



## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADMIQUE

**Filière : INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES**

**Option : GÉNIE PÉTROCHIMIQUE**

### THÈME

*Récupération du CO<sub>2</sub> rejeté vers l'atmosphère au niveau  
des sections de décarbonatation du Complexe GL1/Z*

Présenté par :

1. LADJAL ABDELKRIM
2. ALQUTATI YOUSEF

Soutenu le 19/06/ 2025 devant le jury composé de :

Présidente : Sefir Yamina	Grade	MCA	U - Mostaganem
Examinatrice : Mehtougui Nabila	Grade	MCA	U - Mostaganem
Encadrante : Bendahma Fatima	Grade	Professeur	U - Mostaganem

Année Universitaire : 2024 / 2025



## **Remerciements**

---

*Notre travail a été réalisé au niveau du complexe GL1/Z, ARZEW, Oran. Nous exprimons toute notre gratitude et notre profonde reconnaissance à notre encadrante Madame **Bendahma Fatima**, Professeur à l'université de Mostaganem. Nous sommes particulièrement honorées par la présence de madame **Sefir Yamina**, Maître de conférences à l'université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem qui a bien accepté de présider ce jury de mémoire. Nos vifs remerciements s'adressent à madame **Mehtougui Nabila**, Maître de conférences à l'université de Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem pour avoir bien voulu faire partis du jury et d'avoir accepté d'examiner ce travail.*

## *Dédicaces*

---



*Je dédie ce travail à tous ceux qui me sont chers.*

- *A mon très cher Père.*
- *A ma mère qui a un grand mérite de m'avoir ici et qui j'aurais souhaité qu'elle soit avec moi ce jour.*
- *A mes sœurs REEM et JENEEN*
- *A mes frères Ameer, Mohammed*
- *A mon binôme LADJAL ABDELKARIM et cher ami, à qui je souhaite de la bonne santé et surtout la liberté pour nos chères frères les palestiniens».*
- *A toute ma famille maternelle et paternelle.*

*Yousef*

# *Dédicaces*

---



- *Je dédie ce travail à tous ceux qui me sont chers.*
- *"A mes très chers MAMAN et mon Père "*
- *A mon binôme ALQUTATI YOUSEF et cher ami*
- *A mes chers amis MOHAMED et ABDELMALEK*
- *"À mes frères ines et zakaria et abdelnour"*
- *"À mes collègues d'université*
- *A toute ma famille maternelle et paternelle.*

*Karim*

## Résumé

L'intensification des gaz à effet de serre semble être la cause principale du réchauffement climatique actuel, ce qui rend impératif le déploiement global des technologies destinées à réduire les émissions de gaz à effet de serre. Aujourd'hui, la technologie de capture du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) est déjà mise en œuvre à l'échelle industrielle pour le traitement du gaz naturel. Elle est couramment mise en pratique dans le domaine de l'énergie (secteur pétrolier et gazier). Les six trains vont libérer du gaz dans l'atmosphère qui sera ensuite dirigé vers un collecteur. Ce gaz passera par un échangeur pour être refroidi, ce qui permettra d'éliminer l'eau qui sera ensuite recueillie dans le séparateur. Le gaz est acheminé au client par l'intermédiaire d'un compresseur à la sortie. La réalisation de cette étude n'affecte en aucun cas d'opération des trains du procédé de liquéfaction et offre au complexe la possibilité de :

- Valoriser le dioxyde de carbone émis dans l'atmosphère au niveau des sections où le gaz est traité.
- Une autre source de revenus financière cruciale.

**Mots clés :** CO<sub>2</sub>, l'atmosphère, l'énergie, séparateur.

## **Abstract**

The intensification of greenhouse gases appears to be the main cause of current global warming, making the global deployment of technologies designed to reduce greenhouse gas emissions imperative. Today, carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) capture technology is already implemented on an industrial scale for natural gas processing. It is commonly used in the energy sector (oil and gas). The six trains will release gas into the atmosphere, which will then be directed to a collector. This gas will pass through an exchanger for cooling, which will remove the water, which will then be collected in the separator. The gas is conveyed to the customer via a compressor at the outlet. This study does not affect the operation of the liquefaction process trains in any way and offers the complex the opportunity to:

- Recover the carbon dioxide emitted into the atmosphere at the sections where the gas is processed.
- Another crucial source of financial revenue.

**Keywords:** CO<sub>2</sub>, atmosphere, energy, separator.

## ملخص

يبدو أن تكثيف غازات الاحتباس الحراري هو السبب الرئيسي للاحتباس الحراري العالمي الحالي، مما يجعل النشر العالمي للتقنيات المصممة للحد من انبعاثات غازات الاحتباس الحراري أمرًا ضروريًا. واليوم، تُطبق تقنية احتجاز ثاني أكسيد الكربون (CO<sub>2</sub>) على نطاق صناعي لمعالجة الغاز الطبيعي. وتُستخدم هذه التقنية على نطاق واسع في قطاع الطاقة (النفط والغاز). ستُطلق القطارات الستة الغاز في الغلاف الجوي، ثم يُوجَّه إلى مُجمِّع. يمر هذا الغاز عبر مبادل للتبريد، والذي يُزيل الماء، الذي يُجمِّع بعد ذلك في الفاصل. يُنقل الغاز إلى العميل عبر ضاغط عند المخرج. لا تؤثر هذه الدراسة على تشغيل قطارات عملية التسييل بأي شكل من الأشكال، وتتيح للمجمع الفرصة لما يلي:

- استعادة ثاني أكسيد الكربون المنبعث في الغلاف الجوي في أقسام معالجة الغاز.
- مصدر آخر حيوي للإيرادات المالية.

**الكلمات المفتاحية:** ثاني أكسيد الكربون، الغلاف الجوي، الطاقة، الفاصل

## *Sommaire*

Remerciements.....	i
Dédicaces.....	ii
Résumé.....	iv
Introduction Générale.....	3

### *Chapitre I*

#### *Présentation du complexe*

I.1. Présentation du complexe GL1/Z.....	7
I.2. Section de traitement du gaz.....	9
I.2.1 Décarbonatation.....	9
I.2.2 Déshydratation.....	10
I.2.3. Régénération des sécheurs .....	10
I.2.4. Démercurisation.....	11
I.2.5. Refroidissement.....	11
I.2.6. Séparation (tour de lavage).....	11
I.2.7. Section de fractionnement.....	12
I.2.7.1 Déméthanisation .....	12
I.2.7.2 Déethanisation.....	12
I.2.7.3 Dépropanisations.....	12
I.2.7.4 Débutanisation .....	12
I.2.8. Section de liquéfaction.....	13
I.2.8.1 Zone de stockage .....	15
I.2.8.1 Zone de pompage .....	15

### *Chapitre II*

#### *Section de traitement du gaz*

II.1 Introduction .....	18
-------------------------	----

II.2 Section de traitement du gaz .....	18
II.2.1 Colonne d'absorption (F-502) .....	18
II.2.2 Colonne de régénération (F-501) .....	18
II.3 Dioxyde de carbone (CO <sub>2</sub> ).....	19
II.3.1 Propriétés physiques du CO <sub>2</sub> .....	19
II.3.2 Utilisations du dioxyde de carbone.....	20
II.3.3 Gaz à effet de serre (CO <sub>2</sub> ) .....	21
II.3.3.1 Mécanisme de l'effet de serre.....	21
II.3.3.2 Émissions.....	22
II.4 Impact économique de l'effet de serre.....	23

### Chapitre III

#### Dimensionnement des équipements

III.1 Introduction .....	25
III.2 Dimensionnement des équipements .....	25
III.2.1 Estimations des émissions du CO <sub>2</sub> dans l'usine CPF .....	25
III.2.1.1 Estimations des quantités de CO <sub>2</sub> émises.....	25
III.2.1.2 Quantité de dioxyde de carbone absorbée par la MEA .....	25
III.3. Bilan de matière de l'absorbeur .....	26
III.4. Quantité de CO <sub>2</sub> générée par le régénérateur de MEA.....	29
III.5. Procédé de récupération proposé .....	30
III.6. Choix des équipements .....	32
III.6.1 Conduites.....	32
III.6.2 Échangeur.....	32
III.6.3 Ballon de séparation .....	32
III.6.4. Compresseur .....	32
Bibliographie.....	34
Conclusion générale .....	35

## **Introduction Générale**

Le complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1/Z est destiné à convertir de grandes quantités de gaz naturel de l'état gazeux à l'état liquide. Ce gaz contient une proportion significative de dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ), dont la présence devient problématique lors du refroidissement à des températures cryogéniques ( $-162\text{ °C}$ ) nécessaires à la liquéfaction [1]. En effet, le  $\text{CO}_2$  risque de se solidifier et d'obstruer les conduites dans les sections froides du procédé. Pour prévenir ce phénomène, il est impératif de l'éliminer du gaz en amont.

