

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA
Faculté des sciences et de la technologie et science de la matière
Département Génie des procédés



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : science et technique

Filière : Génie des procédés

Spécialité : ingénierie de gaz naturel

Présenté par :

M^{ed} Alamdjed GUERRICHA
Samir KHELLOU

Thème :

**Récupération de CO₂ rejeté vers
l'atmosphère au niveau du section de
décarbonatation d'une unité de traitement de
gaz naturel.**

Soutenu publiquement

Le : 25 / 06 / 2013

Devant le jury :

Mr. Mustapha SAIDAT	MA 'A'	Examineur	UKM OUARGLA
M^{me}. Zineb GHIABA	MA 'A'	Présidente	UKM OUARGLA
M^{elle}. Souad ZIGHMI	MA 'A'	Encadreur	UKM OUARGLA

Année universitaire : 2012 /2013

Remerciements

Nous tenons à remercier notre dieu

Nous tenons à remercier particulièrement nos parents

*Nous remercions notre promotrice M^{elle}. S. ZIGHMI
pour leur participation et ses Conseils prodiges à la
réalisation de ce travail.*

*Un grand merci au membre de jury Mme Zineb
RAIABA et Mr Mustapha SAIDAT, pour
l'acceptation de juger notre travail, avec nos meilleurs
respect*

*Nous voudrions aussi remercier l'équipe
d'OHANET qui nous a bien accueilli.*

M.A .Guerricha

&

S .Khellou

Liste des abréviations

Symbole	Désignation
CO₂ :	Dioxyde de carbone
CPF :	Central Procès Facilité (L'usine de traitement du gaz d'Ohanet)
°F :	degré Fahrenheit (unité de mesure de température)
GOR :	Gaz ORDOVIZIEN
GES	Gaz à Effet de Serre
GN:	Gaz Naturel
GNL:	Gaz Naturel Liquéfier
GPL :	Gaz de Pétrole Liquéfier
ppmv :	parties par million en volume
P_c :	Pression critique
T_c :	Température critique
TCA :	2, 4, 6-Trichloroanisole
MM S m³/J	Million standard mètre cube par jour (unité de débit)
MEA :	MonoÉthanolAmine
VAN :	délais de récupération du capital investi

Liste des tableaux :

Tableau(I.1)	propriétés physique et thermochimique de CO ₂	03
Tableau (III. 1)	La composition de gaz ORDOVICIAN	15
Tableau (III. 2)	Résultats d'analyse du GN à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur	16
Tableau III. 9	Estimation de cout de projet proposée	27

Liste des figures :

Figure	Titre	Page
Figure (I.1) :	Le dioxyde de carbone.....	02
Figure (I.2) :	Les sources industriels de CO ₂	05
Figure (II. 1) :	Situation géographique d'Ohanet en Algérie.....	06
Figure (II. 2) :	Schéma simplifié d'une unité de décarbonatation.....	09
Figure (III. 1) :	Le bilan matière sur l'absorbeur.....	16
Figure (III. 2) :	Schéma proposée d'une unité de récupération de CO ₂ ...	22
Figure (III. 3) :	Captage de CO ₂ par postcombustion.....	24
Figure (III. 4) :	Captage de CO ₂ par l'oxycombustion.....	25
Figure (III. 5) :	Captage de CO ₂ par précombustion.....	25
Figure (III. 6) :	Procédé de captage et stockage CO ₂	26

SOMMAIRE

Liste des tableaux.....	III
Liste des figures.....	IV
Liste des abréviations.....	V
Introduction générale.....	01

CHAPITRE I : Généralités sur le désoxyde de Carbone

I.1- Introduction.....	02
I.2. Définition	02
I. 3. Caractéristiques physico-chimiques.....	02
I. 4. Utilisations	03
4.1. Sous forme gazeuse	03
4. 2. Sous forme liquide	03
4. 3. Sous forme solide.....	03
4. 4. En phase supercritique	05
I. 5. Sources d'émission du CO ₂	05

CHAPITRE II : Présentation de l'unité d'Ohanet

II.1- Introduction.....	
II. 2. Description de l'unité d'Ohanet	07
2. 1. Situation géographique	07
2. 2. Description du procédé.....	07
II.3. Unité d'élimination de CO ₂	08
3.1. Présentation.....	10
3.2. Fonction totale du Système.....	10
	11

CHAPITRE III : Estimations , Résultats et discussion

III.1- Introduction.....	15
III. 2.Estimation des émissions du CO ₂ dans l'usine CPF.....	15
III . 2. 1. Estimations des quantités de CO ₂ émises	15
III. 2. 2. Quantité de dioxyde de carbone absorbée par la MEA.....	17
2. 1.Bilan matière de l'absorbeur	19
III. 2. 3. Quantité de dioxyde de carbone émise par le régénérateur de MEA	21
III. 3. Procédé de récupération propose	24
III . 4. Choix des équipement.....	24
4. 1. Les conduites.....	24
4. 2. Echangeur 1.....	24
4. 3. Ballon.....	24
4. 4. Compresseur.....	24
4. 5. Echangeur 2.....	25
III. 5. Les procédés de captage de CO ₂ dans le monde	25
5. 1. Le captage par postcombustion.....	25
5. 2. Le captage de CO ₂ par l'oxycombustion.....	25
5. 3.Le captage par précombustion.....	26
III. 6. Comparaison des différents procédés du captage.....	26
III. 7. Procédé de captage et stockage CO ₂ au niveau national.....	27
III. 8. Étude de rentabilité du projet.....	28
8. 1. Estimation de cout de projet proposée.....	28
8. 2. Gain financier.....	29
- Conclusion générale	30
- Références bibliographiques	31
- Annexes	

Introduction générale

La croissance de la demande énergétique mondiale ne permettra pas de s'affranchir rapidement l'utilisation des énergies fossiles (pétrole, gaz naturel et charbon), principales émettrices de gaz à effet de serre. Pour concilier l'utilisation de ces ressources et la maîtrise des émissions responsables du réchauffement climatique, le captage et le stockage du CO₂ sont une voie très prometteuse, aux enjeux économiques et industriels considérables.

L'usine d'ohanet du GN contribuent aux émissions anthropogéniques de CO₂. Ce gaz lui-même contribue à l'effet de serre . D'où la nécessité d'étudier tous les moyens de réduire ces émissions. Cependant, l'augmentation de la concentration atmosphérique des gaz à effet de serre GES émis par l'activité humaine, demeurent très importante, ce qui provoque un réchauffement du climat déjà perceptible.

Notre démarche s'inscrit dans ce cadre général, nos efforts s'étant plus particulièrement concentrés sur la récupération de gaz CO₂ ; Cependant, le but ultime de cette étude est, en premier lieu de faire une vérification des absorbeurs de l'unité étudiée, et en d'autre part, proposition d'une schéma dont le bute de récupérer le CO₂ rejeté à l'atmosphère.

Dans le cadre de ce travail, nous commençons le présent manuscrit, par décrire brièvement la méthodologie du plan de ce mémoire. Ce dernier est constitué de trois chapitres, le premier est consacré à une synthèse bibliographique, dans laquelle on va donner des généralités sur le gaz dioxyde de carbone. Tandis que dans le deuxième ; on présente l'unité objet de cette étude, spécialement la section d'élimination de CO₂, le dernier chapitre, regroupe les calculs effectués, les résultats et les discussions ; ainsi que le schéma proposée pour la récupération de dioxyde de carbone, cette dernière est comparé par la suite avec des schéma de captage de ce gaz. Ce travail se termine par une conclusion générale.

