-à-vis la MEA.

$$G_{inerte}^e = G^e \times (1 - Y_{CO_2}^e) = G^s \times (1 - Y_{CO_2}^s) \quad (8)$$

$$G_{inerte}^e = G^e \times (1 - Y_{CO_2}^e) = 11165,4018 \times (1 - 0,0022)$$

$$G_{inerte}^e = 11140,83 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$G^e = \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} \quad (9)$$

$$G^s = \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} \quad (10)$$

Le remplacement de l'équation (8) et (9) dans l'équation (7) donnée :

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = \left[\frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} \times Y_{CO_2}^e \right] - \left[\frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} \times Y_{CO_2}^s \right] \quad (11)$$

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = 24,56 - 5,57 = 18,98 \text{ kmol/h}$$

Le débit du CO₂ absorbé sera :

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = 18,98 \text{ kmol/h}$$

Sachant que M_{CO_2} est de 44 kg/ kmol, le débit du CO₂ absorbé sera :

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = 18,98 \times 44 = 835,12 \text{ kg/h}$$

III.2.2.2. Quantité de CO₂ émise par le régénérateur de MEA

Les vapeurs de tête de régénérateur du MEA riche, se composant essentiellement de CO₂, de l'eau et des traces de MEA. Ces vapeurs sont condensées partiellement à 198°C. A cette température, le CO₂ reste sous forme de vapeur se qui facilite son évacuation vers l'atmosphère par la PIC 106 (pressure indicator Controller). Cet indicateur n'indique que la pression [5].

D'après le design, le débit massique de l'alimentation à l'entrée de régénérateur du MEA riche $G_{A \text{ Lim}}$ est égal à la somme de débit massique de MEA riche mentionné par l'indicateur (616) tel que $G_{MEA}^{entré} = 7682,33 \text{ kg/h}$, et le débit du reflux mentionné par l'indicateur (618) qui tel que $G_{reflux} = 5556,76 \text{ kg/h}$, et le débit d'eau d'appoint en cas ou la concentration de MEA dans le régénérateur augmente (équation 11).

$$G_{Alim} = G_{MEA}^{entré} + G_{reflux} + C_{Apo \text{ Int}}^{eau} \quad (12)$$

On considère que la concentration de MEA dans le régénérateur n'augmente pas, donc on peut négliger la quantité d'eau d'appoint pour faciliter les calculs.

$$G_{Alim} = 7682,33 + 5556,76$$

$$G_{Alim} = 13239,09 \text{ kg/h}$$

La quantité de MEA pauvre à la sortie de régénérateur est mentionnée par l'indicateur (617) tel que :

$$G_{MEA}^{Pouvre} = 7627,05 \text{ kg/h}$$

Après avoir négligé la perte de charge, la quantité de CO₂ extraite par le régénérateur est calculée d'après le bilan global suivant :

$$G_{Alim} = G_{vapeur}^{tête} + G_{MEA}^{Pouvre} \quad (13)$$

$$G_{vapeur}^{tête} = G_{Alim} - G_{MEA}^{Pouvre} \quad (14)$$

Donc la quantité de CO₂ enlevée par le régénérateur sera :

$$G_{vapeur}^{tête} = 13239,09 - 7627,05$$

$$G_{vapeur}^{tête} = 5612,04 \text{ kg/h}$$

Le débit massique des vapeurs de tête de régénérateur est mentionné par l'indicateur, indique une valeur de $G_{vapeur}^{tête} = 5612,04 \text{ kg/h}$ qui confirme nos calculs. Le débit massique de ces vapeurs, après leur condensation partielle par l'échangeur, se répartit en deux phases, celle du liquide et du vapeur ; le débit de liquide condensé est indiqué par l'indicateur, tel que :

$G_{après\ COND}^L = 5556,76 \text{ kg/h}$, et le débit du vapeur est mentionné par l'indicateur tel que : $G_{après\ COND}^v = 55,28 \text{ kg/h}$ la quantité de CO₂ rejetée vers l'atmosphère à travers la PIC

$$106 \text{ Sera : } G_{CO_2}^{Rejetée} = G_{après\ COND}^v = G_{vapeur}^{tête} - G_{après\ COND}^L \quad (15)$$

$$G_{CO_2}^{Rejetée} = 55,28 \text{ kg/h}$$

Après avoir calculé la quantité de dioxyde de carbone sortie de régénérateur, il est à noter que cette quantité est très élevée, et vu qu'elle est rejetée vers l'atmosphère, elle est nocive pour l'environnement. Pour ce fait, nous avons lancé l'idée d'installer une unité de récupération de dioxyde de carbone.