Cette élimination s'effectue dans les sections de traitement de gaz de chaque train de production, via un procédé chimique utilisant la mono-éthanolamine (MEA) dans des colonnes d'absorption.

La solution de MEA chargée en  $\text{CO}_2$  est ensuite régénérée dans une unité dédiée, où le dioxyde de carbone est séparé puis rejeté en continu dans l'atmosphère.

L'objectif de notre étude est de proposer un procédé permettant la récupération de ce  $\text{CO}_2$  actuellement évacué à l'air libre, et de dimensionner les équipements principaux nécessaires à cette opération, notamment :

- Les lignes de transport vers les utilisateurs,
- Un échangeur de chaleur,
- Un ballon de séparation,
- Un compresseur de récupération.

## **Problématique et motivation de récupération**

Le dioxyde de carbone est un gaz qui contribue à l'effet de serre (GES). C'est un composant important parmi les autres GES, il contamine l'environnement et contribue au réchauffement planétaire.

Plusieurs éléments ont motivé cette étude sur la récupération du CO<sub>2</sub> au sein du complexe GL1/Z :

### **1. Valorisation industrielle du CO<sub>2</sub>**

- Le dioxyde de carbone est largement utilisé dans la zone industrielle d'Arzew comme matière première dans diverses synthèses :
- Fabrication d'urée (CH<sub>4</sub>N<sub>2</sub>O), utilisée comme engrais agricole,
- Production de méthanol à l'usine de l'ENIP,
- Commercialisation par l'Entreprise Nationale des Gaz Industriels (ENGI).
- Les quantités récupérées peuvent être aisément écoulées sans contraintes.

### **2. Continuité de fonctionnement**

La mise en œuvre du système de récupération n'impactera pas le bon fonctionnement des unités de liquéfaction.

### **3. Enjeux environnementaux**

Le rejet du CO<sub>2</sub> contribue à l'effet de serre. L'initiative s'inscrit dans la politique HSE (Hygiène, Sécurité, Environnement) adoptée par SONATRACH, visant à réduire l'impact environnemental des installations industrielles.

### **4. Avantages économiques**

La récupération du CO<sub>2</sub> représente également une opportunité de générer des bénéfices financiers.

### **Objectifs de la récupération**

La récupération du dioxyde de carbone poursuit deux objectifs majeurs :

- Sa valorisation : en l'acheminant vers les usines voisines utilisant le CO<sub>2</sub> comme intrant dans leurs procédés de fabrication.
- La protection de l'environnement : en réduisant les émissions de CO<sub>2</sub> dans l'atmosphère, limitant ainsi l'impact sur le réchauffement climatique.

Enfin, ce travail s'achève par une conclusion générale, résumant les principaux résultats obtenus avec les interprétations associées.

# *Chapitre I*

---

## *Présentation du complexe*

## **I.1. Présentation du complexe GL1/Z**

Le complexe GL1/Z comprend :

- ❖ Six (06) unités de liquéfaction de gaz naturel, appelées trains,
- ❖ Trois bacs de stockage,
- ❖ Une zone dédiée aux utilités.

Le procédé de liquéfaction utilisé est celui de la société Air Products and Chemicals Incorporated (APCI). Chaque train est subdivisé en plusieurs sections fonctionnelles (voir la figure I.1) :

- Section de traitement du gaz,
- Section de séparation,
- Section de fractionnement,
- Section de liquéfaction.

Le gaz naturel arrive au complexe avec une pression d'environ 42 bars et à température ambiante. Il est d'abord traité dans la section dédiée pour éliminer le CO<sub>2</sub>, puis passe successivement dans d'autres unités afin d'extraire l'eau, le mercure et les hydrocarbures lourds (comme les pentanes).

Une fois purifié, le gaz est envoyé vers la section cryogénique où il est liquéfié au contact d'un fluide réfrigérant multi-composant (MCR).

Avant d'être transféré vers les bacs de stockage, le gaz liquéfié traverse un ballon de détente (appelé déazoteur) qui a pour fonction de réduire sa teneur en azote au maximum.

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

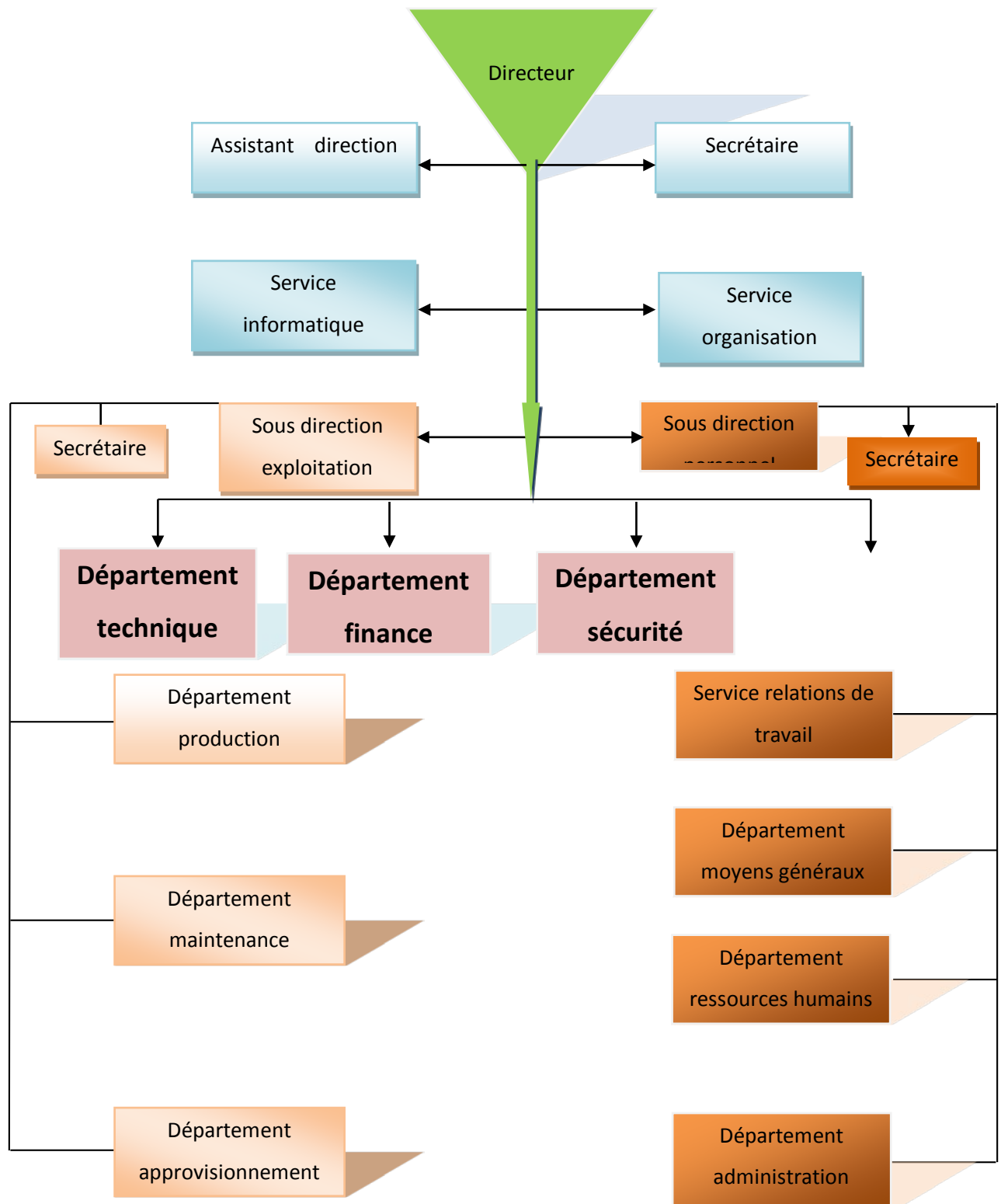


Figure I.1 : Organisation du complexe.