I. 1. Introduction

La concentration excessive de CO₂ rejeté vers l'atmosphère, engendre des effets indésirables, sur le plan environnemental à titre d'exemple en peut citer : l'effet de serre[1] et par conséquence le réchauffement climatique ; polluant qui est a un effet négatif sur les organismes vivants ;.....[voire annexe fig(I),(II)].

Ce gaz est l'élément de base de cette étude, leur définition, caractéristiques, et leurs utilisations figure dans ce premier chapitre.

I.2. Définition

Le dioxyde de carbone, communément appelé gaz carbonique ou anhydride carbonique, est un composé chimique composé d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène et dont la formule brute est CO₂. Dans les conditions normales de température et de pression, le dioxyde de carbone est un gaz incolore, inodore et à la saveur piquante. Il est présent dans l'atmosphère dans une proportion approximativement égale à 0,0375 % en volume, au début du XXI^e siècle soit 375 ppmv (parties par million en volume). En 2009, cette proportion a atteint 386 ppm [2, 3].

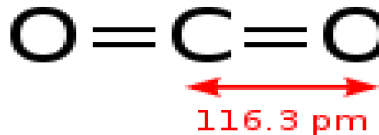


Figure I. 1 : Le dioxyde de carbone

I. 3. Caractéristiques physico-chimiques

- Le CO₂ se dissout dans l'eau et forme avec elle de l'acide carbonique (H₂CO₃).
- Le CO₂ à partir d'une certaine concentration dans l'air, s'avère dangereux voire mortel.

Le CO₂ est le deuxième gaz à effet de serre le plus important dans l'atmosphère après la vapeur d'eau. Le tableau suivant regroupe quelques propriétés de ce gaz.

Tableau (I. 1.) : Les propriétés physique et thermochimique de CO₂

	PROPRIETES	VALEURS
Générales	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Formule brute ▪ Nom IUPAC ▪ Numéro CAS ▪ Apparence 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ CO₂ ▪ Dioxyde de carbone ▪ 124-38-9 ▪ Gaz incolore
Physiques	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Masse moléculaire ▪ Température de fusion ▪ Température de vaporisation ▪ Solubilité ▪ Densité ▪ Viscosité dynamique ▪ Température critique ▪ Pression critique ▪ Point triple ▪ Chaleur latente de vaporisation (0°C) ▪ Chaleur latente de vaporisation (-16.7°C) ▪ Chaleur latente de vaporisation (-28.9°C) ▪ Chaleur latente de fusion (à -56,6°C) 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ 44,01 g/mol ▪ -78,5 °C (195 °K) ▪ -57 °C (216 °K) ▪ 1,45 kg/m³ 1,87 kg/m³ (298°K 1,013 bar) plus dense que l'air ▪ 0.07 Cp à -78 °C ▪ 31,1°C ▪ 7,4 MPa ▪ -56,6°C à 519 kPa ▪ 234,5 kJ/kg ▪ 276,8 kJ/kg ▪ 301.7 kJ/kg ▪ 199 kJ/kg
Thermochimique	<ul style="list-style-type: none"> ▪ $\Delta_f H^0_{\text{gaz}}$ 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ -393,5 kJ/mol

I. 4. Utilisations :

I. 4 .1. Sous forme gazeuse :

Le CO₂ sous forme gazeuse a beaucoup d'utilisations, on cite par exemple [4] :

- L'extinction des feux
- En aquariophilie et culture sous serre pour une meilleure croissance des plantes ;
- En emballages à atmosphère contrôlée comme élément neutralisant ;
- En distribution d'eau potable, associé au carbonate, pour relever la dureté de l'eau (TH) des eaux trop agressives ;
- Solubilisation du calcaire dans les eaux dures (TH > 25 °F) ;

I. 4. 2. Sous forme liquide :

Sous forme liquide, il est utilisé comme [4] :

- Réfrigérant pour congeler certains aliments ;
- Réfrigérant dans l'industrie électronique ;
- Agent d'extinction dans les extincteurs dits « au dioxyde de carbone », on parle parfois de neige carbonique parce que le CO₂ liquide se solidifie immédiatement à la sortie de l'extincteur en produisant une poudre blanche ;

À pression atmosphérique, le dioxyde de carbone n'est jamais sous forme liquide.

Il passe directement de la forme solide à la forme gazeuse (sublimation).

I. 4. 3. Sous forme solide

Le dioxyde de carbone sous forme solide a de nombreuses appellations [4] :

« Glace carbonique », « neige carbonique », « carboglace », « glace sèche ».

Il est issu de la solidification du CO₂ liquide. On obtient de la neige carbonique qui est ensuite comprimée pour obtenir de la glace carbonique.

I. 4. 4. En phase supercritique :

▪ Au-delà de son point critique ($T_c = 31,1^\circ\text{C}$, $P_c = 7,4 \text{ MPa}$), le dioxyde de carbone entre dans une phase appelée supercritique. Le dioxyde de carbone supercritique est utilisé comme solvant vert, les extraits étant exempts de trace de solvant. Sous cette forme, il sert [4]:

- A la décaféination du café ;
- A l'élimination de la 2, 4, 6-trichloroanisole (TCA) des bouchons de liège traités au chlore (ou à l'hypochlorite) pour éviter de donner un goût bouchonné au vin après sa mise en bouteille ;
- A l'extraction de composés chimiques ou biologiques ;
- A la purification de composés chimiques (phase mobile en

chromatographie) ;

I. 5. Sources d'émission du CO₂ :

La majorité des émissions de CO₂ viennent de l'utilisation des combustibles fossiles : pétrole, charbon et gaz. Leur combustion, dans les installations industrielles et dans les véhicules notamment, dégage du CO₂. (figure I. 2)

Dans le monde, les émissions de gaz à effet de serre sont de l'ordre de trente milliards de tonnes équivalent CO₂. Environ 80 % de ces émissions proviennent de l'utilisation de combustibles fossiles [4].



Fig. (I. 2) : Les sources industriels de CO₂

II. 1. Introduction

L'Algérie est un pays riche en gaz naturel, l'une des unités productrices de gaz est l'unité d'Ohanet. La description de cette unité fait l'objet de ce deuxième chapitre, spécialement la section d'élimination de CO₂, qui est l'élément clé de ce travail.

II. 2. Description de l'unité d'Ohanet

II. 2. 1. Situation géographique

L'usine de traitement de gaz naturel d'Ohanet est située dans le désert du grand Sahara, plus précisément à 1600 Km au sud d'Alger, environ à 150 km à l'ouest de la frontière Algérie / Libye et au en vrons de 900 m au nord de la route nationale N°3 (figure 1) [5].