III.3. Procède de récupération proposé

Le procédé de récupération comme il est présenté dans la figure III.2 consiste à récupérer toutes les quantités de gaz carbonique rejetées vers l'atmosphère par les six trains du

complexe à partir de leurs lignes respectives en aval des vannes (PV) des ballons de séparation (G-502).

Les lignes des trains vont alimenter un collecteur principal qui alimentera l'échangeur afin d'éliminer l'humidité entraînée par le flux du gaz carbonique et protéger les compresseurs des gouttes d'eau .

L'eau contenue dans le flux gazeux sera condensée et séparée dans un ballon de séparation pour finir dans le système de décantation des hydrocarbures. Ce flux de gaz carbonique sera aspiré ensuite par un compresseur et refoulé à une pression de 7 bar.

Pour assurer en permanence l'alimentation en gaz carbonique de nos clients, deux compresseurs sont recommandés (un en service et l'autre en stand-by).

Afin d'éviter tout dysfonctionnement des colonnes de régénération des trains en cas de problème en aval des compresseurs, on recommande l'installation d'un évent (ligne vers atmosphère) au niveau du ballon d'aspiration avec une vanne de régulation de pression (PV) et un clapet anti - retour[5].

III.4. Choix des équipements

Dans ce paragraphe nous allons donner un aperçu sur le principe du choix des équipements principaux composant le procédé proposé ci-dessus.

III.4.1. Les conduites

Des conduites en acier inoxydable à faible teneur en carbone sont utilisées pour toutes parties en contact avec le CO₂ humide

III.4.2. Echangeur

L'étape de dimensionnement permet de s'orienter vers l'appareil qui convient le mieux.

La meilleure exploitation du potentiel thermique existant entre la source chaude et la source froide en agaçant au mieux la circulation des fluides dans les divers échangeurs dans une usine commence à être étudiée.

La technologie d'échangeurs la plus souvent rencontrée sur les grosses installations sera du type « tube-calandre ».