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

COMPOSANTS	% MOLLAIRE
HE	0,18
N2	5,61
METHANE	83,22
CO <sub>2</sub>	0,22
ETHANE	7,69
PROPANE	2,03
ISO-BUTANE	0,36
NOR-BUTANE	0,46
ISO-PANTENNE	0,09
NOR-PENTANE	0,10
HEXANE	0,04
EAU (ppm)	50
MERCURE (micro gramme)	10

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

COMPOSANTS	% MOLLAIRE
N2	1.10
METHANE	87.81
ETHANE	8.35
PROPANE	2.01
ISO-BUTANE	.28
NOR-BUTANE	.45

## I.2. Section de traitement du gaz

Afin de localiser précisément le point de récupération du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), il est essentiel de présenter brièvement le fonctionnement de la section de traitement du gaz au niveau de chaque train de liquéfaction.

### I.2.1. Décarbonatation

La méthode d'élimination du dioxyde de carbone est effectuée via un processus d'absorption à haute pression (42 bars) et basse température (38°C). Le processus d'absorption du dioxyde de carbone s'effectue en contre-courant à l'aide d'une solution aqueuse de mono-éthanolamine (MEA) diluée à 15%. Le gaz naturel libéré de CO<sub>2</sub> est transféré depuis l'absorbeur vers la section destinée à la déshydratation.

La solution riche en CO<sub>2</sub> quitte le bas de l'absorbeur pour être régénérée dans une colonne à basse pression et haute température.

### I.2.2. Déshydratation

Un pré-refroidissement à 21°C dans l'échangeur de chaleur à propane E-521 permet de condenser 65% de l'eau présente dans le gaz. Le ballon séparateur G-787 retient cette eau. Le gaz chargé d'humidité traverse ensuite deux sécheurs à tamis moléculaires (R-310 et R-311) qui fonctionnent en alternance sur une période de 12 heures. Tandis que l'un est opérationnel, l'autre est en phase de régénération. Le GN est libéré avec un niveau d'eau inférieur à 1 ppm. La suppression repose sur l'attachement des molécules d'eau présentes dans le GN grâce au processus d'adsorption. Le gaz, une fois déshydraté, est ensuite passé au crible à travers deux filtres P-312 A et B, afin d'écarter les particules solides transportées (Figure I.3).

### I.2.3. Régénération des sécheurs

Après une durée de service de 12 heures, le sécheur subit un processus de régénération impliquant un gaz chauffé à une température atteignant 295°C. Il s'introduit par le bas du séchoir en entraînant toute l'eau présente dans les tamis à la sortie du séchoir. Le gaz de régénération traverse un refroidisseur où il est condensé, séparé et ensuite dirigé vers la décantation. Pendant ce processus, le gaz est réorienté vers le réseau de combustible gazeux, la torche ou l'absorbeur. Le sécheur est refroidi à une température de 21°C par un gaz afin d'être opérationnel.

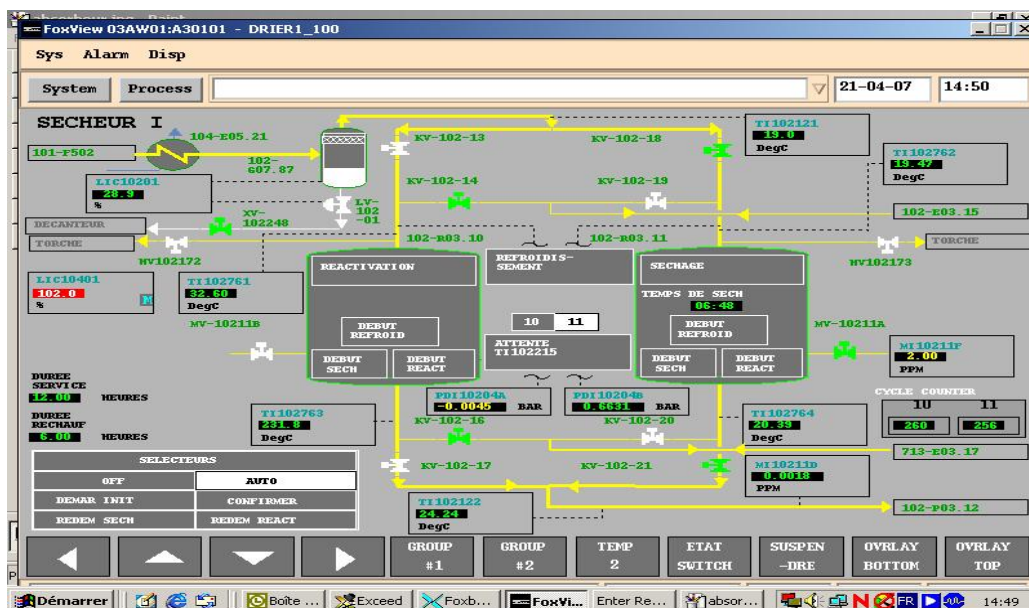


Figure.I.3 : Schéma illustrant la section de déshydratation.



**I.2.7. Section de fractionnement**

Cette partie vise à diviser le produit de base de la tour de lavage pour alimenter les circuits de refroidissement et d'appoint dans diverses sections du procédé. Cette partie comprend quatre colonnes de distillation. (Chaque colonne est équipée d'un rebouilleur, d'un condenseur et d'un ballon de reflux).

**I.2.7.1 Déméthanisation**

Les composés légers (C1 et des traces de C2) sont distincts des hydrocarbures plus lourds et montent dans la colonne contre le flux d'un reflux constant qui descend vers la base. Dans un condenseur, les vapeurs de tête sont partiellement condensées grâce à un réfrigérant, puis elles sont séparées dans un ballon de reflux. Les vapeurs non condensées servent de supplément dans le circuit MCR.

**I.2.7.2 Déethanisation**

Le déméthaniseur produit un sous-produit qui est ensuite fractionné dans l'éthanoisseur, pour générer de l'éthane considéré comme produit principal. Le propane extrait est utilisé comme complément au réfrigérant mixte (MCR), à la tour de lavage et pour le contrôle qualité du GNL, notamment pour l'optimisation de sa valeur calorifique. Le produit de base est utilisé pour approvisionner la colonne de dépropanisation.

**I.2.7.3 Dépropanisations**

L'objectif de la section de dépropanisation est de générer du propane pour satisfaire aux exigences du circuit de refroidissement au propane, de l'ajout à la tour de lavage et du contrôle qualité du GNL. Les produits de fond sont acheminés en tant qu'alimentation vers la colonne du débutaniseur.

**I.2.7.4 Débutanisation**

Le flux d'hydrocarbures entre dans la colonne de débutanisation où le butane monte vers le haut, soit pour être utilisé comme complément dans le réseau de gaz combustible, soit pour être dirigé vers le réservoir de reflux de la tour de lavage. Les C5 + se dirigent vers le bas où ils sont refroidis, puis acheminés vers l'entreposage dans une sphère de carburant.

**❖ 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.

Enfin, il sera 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 haute, moyenne et à basse pression. Les vapeurs obtenues après chaque flash sont aspirées par le corps du compresseur, à la pression correspondante. Le propane à moyenne pression alimente le condenseur de tête de la tour de lavage E-523, le premier échangeur E-522 et le E-525 A et 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 de basse pression et refroidies jusqu'à 38°C dans l'échangeur à eau de mer pour être séparées dans le ballon séparateur de basse pression. Le compresseur à haute pression absorbe les vapeurs du réservoir haute pression et les pousse vers un échangeur de chaleur à eau de mer, où leur température de sortie est de 32°C. Suite à ce processus de refroidissement, le MCR est porté à sa température de rosée de -37°C après avoir traversé deux batteries d'échangeurs propane. Le MCR partiellement liquéfié est séparé dans un récipient à haute pression afin de fournir des condenseurs principaux pour le déméthaniseur, la tour de lavage et l'échangeur principal [2].