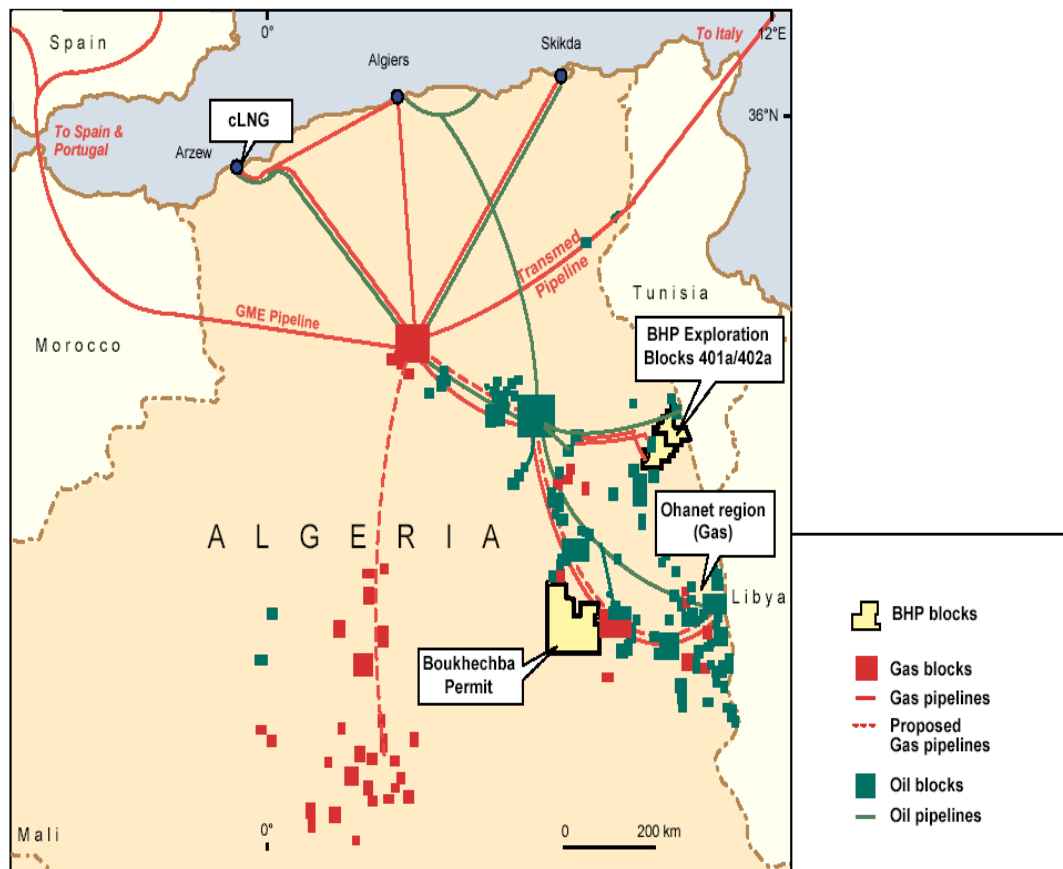


Figure (II. 1) : Situation géographique d'Ohanet en Algérie

L'usine de traitement du gaz occupe un site mesurant environ 1 km par 1 km. Un camp de base de vie permanent a été construit à environ 5 km à l'ouest des CPF, une installation résidentielle de Sonatrach existe à environ 500 m à l'ouest [5].

II. 2. 2. Description du procédé

L'usine de traitement de gaz est conçue pour traiter environ 20MM S m³/J de gaz humide de gisement de 47 puits sont prévus pour alimenter le CPF (Central Procès Facilité) , (43 en service ,4 seront fores prochainement), transporté via de pipelines. Ce gaz contient de condensât et de l'eau libre produit et condensée. L'usine de traitement du gaz élimine de l'eau et divise le flux en trois produits. Gaz de qualité commerciale (C₁ / C₂), GPL (gaz pétrole liquéfier) mélangé (C₃ / C₄) et condensât de gaz naturel liquide (GNL), (C₅+) [5].

L'usine de traitement du gaz d'Ohanet (CPF, Central Procès Facilité) traite le gaz prévenant de quatre réservoirs du gaz humide (Dévonien ouest de Dimeta, Dévonien d'In-Adaoui, Dévonien d'Ohanet et Ordovicien d'Ohanet), ces réservoirs se différent par leurs compositions du gaz par le GOR, par la teneur en CO₂, et par la pression...etc [5].

Le gaz humide provenant des têtes de puits de production est collecte à travers 6 collecteurs et manifolds qui alimenteront le CPF. Les collecteurs existant sont : 3 pour Dévonien et 3 pour Ordovicien.

- Dimeta ouest (dévonien) (20"). (pousse)
- Ohanet dévonien nord (12"). (pousse)
- Ohanet dévonien sud (12"). (pousse)
- Ohanet ordovicien nord (18"). (pousse)
- Ohanet ordovicien sud (12").
- Ohanet ordovicien centre (12").

L'usine de Traitement de gaz «CPF» comprend [5]:

- Une unité de décarbonatation d'une capacité de **10MMS m³/J**.
- Une boucle d'huile diathermique pour le chauffage des fonds de colonnes.
- Deux trains de traitement de gaz, chacun d'une capacité de **10MMS m³/J**
- Deux compresseurs boosters, chacun d'une capacité moyenne de **10MMS m³/J** (le débit varie entre **15-5 MMS m³/J**, en fonction de la ΔP).
- Trois compresseurs d'expédition de gaz de vente, chacun d'une capacité de **10MMS m³/J**.
- Trois bacs de stockage de condensât (2 x 6000 m³ «on-spec», 1 x 2000 m³ «off-spec»).
- Quatre sphères de stockage de GPL (3 x 500 m³ «on-spec», 1 x 500 m³ «off-spec»).
- Un turbogénérateur (Solar GE-401) d'une puissance de 7,2~10 MW.
- Une unité de traitement des eaux brutes
- Une unité de traitement des eaux huileuses
- Un système d'air service, inerte et instrument pour les besoins de l'usine.
- Un système de fuel gaz (HP, MP, BP).
- Un système de détection feu&gaz et de l'eau pour lutte contre l'incendie.
- Un système de diesel
- Un réseau de torche (HP, LP, Froide).

Le gaz humide arrivant au CPF via le réseau de collecte et constitue en deux parties, un gaz riche en CO₂ (3.4%) ordovicien et un gaz pauvre en CO₂ (1.5%) dévonien.

Le gaz ordovicien sera préalablement traité dans l'unité de décarbonatation a fin d'éliminer une partie du dioxyde de carbone (CO₂) qu'il contient pour avoir une concentration du CO₂ sortie unité de décarbonatation aux environ de 1.2% CO₂ avant d'être mélange au gaz dévonien et tout le gaz humide sera en suite achemine vers les deux trains en partie égale pour être refroidi a travers les échangeurs de chaleur, assèche a travers les tamis moléculaires et détendu a travers le turbo -expander.

Le gaz obtenue conforme aux spécifications techniques contractuelles sera chauffé a contre courant dans les échangeurs puis décomprimé en vue d'une exportation après comptage fiscal.

Les hydrocarbures liquides récupères a partir du gaz humide pendant la séparation au niveau des trains se combinent aux hydrocarbures liquides récupères dans les slug catcher (séparateurs d'arrives) pour êtres traites dans des colonnes de distillation pour fournir du GPL et condensât conforment aux spécifications qui seront exportes après comptage fiscal.

L'eau produite par les puits sera envoyée vers l'unité de traitement des eau huileuses pour être débarrassée des hydrocarbures avant d'être envoyer vers le bassin d'évaporation pour évaporation.