Le matériau utilisé est : capron –Nickel 0,5%

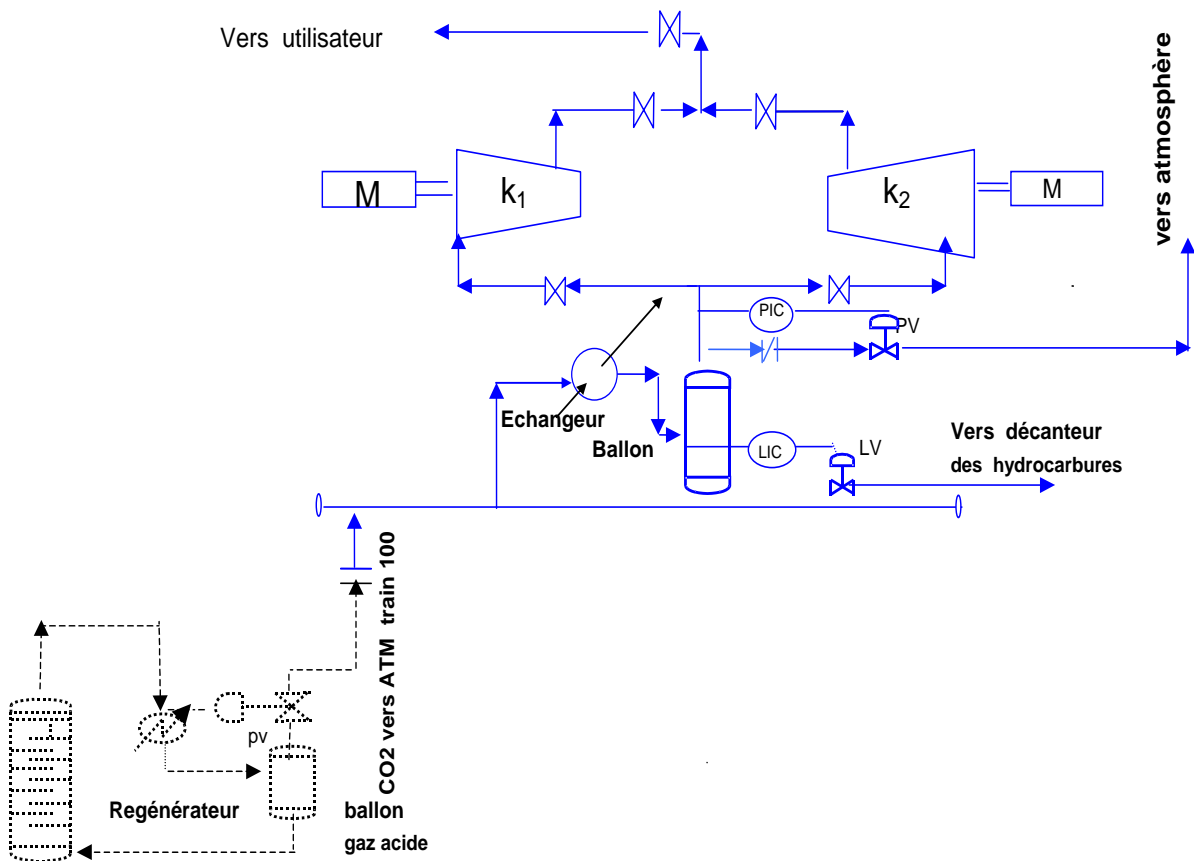


Figure III.2 : Procédé de récupération proposé.

III.4.3. Ballon

Il existe deux types de ballon de séparation :

- ❖ Le ballon vertical ;
- ❖ Le ballon horizontal.

Les séparateurs peuvent être équipés de démister et de déflecteur.

On opte pour un séparateur vertical si le rapport débit vapeur et débit liquide est élevé, et pour un séparateur horizontal si le rapport de débit vapeur et débit liquide est faible

III.4.4. Compresseur

On peut faire le choix de notre compresseur comme suit:

- Minimisation des frais d'investissement en capitaux ;
- Minimisation des frais de maintenance ;
- Puissance de rendement requis ;
- Souplesse ;
- Considérations intéressant l'environnement.

Conclusion

La prise de conscience de la communauté internationale et la convergence des données scientifiques autour du réchauffement climatique rendent urgent le déploiement dans le monde entier des technologies de réduction des émissions de gaz à effet de serre.

Pour répondre à cet objectif, nous avons proposé un procédé de récupération de CO₂ rejeté vers l'atmosphère dans la section de décarbonatation avec un débit d'alimentation important de CO₂ (**55.28kg/h**).

Recommandations

Un surdimensionnement des équipements du procédé proposé au niveau de la section de décarbonatation des trains de GNL1/Z et GNL2/Z, afin d'augmenter le débit du CO₂ récupéré, puisque le GN traité a les mêmes caractéristiques.

Dans le but de traiter les fumées des chaudières qui constituent une source importante de CO₂, la réalisation d'une nouvelle installation de captage de CO₂ composée d'un absorbeur et d'un régénérateur pour l'intégrer avec notre procédé est nécessaire

Référence

Référence

- [1] Manuel de service formation GL1/Z, soft (procède de liquéfaction du gaz naturel) ,1992.
- [2] Manuel opératoire de procède « section de traitement » volume **I** ,1981.
- [3] Formation D'ingénieur, module 11 : décarbonatation, volume 26.
- [4] Manuel opératoire du procède de liquéfaction du complexe GL1/Z.
- [5] Mohamed Alamdjed guerricha et Samir khellou « Récupération de CO₂ rejeté vers l'atmosphère au niveau du section de décarbonatation d'une unité de traitement de gaz naturel » Mémoire d'ingénierie de gaz naturel, université Ouargla, Algérie, 2013.