**Tableau I.3 :** Composition chimique du réfrigérant Multi-Composant MCR.

Composants	% Molaire
N <sub>2</sub>	3
CH <sub>4</sub>	40
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	54
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3

#### I.2.8. Section de liquéfaction

Le processus de liquéfaction du GN s'effectue dans l'échangeur principal grâce à un réfrigérant mixte MCR.

Le gaz naturel d'alimentation sort du séparateur de la tour de lavage à une pression réelle de 39 bars et une température de  $-34^{\circ}\text{C}$  avant d'entrer dans l'échangeur principal. Il est alimenté en éthane, propane et butane pour garantir la qualité du GNL à produire.

Le gaz est divisé en deux courants, dont le plus conséquent (90%) entre par la base de l'échangeur à travers un faisceau de tubes, où il s'écoule en parallèle avec le MCR (vapeur et liquide). Le flux de liquide MCR est détendu dans la section centrale grâce à une vanne de détente Joule-Thomson et se condense en une pluie dans le calandre pour abaisser la température des faisceaux MCR (liquide et vapeur) ainsi que du faisceau GN.

Le GNT passe par l'échangeur principal en traversant des zones de température progressivement plus basse. Le GNL, qui est produit à une température de  $-150^{\circ}\text{C}$  et soumis à une pression effective de 25 bars, est introduit dans le déazoteur après avoir traversé une vanne de détente. Ce passage réduit sa pression à 0,3 bar et sa température à  $-162^{\circ}\text{C}$ .

Le second courant de gaz alimentaire (10%) quitte la colonne de séparation pour être dirigé vers un échangeur de gaz et de rejet où il est entièrement condensé par la vapeur provenant du réservoir de flash d'azote. Il sort donc de l'échangeur à  $-159^{\circ}\text{C}$  pour se joindre au courant de GNL généré par l'échangeur principal. Le gaz de réfrigération provenant de l'échangeur de gaz et du rejet est dirigé vers le réseau de gaz combustible ou le réseau de torche. Le GNL généré est acheminé depuis le ballon de flash d'azote et est pompé vers trois citernes de stockage de GNL grâce à des pompes spécifiquement modifiées.

**Tableau I.4 :** Composition chimique du GNL.

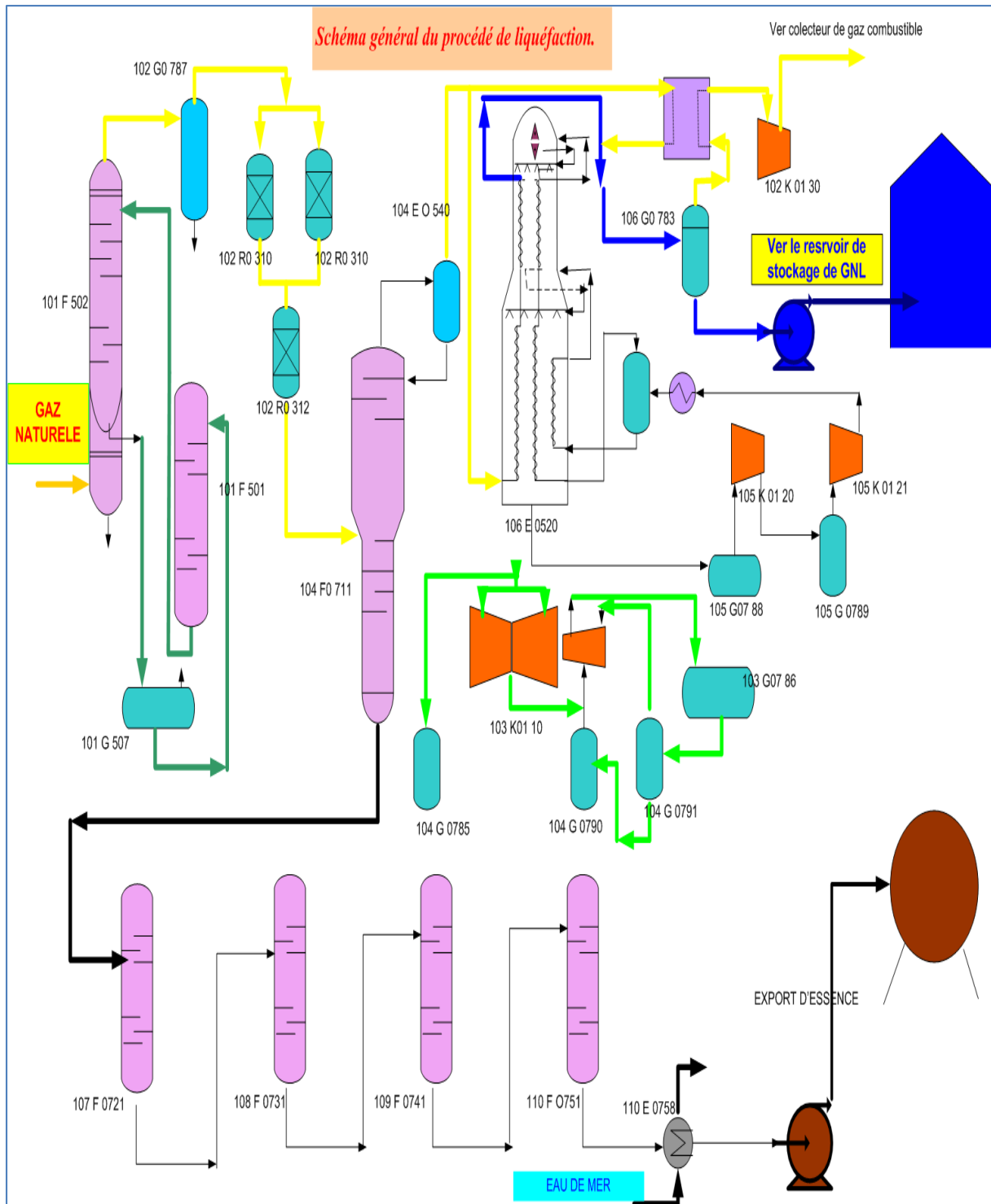
Composants	% Molaire
$\text{N}_2$	0,60
$\text{CH}_4$	84,0
$\text{C}_2\text{H}_6$	6,00
$\text{C}_3\text{H}_8$	2,20
$\text{iC}_4\text{H}_{10}$	0,30
$\text{nC}_4\text{H}_{10}$	0,30
$\text{C}_5\text{H}_{12}$ (+)	0,00

**I.2.8.1 Zone de stockage**

Cette zone abrite trois réservoirs aériens de GNL ayant une capacité de 100 000 m<sup>3</sup>, stockés à une pression de 1,03 bar et à une température de -162°C.

**I.2.8.2 Zone de pompage**

Cette zone contient une station de pompage de GNL d'une capacité de 10000 m<sup>3</sup>/h et deux quais d'expédition avec dix bras de chargement pour méthaniers de 50.000 m<sup>3</sup> à 125.000 m<sup>3</sup>.



**Figure.I.5 :** Schéma général du procédé de liquéfaction du GN

## ***Chapitre II***

---

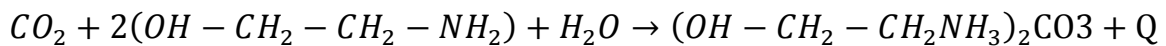
### ***Section de traitement du gaz***

## II.1 Introduction

Afin de localiser précisément le point de récupération du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), il est essentiel de présenter brièvement le fonctionnement de la section de traitement du gaz au niveau de chaque train de liquéfaction.

## II.2 Section de traitement du gaz

Le processus repose sur deux étapes principales : l'absorption chimique du CO<sub>2</sub> par une solution d'amine (mono-éthanol-amine, ou MEA) et la régénération de cette solution. La réaction chimique d'absorption peut être représentée comme suit :



(Q représente la chaleur libérée lors de cette réaction exothermique)

Cette section comprend deux colonnes principales :

- Une colonne d'absorption du CO<sub>2</sub>,
- Une colonne de régénération de la solution MEA.

### II.2.1 Colonne d'absorption (F-502)

L'unité reçoit le gaz naturel d'alimentation à une pression contrôlée, habituellement fixée à 41,4 bars. Initialement, il est placé dans la section basse de la colonne d'absorption (F-502) pour y réaliser la séparation des hydrocarbures lourds. Ces derniers sont par la suite orientés vers un dispositif de décantation.