II. 3. Unité d'élimination de CO₂

II. 3. 1. Présentation

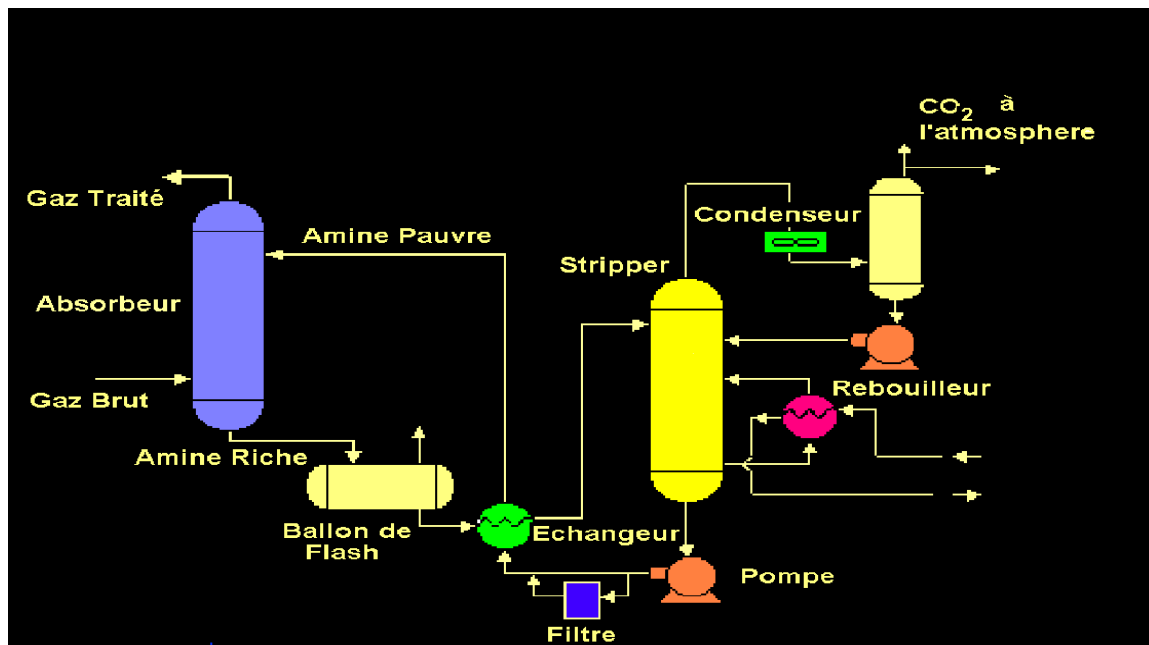


Figure (III. 2) : schéma simplifié d'une unité de décarbonatation.

L'absorption est le procédé d'élimination d'un constituant indésirable d'un flux de gaz en le mettant en contact avec un média d'absorption adéquat qui prendra et transportera le constituant indésirable.

Le gaz de l'ordovicien d'Ohanet à teneur élevée en dioxyde de carbone est traité en aval du séparateur de condensat (n° 2 V-302). dans l'unité d'élimination de CO₂ afin de réduire la teneur en dioxyde de carbone de 3,4 % par volume à 1,2 % par volume afin d'être conforme aux spécifications du gaz.

L'unité d'élimination de CO₂ est conçue pour traiter 14 MMsm³/j de gaz, environ 10 MMsm³/j de gaz sont traités dans l'absorbeur de CO₂ (T-501). alors qu'environ 4 MMsm³/j évitent l'unité sous le contrôle du taux de débit pour être ensuite recombinaés avec le gaz traité à la sortie du ballon KO aérien de l'absorbeur de CO₂ (V-503). La teneur en CO₂ des flux combinés peut être observée sur l'analyseur de CO₂ AI-001.

II.3.2. Fonction totale du Système

Dans ce qui suit, une description détaillée de fonction totale du système étudié est présenté, il est à noter que cette présentation est issu de manuel de l'unité étudiée [6].

Dans l'unité d'élimination du CO₂, le gaz d'alimentation riche en CO₂ est filtré pour retirer le brouillard d'hydrocarbures liquides dans un coalesceur à filtre. Le gaz d'alimentation sans brouillard est ensuite acheminé au bas d'une colonne d'absorbation (l'absorbeur de CO₂) où il monte par une série des plateaux à clapets face à un contre-courant d'amine pauvre.

L'amine pauvre absorbe le CO₂ du gaz d'alimentation. Le gaz d'alimentation adouci passe ensuite dans un ballon KO aérien (V-503) dans lequel il descend par une série de quatre plateaux à clapet face à un contre-courant de circulation d'eau. La circulation d'eau élimine toute amine restant dans le gaz adouci puis est recyclée, sous contrôle du niveau, au sommet du ballon KO aérien.

L'eau provenant du ballon de séparation dans le flux de gaz adouci est remplacée à partir du circuit de distribution d'eau déminéralisée par la pompe à eau d'appoint (P-506).

Le gaz adouci est acheminé vers les installations de déshydratation de vapeur via les refroidisseurs supplémentaires de séparateur de condensat (AE-302). L'amine, maintenant enrichi en requiert une régénération avant réutilisation.

L'amine riche provenant du bas de l'absorbeur de (T-501), à une pression d'environ 70 barg passe dans le ballon de détente de l'amine riche, (V-502), qui fonctionne à la pression de 7 barg. La pression tombe de 70 barg à 7 barg lorsque l'amine riche pénètre dans le ballon de détente, ce qui provoque la séparation de l'amine des hydrocarbures entraînés et d'une partie du .

Les hydrocarbures et le séparés alimentent le réseau de gaz combustible. L'amine riche provenant de la base du ballon de séparation est chauffé par l'amine pauvre chaud provenant de la colonne de fractionnement de l'amine dans l'échangeur à plaques d'amine pauvre/riche (E-501), il est ensuite envoyé au fractionneur d'amine (T-502). Dans le fractionneur d'amine, l'amine riche distribué sur le plateau d'alimentation(n° 3) s'écoule vers le bas du fractionneur. Le est extrait de l'amine par les vapeurs provenant des rebouilleurs et qui montent.

L'amine collectée sur un plateau de cheminée s'écoule dans les rebouilleurs d'amine. Les rebouilleurs sont des échangeurs de chaleur à foyer et tubes. L'amine chaud passe par le côté foyer de l'échangeur de chaleur. Le pétrole chaud circulant entre du côté tubes des rebouilleurs à une température de 198°C et sort à une température de 148°C. Le pétrole chaud provoque la vaporisation d'environ 10% de l'amine.

La vapeur revient sous le plateau de cheminée du fractionneur d'amine avec les liquides. La vapeur est séparée des liquides au bas de (T-502) et monte vers le plateau de cheminée en passant par les plateaux de la colonne pour une séparation en plusieurs étapes du et de l'amine.

Les vapeurs aériennes provenant du fractionneur amine sont refroidies dans l'échangeur à air(AE-501). L'échangeur refroidi par air est une unité à ventilateur et ailettes qui comprend 8 ensembles échangeurs de chaleur, chaque ensemble comprenant deux ventilateurs de

refroidissement par air. La moitié des ventilateurs sont à pas variable piloté pour commander la température de l'amine pauvre quittant le refroidisseur.

Le gaz acide s'écoulant du fractionneur est refroidi dans le refroidisseur aérien de fractionneur (AE-501) avant de passer dans le séparateur aérien de fractionneur (V-501). Le refroidissement du gaz permet à l'eau entraînée de se séparer dans la cuve. L'eau est renvoyée au fractionneur amine par les pompes de reflux du fractionneur, (P-501A/B). L'eau a pour but le lavage de toute trace d'amine entraînée dans le flux de gaz acide. Le gaz acide quittant le fractionneur va vers l'ensemble d'oxydation thermique pour brûlage des gaz hydrocarbures et de toute trace de composants soufrés.

L'amine pauvre chaud provenant du fractionneur amine est refroidi dans l'échangeur d'amine pauvre/riche (E-501), puis transféré dans le réservoir tampon d'amine pauvre (TK-501). La pression est maintenue dans le réservoir tampon d'amine pauvre (TK-501) à environ 10 mbarg par le contrôle de plage de séparation entre la vanne de commande d'approvisionnement en azote de l'entrée (PV-037A) et la vanne de commande de surpression de réservoir (PV-037B).