Une fois détaché des hydrocarbures, le gaz passe par un réchauffeur (E-504) afin d'atteindre la température idéale d'absorption de 38°C. Il est ensuite inséré dans la section latérale inférieure de la colonne, où il passe de bas en haut à travers 25 étagères, en opposition à une solution de MEA pur (faible en CO<sub>2</sub>) qui descend depuis la partie supérieure.

Cette solution, lorsqu'elle est en contact avec le gaz naturel, absorbe le CO<sub>2</sub> qu'il contient. Le gaz purifié sort de la partie supérieure de la colonne pour être dirigé vers la section de déshydratation. En ce qui concerne la solution de MEA enrichie en CO<sub>2</sub>, elle est recueillie au bas de la colonne pour être transférée vers la colonne de régénération (F-501).

### II.2.2 Colonne de régénération (F-501)

Le mélange de MEA saturé en CO<sub>2</sub>, à une température approximative de 49°C, est dirigé du bas de l'absorbeur vers le haut du régénérateur. Avant l'entrée, elle est portée à une température de 93°C grâce à deux échangeurs thermiques en série (E-503 A et B), tirant parti

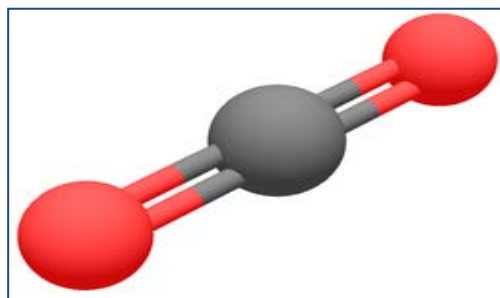
de la solution régénérée (faible en  $\text{CO}_2$ ) comme fluide thermique. La solution chaude, riche en  $\text{CO}_2$ , est insérée à la cime de la colonne de régénération (F-501), juste au-dessus du dernier plateau, où elle est soumise à une décompression rapide. La chaleur déclenche la libération du  $\text{CO}_2$ , et une fois le gaz séparé, la solution appauvrie est renvoyée vers la colonne d'absorption pour débiter un nouveau cycle. Le gaz au sommet de la colonne est principalement constitué de  $\text{CO}_2$  et de vapeur d'eau. Il émerge à une chaleur de  $107^\circ\text{C}$  et sous une pression de 1,7 bars. Ces vapeurs sont par la suite rafraîchies à  $51^\circ\text{C}$  grâce à un échangeur thermique marin (E-501), entraînant la condensation de la vapeur d'eau. Le condensat est recueilli dans un récipient de séparation (G-502) et renvoyé vers la colonne de régénération par le biais d'un système de pompe [3].

Le  $\text{CO}_2$ , désormais séparé de l'eau, quitte le ballon et est évacué directement vers l'atmosphère. C'est cette quantité de  $\text{CO}_2$ , évacuée en continu dans l'air à ce stade du procédé, qui constitue le cœur de notre étude de récupération.

## II.3 Dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ )

### II.3.1 Propriétés physiques du $\text{CO}_2$

Le dioxyde de carbone, souvent confondu avec le terme « gaz carbonique », est une substance chimique formée d'un atome de carbone combiné à deux atomes d'oxygène, dont la formule chimique est  $\text{CO}_2$ . Sa structure moléculaire est linéaire et peut être représentée par la formule développée de Lewis :  $\text{O}=\text{C}=\text{O}$ . Dans des conditions normales de température et de pression (CNP), le  $\text{CO}_2$  apparaît comme un gaz sans couleur ni odeur, avec une légère note piquante. On le désigne également sous les appellations d'anhydride carbonique ou de gaz carbonique. Il se trouve naturellement dans l'atmosphère à une proportion approximative de 0,0375 % en volume, ce qui correspond à 375 ppmv (parts par million en volume) durant les années 2000. Néanmoins, cette concentration s'accroît rapidement – d'environ 2 ppmv annuellement – en conséquence des actions humaines, incluant la brûlure de ressources fossiles telles que le charbon, le pétrole et le gaz naturel.



**Figure.II.1** : Représentation 3D du dioxyde de carbone

Tableau II.1 : Caractéristiques physiques du CO<sub>2</sub>.

Formule chimique	CO <sub>2</sub>
Masse moléculaire	44.01 g.mol <sup>-1</sup>
Température critique	31,1°C
Pression critique	7,4 MPa
Point triple	-56,6°C à 416 kPa
Chaleur latente de vaporisation (0°C)	234,5 kJ.kg <sup>-1</sup>
Chaleur latente de vaporisation (-16.7°C)	276,8 kJ.kg <sup>-1</sup>
Chaleur latente de vaporisation (-28.9°C)	301.7 kJ.kg <sup>-1</sup>
Chaleur latente de fusion (à -56,6°C)	199 kJ.kg <sup>-1</sup>

### II.3.2 Utilisations du dioxyde de carbone

#### a) Sous forme gazeuse

À l'état gazeux, le dioxyde de carbone est employé pour :

- La carbonatation des boissons gazeuses (sodas, eaux pétillantes),
- La création d'une atmosphère protectrice (ou flux gazeux) dans les procédés alimentaires ou lors de la soudure,
- La stimulation de la croissance des plantes, notamment en agriculture sous serre.

#### b) Sous forme liquide

Sous forme liquide, le CO<sub>2</sub> est utilisé comme :

- Agent réfrigérant pour la congélation de certains aliments,
- Fluide de refroidissement dans l'industrie électronique,
- Agent extincteur dans les appareils à dioxyde de carbone (le CO<sub>2</sub> liquide se transforme alors en une poudre blanche appelée neige carbonique),
- Gaz propulseur – et parfois carbonatant – dans les systèmes de distribution de boissons à la pression.

#### c) Sous forme solide

À l'état solide, le dioxyde de carbone est appelé glace carbonique, Carboglace ou glace sèche. Elle est obtenue en comprimant la neige carbonique formée à partir du CO<sub>2</sub> liquide.

Cette forme solide se sublime directement en gaz sans laisser de résidu, tout en générant un froid intense (jusqu'à 150 frigories/heure/kg à -78,5 °C). Ces propriétés ont conduit à de nombreuses applications, notamment pour le transport de produits sensibles à la chaleur.

### **II.3.3 Gaz à effet de serre (CO<sub>2</sub>)**

Les gaz à effet de serre (GES) sont des gaz qui, grâce à leurs caractéristiques physiques, participent au réchauffement global en conservant la chaleur près du sol.

Les principaux gaz à effet de serre naturels comprennent :

- la vapeur d'eau (H<sub>2</sub>O),
- le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>),
- le méthane (CH<sub>4</sub>),
- le protoxyde d'azote (N<sub>2</sub>O),
- l'ozone (O<sub>3</sub>).

On complète l'ensemble avec des gaz provenant de l'industrie, à savoir :

- Les halo-carbures (comme les chlorofluorocarbones ou CFC, les HCFC tels que le fréon),
- Le perfluoro-méthane,
- L'hexafluorure de soufre (SF<sub>6</sub>).

#### **II.3.3.1 Mécanisme de l'effet de serre**

Certains rayonnements solaires réussissent à traverser les gaz à effet de serre et parviennent ainsi à la surface de la Terre. Elle capte une portion de cette énergie et la restitue sous forme de radiations infrarouges (chaleur). Une portion de ces rayons infrarouges est absorbée et renvoyée vers le sol par les gaz à effet de serre présents dans l'atmosphère, ce qui empêche la chaleur de se dissiper totalement dans l'univers. Ce processus participe à l'échauffement de l'atmosphère inférieure.

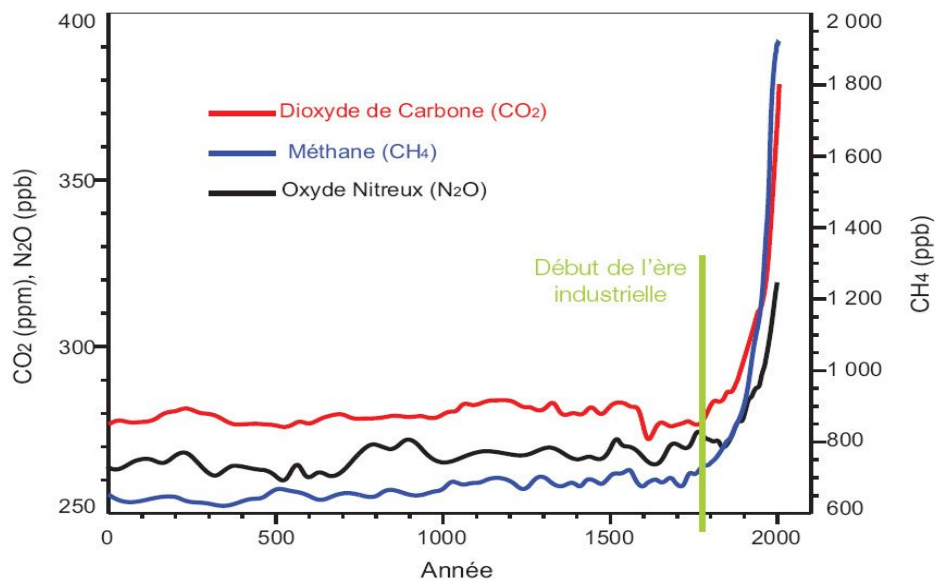
Un changement dans la concentration de ces gaz peut déranger l'équilibre thermique de la planète, ce qui peut entraîner une augmentation ou une diminution de la température moyenne mondiale.

### II.3.3.2 Émissions

Au cours des dernières années, le niveau de certains gaz à effet de serre (GES) s'est largement accru, essentiellement à cause d'activités humaines comme :

- La combustion de fossiles qui est la principale source d'augmentation du taux de dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ) dans l'atmosphère ;
- L'élevage des bovins et des ovins qui contribue à la hausse des émissions de méthane ( $\text{CH}_4$ ) ;
- L'emploi de CFC dans les systèmes de refroidissement et de climatisation, malgré leur réglementation par le Protocole de Montréal.

Le Protocole de Kyoto se concentre principalement sur le dioxyde de carbone. On prend aussi en compte le méthane et le protoxyde d'azote ( $\text{N}_2\text{O}$ ), contrairement à l'ozone qui n'est pas intégré dans les accords. Cependant, l'ozone stratosphérique joue un rôle crucial en bloquant les rayons UV ; néanmoins, sa réduction aurait un impact relatif sur le réchauffement de la planète.



**Figure.II.1** : Augmentation des gaz à effet de serre dans l'atmosphère

Le 3 novembre 2006, l'Organisation météorologique mondiale (OMM) a confirmé que, malgré les objectifs du Protocole de Kyoto, les concentrations de  $\text{CO}_2$  ont atteint de nouveaux sommets en 2005 :

- ❖ La concentration moyenne mondiale de  $\text{CO}_2$  s'élevait à 379,1 ppm, soit une hausse de 0,5 % par rapport à 2004, et de 2,9 % depuis 1993 ; Le  $\text{N}_2\text{O}$  a également progressé, atteignant 319,2 ppb (+0,2 % par rapport à 2004, +2,5 % depuis 1993).

En 2007, la Chine devrait surpasser les États-Unis en tant que premier émetteur de GES. Les émissions de CO<sub>2</sub> du pays devraient passer de 5,6 milliards de tonnes en 2006 à 6,02 milliards en 2007, représentant environ 22 % des émissions mondiales.

**Tableau II.2 :** Évolution des émissions de GES dans les pays du G8 entre 1990 et 2005

Pays	Évolution des émissions de GES
Canada	27 %
États-Unis	16,3 %
Italie	12,1 %
Japon	8 %
Russie	28,7 %

## II.4 Impact économique de l'effet de serre

Plus de 80 élus et responsables provenant des 20 principaux pays consommateurs d'énergie ont tenu une réunion à Washington afin d'aborder la question urgente du climat. On appelle l'Europe, les États-Unis, la Chine, l'Inde et 22 autres grands producteurs de CO<sub>2</sub> à collaborer pour relever ce défi planétaire.

Une première évaluation détaillée de l'impact économique potentiel du réchauffement climatique souligne l'urgence d'intervenir sans délai pour réduire la concentration des gaz à effet de serre dans l'atmosphère. D'après cette recherche :

- ❖ L'inaction au cours des deux prochaines décennies pourrait entraîner des pertes économiques équivalentes à au moins 5 % du PIB mondial par an.
- ❖ Une action immédiate, en revanche, coûterait environ 1 % du PIB mondial annuel, soit un investissement bien inférieur aux pertes potentielles futures.

Les populations pauvres des pays en développement, particulièrement exposées aux impacts du réchauffement climatique tels que les sécheresses, inondations, ouragans et élévation du niveau de la mer, seront les plus touchées. Ces phénomènes devraient se renforcer durant la seconde moitié du XXI<sup>e</sup> siècle et au-delà, étant donné que la planète poursuit son réchauffement et que la glace polaire s'amenuise [4].

Ces changements climatiques pourraient entraîner de lourds mouvements de populations. Selon un récent rapport de la Banque mondiale, une montée d'un mètre du niveau marin pourrait contraindre au moins 60 millions de personnes dans les pays en développement à se transformer en réfugiés environnementaux.

## ***Chapitre III***

---

# ***Dimensionnement des équipements***

### III.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous effectuons une étude détaillée des procédés de récupération proposés, choix et dimensionnement des équipements, et l'évaluation de la quantité et la qualité du dioxyde de carbone récupéré.

### III.2 Dimensionnement des équipements

Cette partie traite l'évaluation du volume de gaz CO<sub>2</sub> émis dans l'atmosphère au niveau de la section 500 d'élimination du CO<sub>2</sub>. Toutefois, d'un côté, des calculs de l'absorbeur sont réalisés, et de l'autre côté, le schéma proposé pour la capture du gaz CO<sub>2</sub> émis dans l'atmosphère a été présenté.

L'accroissement de la concentration de Gaz à effet de serre, issus des activités humaines, reste significatif, entraînant un réchauffement climatique déjà observable. Dans ce cadre, afin de diminuer la concentration de CO<sub>2</sub> Plusieurs mesures simultanées ont été effectuées dans l'atmosphère. Dans le contexte de notre stage effectué au CPF, notre recherche se concentrera sur l'évaluation des émissions de CO<sub>2</sub>.

#### III.2.1 Estimations des émissions du CO<sub>2</sub> dans l'usine CPF

##### III.2.1.1 Estimations des quantités de CO<sub>2</sub> émises

L'estimation de la quantité de CO<sub>2</sub> émise par la colonne de régénération est faisable lorsque les informations relatives au régénérateur sont accessibles. De plus, ces volumes sont déterminés directement à partir d'un bilan effectué sur l'absorbeur. C'est cette méthode finale que nous avons mise en œuvre dans notre situation.

La composition des gaz à l'entrée de la section 500 est présentée, avec leurs fractions volumiques indiquées dans le tableau III.1 [5].

##### III.2.1.2 Quantité de dioxyde de carbone absorbée par la MEA

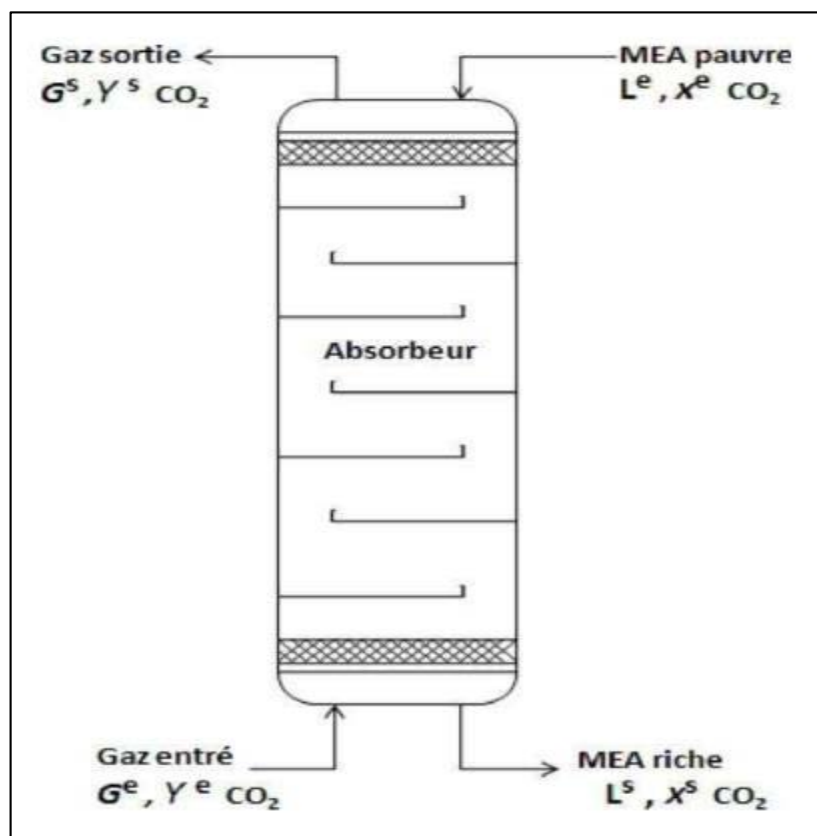
On suppose que le volume de CO<sub>2</sub> émis dans l'atmosphère par la colonne de régénération du MEA est égal à celui du CO<sub>2</sub> absorbé par la MEA, sans tenir compte de la perte de charge ni du volume de CO<sub>2</sub> maintenu par la MEA à la fin du processus de régénération. Ainsi, il est possible d'évaluer le volume de CO<sub>2</sub> émis dans l'atmosphère en réalisant un bilan massique sur l'absorbeur.