L'amine régénéré est pompé par les pompes de charge d'amine pauvre (P502A/B).

L'amine pauvre provenant du refoulement des pompes de charge est refroidi dans le refroidisseur d'alimentation en amine pauvre (AE-502) et passe d'environ 82°C à 60°C. L'échangeur refroidi par air est une unité à ventilateur et ailettes comprenant 8 ensembles échangeurs de chaleur. Chaque ensemble comporte deux ventilateurs de refroidissement par air. La moitié des ventilateurs sont à pas variable piloté pour commander la température de l'amine pauvre quittant le refroidisseur.

La température de l'amine pauvre doit être contrôlée entre 3°C et 6°C au dessus de la température du gaz d'alimentation entrant dans l'absorbeur (T-501), pour éviter la condensation d'hydrocarbures dans l'absorbeur de . La présence d'hydrocarbures liquides est une cause principale de la production de mousse dans le réseau.

Une partie de l'amine pauvre est passée dans les filtres à particules, à charbon et de protection (F-501),(F-502) et (F-503). Une partie de l'amine pauvre provenant de la sortie du filtre à particules est passée dans le filtre à charbon actif pour éliminer les impuretés dissoutes. Le filtre de protection (F-503) élimine toutes les particules solides provenant du filtre à charbon.

L'amine pauvre refroidi dans le refroidisseur d'alimentation à amine pauvre est pompé au sommet du l'absorbeur, par les pompes d'alimentation en amine pauvre (P-503A/B). Les vannes de commande de circulation du débit minimum commandent le débit passant par les pompes d'alimentation. Le débit d'amine pauvre sortant de la colonne de l'absorbeur est commandé par (FV-001) en fonction du débit de gaz d'alimentation mesuré à la sortie du ballon séparateur de gaz d'alimentation.

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,

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 illustrées dans le tableau (III.1).

Tableau (III. 1) : La composition de gaz ORDOVICIAN

Composition de gaz	ORDOVICIAN en vol %
N_2	0.767
CO_2	3.385
C_1	82.45
C_2	7.461
C_3	2.635
iC_4	0.413
nC_4	0.77
iC_5	0.323
nC_5	0.264
C_{6S}	0.378
C_{7S}	0.313
C_{8S}	0.289
C_{9S}	0.073
C_{10S}	0.121
C_{11S}	0.083
$C_{12} +$	0.275
H_2S	0.000

III. 2. 2. Quantité de dioxyde de carbone absorbée par la MEA :

L'hypothèse proposée est que la quantité du CO_2 rejetée vers l'atmosphère par la colonne de régénération du MEA est équivalente à la quantité du CO_2 absorbé par la MEA, en négligeant la perte de charge et la quantité de CO_2 retenue par la MEA à la sortie de régénérateur. Donc, on peut estimer la quantité du CO_2 rejeté à l'atmosphère en établissant un bilan de matière sur l'absorbeur (figure. III. 1).

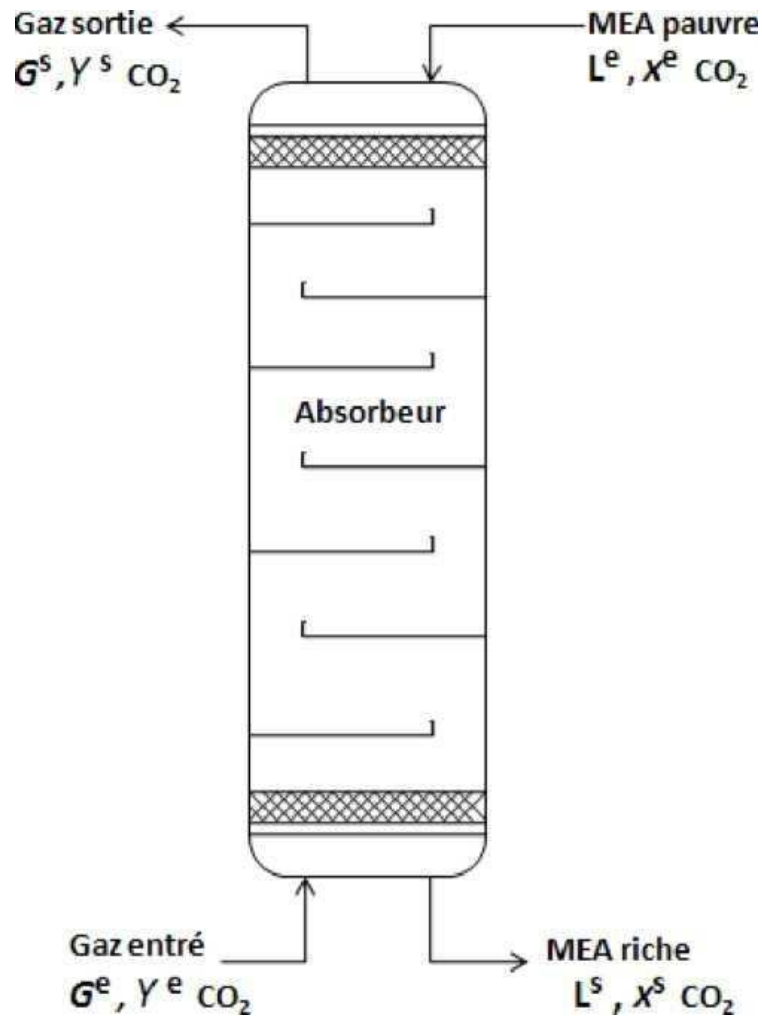


Figure (III. 1) : Le bilan matière sur l' absorbeur

La capacité de l'unité étudiée de gaz naturel est de 10MMsm³/jour à l'entrée, cette valeur représente le maximum de l'unité, et elle utilisée à fin de connaître la valeur maximale de CO₂ absorbé. Le tableau III. 2 regroupe les pourcentages molaire de CO₂ du gaz naturel à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur.

Tableau (III. 2) : pourcentage molaire de CO₂ du GN à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur

	Débit de gaz naturel à l'entrée	%molaire de CO ₂ à l'entrée	% molaire de CO ₂ à la sortie
Capacité d'unité	10MMsm ³ /j	3.4	1.2

III. 2. 2. 1. Bilan de matière de l'absorbeur :

On a comme données :

• Débit volumique du GN à l'entrée de l'absorbeur par jour : $10\text{MMsm}^3 / \text{j}$;

1 jour = 24 heures, $\text{MM} = 10^6$. Donc :

Le débit de gaz à l'entrée sera : $\frac{10 * 10^6}{24} = 416666.666\text{sm}^3 / \text{hr}$

• Débit molaire du GN à l'entrée de l'absorbeur:

$$\left(\frac{416666.666}{22.4} = 18601.19\text{skmol} / \text{hr} \right)$$

$$G^e = 18601.19\text{sKmol} / \text{hr}$$

• Débit de la MEA pauvre à l'entrée de l'absorbeur: $51 \text{ m}^3/\text{h}$;

• Teneur en CO_2 à l'entrée de l'absorbeur : 3.4 % ;

• Teneur du GN en CO_2 à la sortie de l'absorbeur : 1.2%.

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

$$\text{Acc} = (E + g) - (S + P) \dots \dots \dots (1)$$

Avec :

Acc : Accumulation

E : entrée

g : génération

S : sortie

P : pertes

Vue qu'on a pas de variation de débit au cours de temps. Ceci signifie que, l'accumulation est nulle. D'un autre côté, on à pas de réaction chimique lors de l'absorption, alors pas de génération (ni consommation ni production). Ainsi qu'on 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 :

$$E = S$$

Et on à :

$$E = G^e + L^e$$

$$S = G^s + L^s$$

Alors le débit du CO₂ absorbé par la MEA est calculé d'après le bilan global suivant :

$$G^e + L^e = G^s + L^s \dots\dots\dots(2)$$

On fait le bilan partiel sur le CO₂:

$$(G^e * Y_{CO_2}^e) + (L^e * X_{CO_2}^e) = (G^s * Y_{CO_2}^s) + (L^s * X_{CO_2}^s) \dots\dots\dots(3)$$

On considère que la MEA à l'entrée de l'absorbeur est pure, donc la fraction molaire de CO₂

sera nulle ($X_{CO_2}^e = 0$), donc le débit molaire du CO₂ absorbé sera :

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = (L^s * X_{CO_2}^s) = (G^e * Y_{CO_2}^e) - (G^s * Y_{CO_2}^s) \dots\dots\dots(4)$$

- 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 leurs 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.

$$G_{inert}^e = G^e * (1 - Y_{CO_2}^e) = G^s * (1 - Y_{CO_2}^s) \dots\dots\dots(5)$$

$$G_{inert}^e = G^e * (1 - Y_{CO_2}^e) = 18601.19 * (1 - 0.034)$$

$$G_{inert}^e = 17968.75 \text{ sm}^3/\text{h}$$

D'après l'équation (4) on déduit :

$$G^e = \frac{G_{inert}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} \dots\dots\dots(6)$$

$$G^s = \frac{G_{inert}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} \dots\dots\dots(7)$$

Le remplacement des équations (5) et (6) dans l'équation (3) donne :

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = \left[\frac{G_{inert}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} * Y_{CO_2}^e \right] - \left[\frac{G_{inert}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} * Y_{CO_2}^s \right] \dots\dots\dots(8)$$

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = \left[\frac{17968.75}{(1 - 0.034)} * 0.034 \right] - \left[\frac{17968.75}{(1 - 0.012)} * 0.012 \right]$$

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = 632.44 - 218.24$$

Le débit du CO₂ absorbé sera :

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = 414.2 \text{Kmol} / \text{hr}$$

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

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = 18224.8 \text{Kg} / \text{hr}$$

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = 18.2248 \text{t} / \text{hr}$$

III . 2. 3. Quantité de dioxyde de carbone émise par le régénérateur de MEA :

Les vapeurs de tête de régénérateur du MEA riche, se composent 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 Indicateur Controller). Cet indicateur n'indique que la pression.

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 $G_{MEA}^{ent} = 236097 \text{ Kg/hr}$, et le débit du reflux mentionné par l'indicateur (618) qui est $G_{reflux} = 170773 \text{ Kg/hr}$, et le débit d'eau d'appoint en cas ou la concentration de MEA dans le régénérateur augmente (équation 8).

$$G_{A \text{ lim}} = G_{MEA}^{entré} + G_{Ref} + G_{Appo \text{ int}}^{eau} \dots\dots\dots(9)$$

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 calcules.

$$G_{A \text{ lim}} = 170773 + 236097$$

$$G_{A \text{ lim}} = 406870 \text{Kg} / \text{hr}$$

$$G_{A \text{ lim}} = 406.870 \text{t} / \text{hr}$$

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

$$G_{MEA}^{Pauvre} = 234398 \text{Kg} / \text{hr}$$

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

$$G_{A \text{ lim}} = G_{Vapeur}^{tête} + G_{MEA}^{pauvre} \dots\dots\dots(10)$$

$$G_{vapeur}^{tête} = Q_{A \text{ lim}} + Q_{MEA}^{pauvre} \dots\dots\dots(11)$$

Donc la quantité de CO₂ enlevée par le régénérateur sera :

$$G_{\text{vapeur}}^{\text{tête}} = 172472 \text{ Kg/hr}$$

Le débit massique des vapeurs de tête de régénérateur est mentionné par l'indicateur (619), indique une valeur de $G_{\text{vapeur}}^{\text{tête}} = 172472 \text{ Kg/hr}$ qui confirme nos calculs. Le débit massique de ces vapeurs, après leurs condensation partielle par l'échangeur, se réparti en deux phase, celle du liquide et du vapeur ; le débit de liquide condensée est indiquer par (620 L), tel que $G_{\text{aprèsCond}}^L = 170773 \text{ Kg/hr}$, et le débit du vapeur est mentionner par l'indicateur (620V), tel que $G_{\text{aprèsCOND}}^V = 1699 \text{ Kg/hr}$. La quantité de CO₂ rejetée vers l'atmosphère à travers la PIC 106 sera :

$$G_{\text{co}_2}^{\text{rejetée}} = G_{\text{aprèsCond}}^V = G_{\text{Vapeur}}^{\text{tête}} - G_{\text{aprèsCond}}^L \dots\dots\dots(12)$$

$$G_{\text{co}_2}^{\text{rejetée}} = 1699 \text{ Kg/hr}$$

Après avoir calculé la quantité de dioxyde de carbone sortie de régénérateur, il est à noter que cette quantité très élevées, et vue 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. Procédé 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 CO₂ rejetées vers l'atmosphère par les trois trains du complexe à partir de leurs lignes respectives en aval des vannes (PV) des ballons de séparation.

Les lignes des trains pour chaque unité vont alimenter l'installation afin d'éliminer l'humidité entraînée par le flux du gaz carbonique et protéger les compresseurs des gouttelettes 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 pour pouvoir le véhiculer aux clients et refoulé à une pression de 3 bars.

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.