L'unité analysée pour le gaz naturel a une capacité de 250105Nm<sup>3</sup>/h à l'entrée, ce chiffre reflète la limite maximale de l'unité et est utilisé pour déterminer la valeur maximale du CO<sub>2</sub>

absorbé. Consolide les pourcentages molaires de CO<sub>2</sub> du gaz naturel avant et après le passage dans l'absorbeur.

**Tableau III. 1:** Pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> du GN à l'entrée

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



**Figure III. 2 :** Bilan matière sur l'absorbeur

### III.3 Bilan de matière de l'absorbeur

- Débit volumique du GN à l'entrée de l'absorbeur par heure : 250105Nm<sup>3</sup>/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 m<sup>3</sup>/h
- Teneur en CO<sub>2</sub> à l'entrée de l'absorbeur : 0,22 %
- Teneur du GN en CO<sub>2</sub> 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.

Étant donné qu'il n'y a pas de fluctuation de débit au fil du temps. Cela implique que, l'accumulation est nulle. En revanche, il n'y a pas de réaction chimique lors de l'absorption, donc pas de génération (ni de consommation ni de production). Ainsi, nous n'avons pas de pertes durant cette période. Ainsi, nous sommes dans une situation stationnaire, c'est-à-dire que le flux d'entrée est identique au flux de sortie. En effet, l'équation (1) se transforme en :

$$E = S \quad (2)$$

Et on à :

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

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

Ainsi, le taux de CO<sub>2</sub> absorbé par la MEA est déterminé par les bilans globaux suivants :

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

On fait le bilan partiel sur le CO<sub>2</sub> :

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

On suppose que le MEA entrant dans l'absorbeur est pur, par conséquent, la fraction molaire de CO<sub>2</sub> sera de zéro ( $X_{CO_2}^e = 0$ ), d'où le débit molaire du CO<sub>2</sub> 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  $CO_2$  à l'entrée de l'absorbeur ;

$G_{CO_2}^{absorbé}$  : Débit molaire  $CO_2$  absorbé

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

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

Le débit du gaz neutre évolue en fonction du flux de  $CO_2$  de l'entrée à la sortie de l'absorbeur, il est donc indispensable d'effectuer un bilan sur les éléments inertes, à condition que leurs débits demeurent stables pendant le processus d'absorption. On définit inertes tous les éléments du GN qui n'ont pas d'affinité chimique avec la MEA.

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

$$G_{inerte}^e = G^e \times (1 - Y_{CO_2}^s) = 11165,4018 \times (1 - 0,0022) \quad (9)$$

$$G_{inerte}^e = 11140,83 \text{ m}^3/\text{h} \quad (10)$$

$$G^e = \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} \quad (11)$$

$$G^s = \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} \quad (12)$$

L'insertion des équations (8) et (9) dans l'équation (7) décrite :

$$G_{CO_2}^{absorbé} = \left[ \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} \times Y_{CO_2}^e \right] - \left[ \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} \times Y_{CO_2}^s \right] \quad (13)$$

$$G_{CO_2}^{absorbé} = 24,56 - 5,57 = 18,98 \text{ kmol} / \text{h} \quad (14)$$

Le débit du  $CO_2$  absorbé sera :

$$G_{CO_2}^{absorbé} = 18,98 \text{ kmol} / \text{h} \quad (15)$$

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

$$G_{CO_2}^{absorbé} = 18,98 \times 44 = 835,12 \text{ kg} / \text{h} \quad (16)$$

### III.4 Quantité de CO<sub>2</sub> générée par le régénérateur de MEA

Les vapeurs de tête du régénérateur du MEA sont composées principalement de CO<sub>2</sub>, d'eau et de résidus de MEA. Ces vapeurs sont condensées à 198°C. À cette température, le CO<sub>2</sub> demeure sous forme gazeuse, ce qui facilite son libération dans l'atmosphère via le PIC 106 (contrôleur d'indicateur de pression). Cet indicateur ne montre que la pression [5].

Selon le design, le débit massique de l'alimentation à l'entrée de régénérateur du MEA riche  $GA_{Lim}$  correspond à la somme de débit massique de MEA riche mentionné par l'indicateur (616), tel que  $G_{MEA}^{entré} = 7682,33$  kg/h, et le débit du reflux mentionné par l'indicateur (618) qui tel que  $G_{reflux} = 5556,76$  kg/h, et le débit d'eau d'appoint en cas où la concentration de MEA dans le régénérateur augmente (équation 17).

$$GA_{Lim} = G_{MEA}^{entré} + G_{reflux} + G_{Apo\ int}^{eau} \quad (17)$$

On suppose que la concentration de MEA dans le régénérateur reste constante, donc on peut négliger la quantité d'eau supplémentaire pour simplifier les calculs.

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

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

L'indicateur (617) détermine la quantité de MEA pauvre à la sortie du régénérateur, qui est de :  $G_{MEA}^{PAUVRE} = 7627,05$  kg/h

En négligeant la perte de charge, la quantité de CO<sub>2</sub> récupéré par le régénérateur est déterminée selon l'équation d'équilibre globale suivante :

$$GA_{Lim} = G_{MEA}^{entré} + G_{Apo\ int}^{eau} \quad (18)$$

$$G_{vapeur}^{tête} = GA_{Lim} - G_{MEA}^{PAUVRE} \quad (19)$$

Dans ce cas, la quantité de CO<sub>2</sub> enlevée par le régénérateur sera :

$$G_{vapeur}^{tête} = 13239,09 - 7627,05 = 5612,04 \text{ kg/h}$$

Le débit massique des vapeurs de tête de régénérateur est mentionné par l'indicateur, indique une valeur de  $G_{vapeur}^{tête} = 5612,04$  kg/h qui confirme nos calculs. Après lues la condensation partielle par l'échangeur, le débit massique de ces vapeurs, se répartit en deux phases, celle du

liquide et du vapeur ; le débit de liquide condensée est indiquée par l'indicateur, tel que :

$G_{après\ COND}^L = 5556,76\ kg/h$ , et le débit du vapeur est mentionné par l'indicateur tel

que :  $G_{après\ COND}^v = 55,28\ kg/h$  quantité de  $CO_2$  rejetée vers l'atmosphère à travers la PIC

106 Sera :

$$G_{CO_2}^{rejetée} = G_{après\ COND}^v = G_{vapeur}^{tête} - G_{après\ COND}^L = 55,28\ kg/h \quad (20)$$

Les résultats trouvés montrent que la quantité calculée de dioxyde de carbone sortie de régénérateur, est très élevée, et en vue qu'elle est rejetée vers l'atmosphère, elle est nocive pour l'environnement. Par conséquent, nous avons lancé l'idée d'installer une unité de récupération de dioxyde de carbone.

### III.5 Procédé de récupération proposé

La méthode de récupération, présentée dans le diagramme III.1, a pour objectif de collecter toute la quantité de dioxyde de carbone émis dans l'atmosphère par les six trains du complexe. Cette collecte de données se réalise aux niveaux des lignes positionnées en aval des vannes de contrôle (PV) des réservoirs de séparation (G-502).