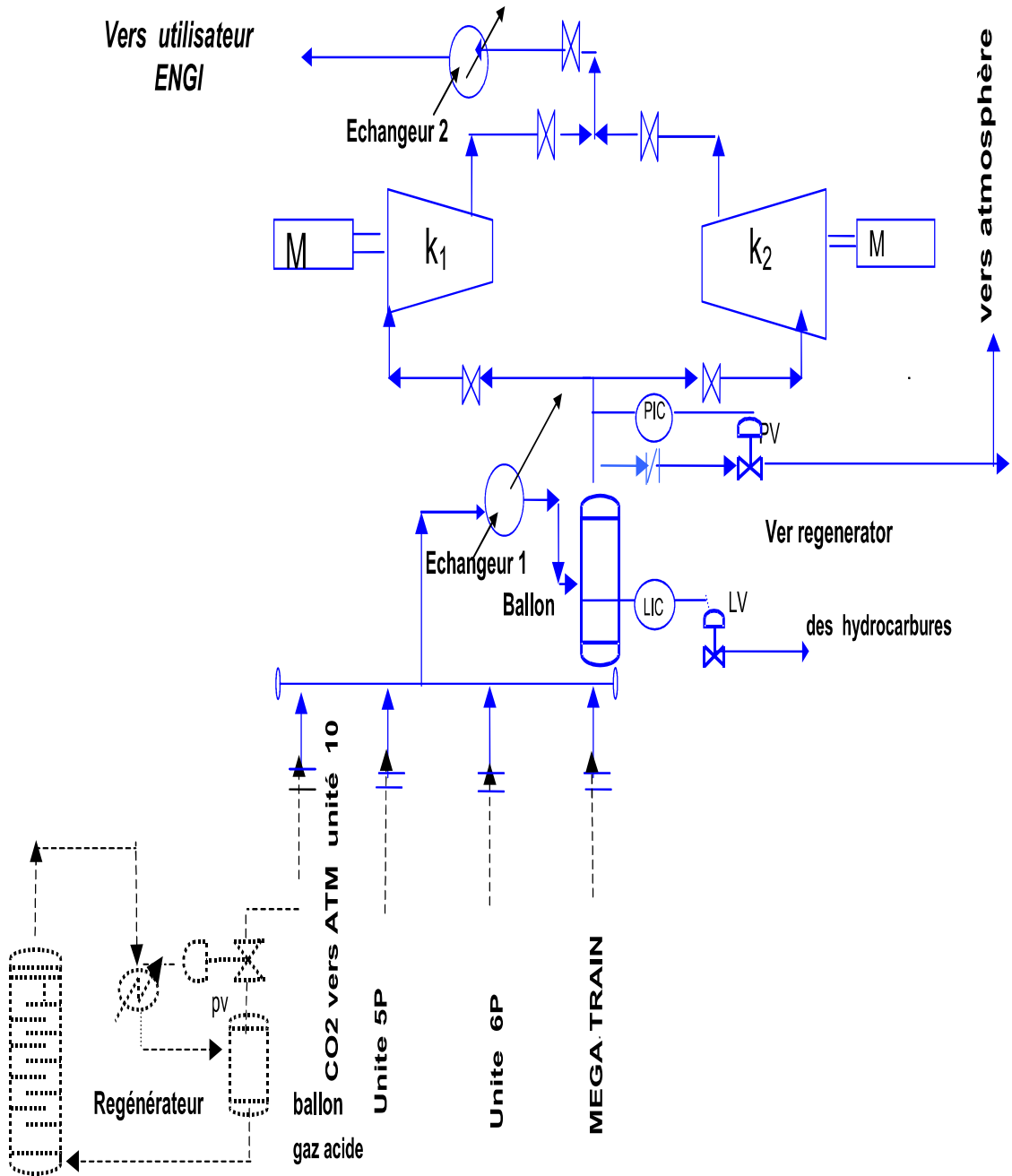


Figure (III. 3) : Schéma proposée d'une unité de récupération de CO₂

III. 4. Choix des équipements :

Dans ce qui suit un aperçu sur les différents types et le choix des équipements principaux qui constituent le procédé proposé est donné.

III. 4. 1. Les conduites :

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

III. 4. 2. Echangeur 1 :

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 agencant 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 : cupro –Nickel 0.5% Iron.

III. 4. 3. Ballon :

Il existe deux types de ballon de séparation :

- Le ballon vertical
- Le ballon horizontal

Les séparateurs peuvent être équipés de demis ter et de déflecteur. On opte pour un séparateur vertical si le rapport débit vapeur et débit liquide est élevé, et pour un séparateur horizontal dans le cas contraire.

III. 4. 4. Compresseur:

Le choix de notre compresseur se base selon les critères suivants :

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

III. 4. 5. Echangeur 2 :

Echangeur de type faisceaux calandre pour abaisser la température de sortie de compresseur est vu que la température sortie compresseur de l'échangeur choisis va être plus grande, c'est-à-dire qu'a une surface d'échange plus grande que les autres.

III. 5. Les procédés de captage de CO₂ dans le monde :

La lutte contre les émissions de gaz à effet de serre a motivé de nombreuses recherches sur les procédés de captage du CO₂, qui constituent la partie la plus pénalisante en terme énergétique de la chaîne captage-transport-stockage (voir le tableau et les figures (III) et (IV) en annexe).

Il existe trois modes connues de captage de CO₂ [7] :

III. 5. 1. Le captage par postcombustion :

La postcombustion peut être mis en application sur des centrales existantes sans modifications majeures du système de production électrique. L'objectif du captage du CO₂ en postcombustion est de récupérer le CO₂ présent dans les fumées en sortie de chaudière. Le principe repose sur l'utilisation de deux colonnes : une colonne d'absorption permettant de séparer le CO₂ des autres constituants gazeux à l'aide d'un solvant et une colonne de régénération permettant de récupérer le CO₂ sous forme gazeuse et de régénérer le solvant (fig III.3).

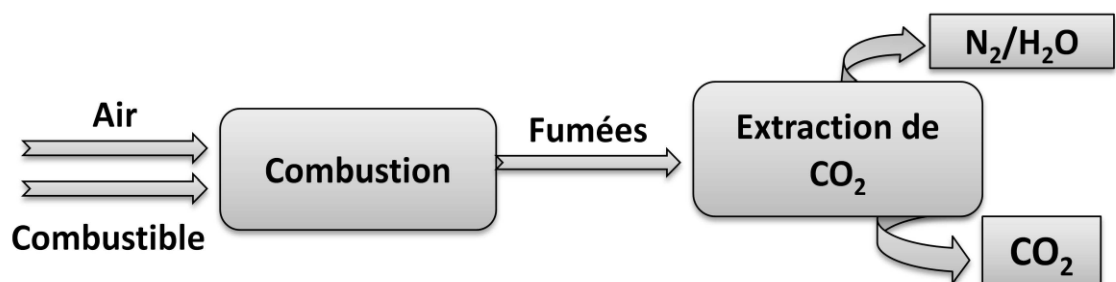
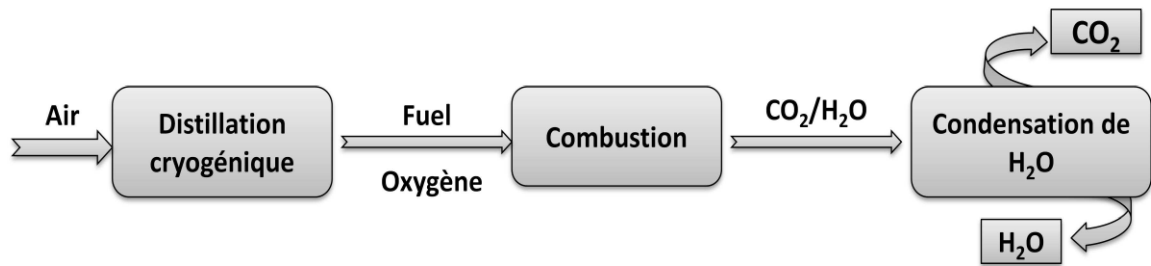


Figure (III. 3) : Captage de CO₂ par postcombustion

III. 5. 2. Le captage de CO₂ par l'oxycombustion :

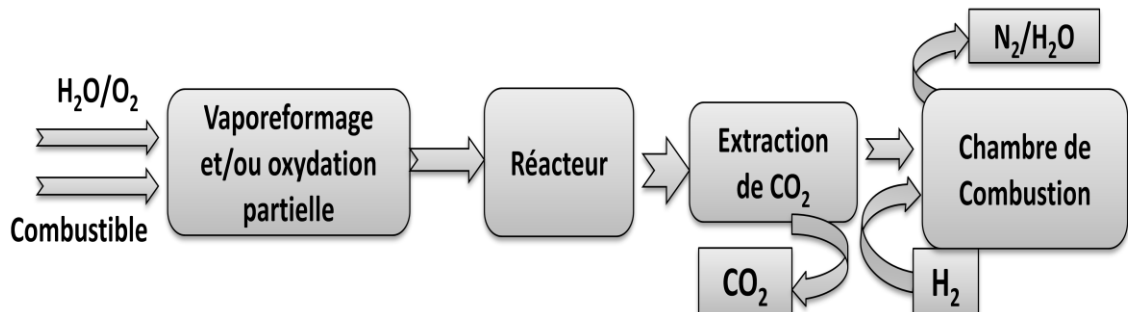
Il consiste à réaliser une combustion à l'oxygène pur et non pas à l'air pour obtenir des fumées concentrées en CO₂ à 90 %. L'oxycombustion est bien adaptée à une remise à niveau d'une installation existante (fig III. 4).