Les lignes de chaque train sont raccordées à un collecteur principal, qui dirige le flux vers un échangeur thermique. Celui-ci a pour fonction d'éliminer l'humidité contenue dans le gaz carbonique afin de protéger les compresseurs contre la présence de gouttelettes d'eau.

L'eau contenue dans le gaz est d'abord condensée puis séparée à l'intérieur d'un réservoir de séparation, après quoi elle est dirigée vers le système de décantation des hydrocarbures.

Un compresseur aspire ensuite le gaz carbonique déshydraté, qui est ensuite refoulé à une pression de 7 bars. Afin d'assurer un apport constant de  $CO_2$  aux clients, on a prévu deux compresseurs : l'un en service, l'autre comme secours (de réserve). Pour prévenir toute perturbation des colonnes de régénération des trains si une défaillance se produit après les compresseurs, il est conseillé d'installer un évent vers l'atmosphère au niveau du ballon d'aspiration. Une vanne de contrôle de pression (PV) et une soupape anti-retour seront installées sur cet évent.

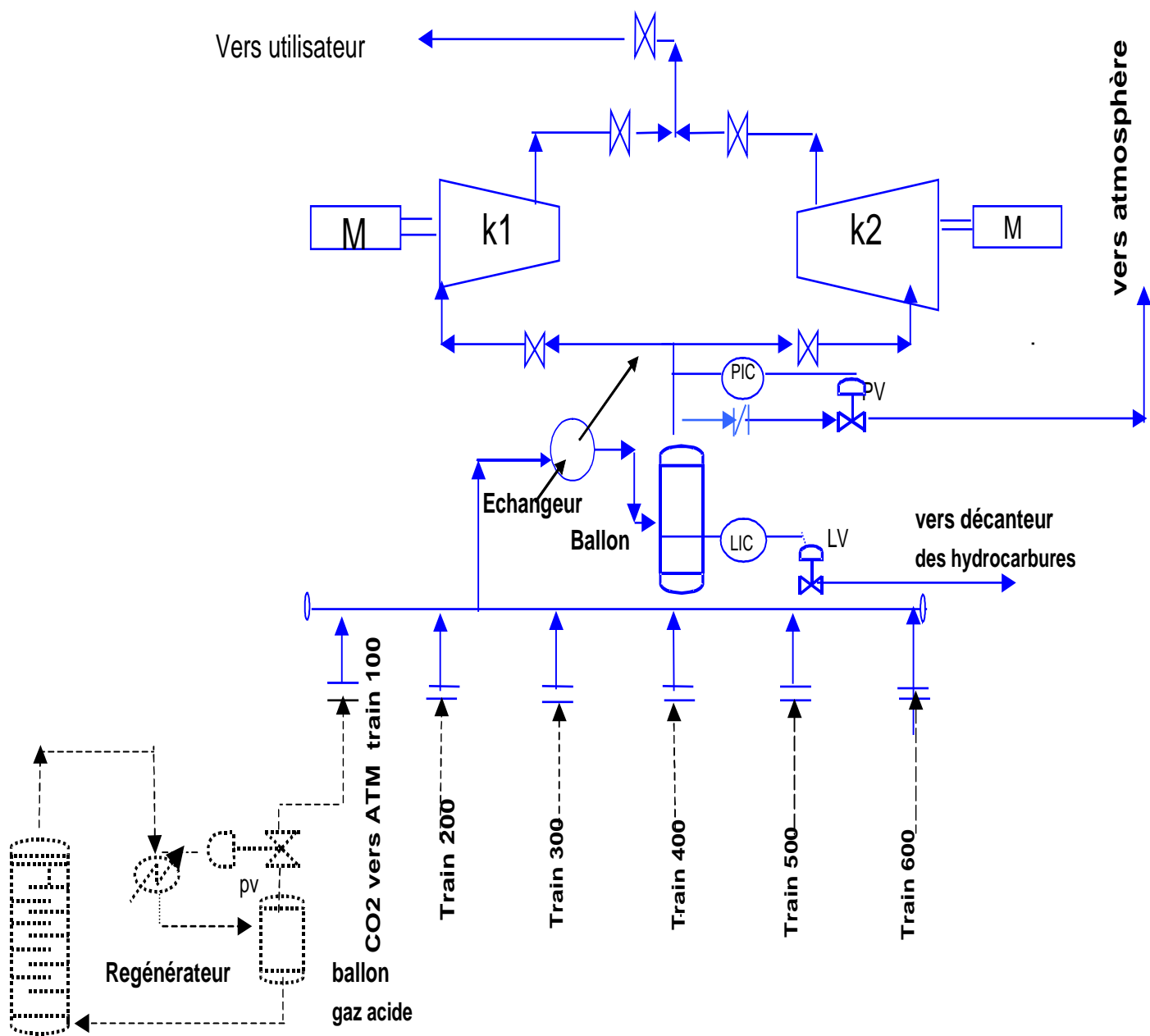


Figure III. 1 : Procédé de récupération proposé

### **III.6 Choix des équipements**

Ce paragraphe expose les critères qui ont orienté le choix des équipements majeurs qui composent le procédé de récupération de CO<sub>2</sub> précédemment décrit.

#### **III.6.1 Conduites**

Les parties du processus qui sont en contact avec du dioxyde de carbone humide seront fabriquées en acier inoxydable à faible teneur en carbone, pour garantir une résistance à la corrosion et une durabilité élevée dans des environnements humides et acides.

#### **III.6.2 Échangeur**

Le dimensionnement de l'échangeur est une phase cruciale pour choisir l'appareil le plus approprié. Le but est d'améliorer le transfert thermique entre les fluides chauds et froids en garantissant une disposition efficace des circuits de circulation.

Dans les installations industrielles de grande envergure, l'utilisation des échangeurs à calandre et faisceau tubulaire demeure la plus répandue. L'alliage cupro-nickel contenant 0,5 % de fer a été choisi pour la production, apprécié pour sa robustesse face à la corrosion et ses excellentes caractéristiques thermiques.

#### **III.6.3 Ballon de séparation**

On distingue deux configurations majeures pour les ballons de séparation :

- Ballon vertical : il est conseillé d'utiliser lorsque le rapport entre le débit de vapeur et le débit de liquide est élevé ;
- Ballon horizontal : idéal lorsque ce rapport est faible.

Les séparateurs peuvent être dotés de mécanismes internes comme :

- Un demister (filtre antibrouillard) pour optimiser la séparation des petites gouttelettes

Un déflecteur pour faciliter la décantation des phases.

#### **III.6.4 Compresseur**

Nous pouvons sélectionner notre compresseur de la manière suivante :

- Réduction des coûts d'investissement en capital ;
- Réduction des coûts de maintenance ;

- Exigences de performance ;
- Flexibilité ;
- Aspects environnementaux à prendre en compte.

**Bibliographie**

- [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] Djerourou Sofiane et Gorine Mohamed « Récupération du gaz carbonique (CO<sub>2</sub>) au niveau de la section de décarbonatation dans le complexe GL1/Z» Mémoire de master, université de Mostaganem, Algérie, 2020.

## **Conclusion générale**

Dans le présent mémoire, nous avons effectué une étude sur la récupération du CO<sub>2</sub> rejeté vers l'atmosphère au niveau des sections de décarbonatation du Complexe GL1/Z. Pour ce fait, l'urgence d'implémenter à l'échelle mondiale des technologies visant à réduire les émissions de gaz à effet de serre est accentuée par la sensibilisation croissante de la communauté internationale et la concordance des données scientifiques concernant le réchauffement climatique.

Pour atteindre ce but, nous avons suggéré une méthode de récupération du CO<sub>2</sub> émis dans l'atmosphère lors de la phase de décarbonatation, même avec un important flux d'alimentation du CO<sub>2</sub> (55.28kg/h).

A cet effet, La réalisation d'une nouvelle installation de captage de CO<sub>2</sub> contient un absorbeur et un régénérateur est devenu un défi nécessaire pour augmenter le taux de récupération du CO<sub>2</sub> au niveau des complexes GNL1/Z et GNL2/Z.

Enfin, le choix des équipements qui répondent aux critères du procédé de récupération de CO<sub>2</sub> fait l'objet de notre besoin à l'échelle industrielle, écologique et économique.