Figure (III. 4) : Captage de CO₂ par l'oxycombustion.

III. 5. 3. Le captage par précombustion :

Le combustible (charbon ou gaz naturel) est converti, avant la combustion, en un gaz de synthèse composé de H₂, CO et CO₂. Il est alors possible de séparer le carbone de l'élément énergétique H₂ en amont de la chambre de combustion.

Dans le cas du charbon, la conversion du combustible se fait dans des gazéifier où se déroule la combustion partielle du charbon à l'oxygène. Dans le cas du gaz naturel, on fait appel à un four de reformage, procédé bien connu dans les usines de production d'ammoniaque et de dihydrogène (fig III. 5).

Fig (III. 5) : Captage de CO₂ par précombustion.

III. 6. Comparaison des différents procédés du captage :

D'un point de vue captage du CO₂, le procédé de référence dans le domaine de la postcombustion reste indubitablement le lavage des fumées par absorption chimique, réalisé en faisant appel à un solvant liquide du type amine

D'autres voies que l'absorption chimique ne doit pas être négligée. L'oxycombustion ne s'applique pas directement au captage du CO₂ mais permet d'en faciliter la récupération.

Il est aussi envisageable de capter le CO₂ en amont du système de production. Ce type de captage est appelée captage en précombustion. Elle permettrait de produire de l'hydrogène tout en capturant efficacement le CO₂, sachant que l'hydrogène seul est ainsi utilisé comme combustible propre (n'émettant pas de CO₂) pour produire de l'électricité ou de la chaleur.

Les différents procédés de captage ne sont pas équivalents d'un point de vue pureté du flux de CO₂. Les solvants chimiques ont une excellente capacité de séparation du CO₂ des autres constituants

III. 7. Procédé de captage et stockage co₂ au niveau national :

Le site gazier d'In Salah, en Algérie, permet lui aussi d'étudier le stockage dans un aquifère salin, mais cette fois sur terre : tous les ans, 1,2 million de tonnes de CO₂, extraites du gaz naturel puisé sur le site, sont réinjectées dans un aquifère souterrain fig (III .6) [7].

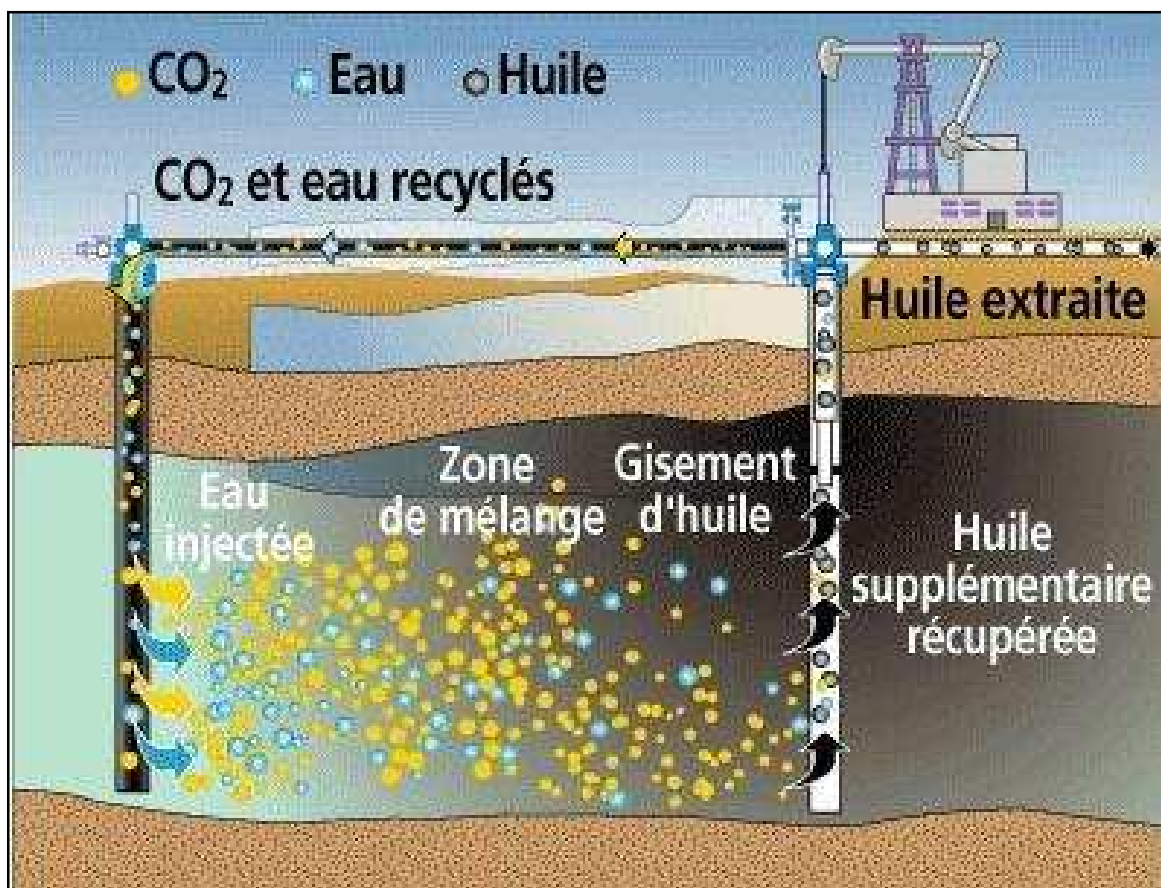


Figure (III. 6) : Procédé de captage et stockage co₂

III. 8. Étude de rentabilité du projet :

L'étude technico-économique va nous permettre d'évaluer la rentabilité du projet, les estimations financières pour sa réalisation, sont fixés selon plusieurs comparaisons, et contacts avec des spécialistes économiques.

III. 8. 1. Estimation de cout de projet proposé :

Afin de déterminer approximativement le budget de financement de ce projet on a inclue dans nos calculs les principaux équipements et tuyauteries qu'on a choisi, et qui sont cités auparavant. Les résultats de ces calculs sont répertoriés dans le tableau suivant :

Tableau III. 3 : Les estimations financières pour la réalisation du projet

Équipements	Quantité	Prix unitaire (DA)	Total (DA)
Compresseurs	2	5500000	11000000,00
Ballon	1	6560000	6560000,00
Vannes	3	200000	600000,00
Tuyauteries (m)	3000	10000	30000000,00
Échangeur 1	1	18300000	18300000
Échangeur 2	1	11700000	11700000,00
Montant total des equipments			254920000,00

Montage	45,00%	114714000
Montant total d'investissement		369634000,00

III. 8. 2. Gain financier :

Le gain financier représente le bénéfice de projet. Ce bénéfice est défini comme ce suit :

$$\text{Bénéfices} = \text{Le prix finale (ou Recette)} - \text{Les frais (ou les dépenses totales)}$$

Pour déterminer le gain, il est indispensable de référer à des prix fixes et actuels d'une société nationale. Dans notre cas, on a fixé le prix de vente pour une valeur de 20 dinars algériens pour le kilo de CO₂, les résultats trouvés sont illustrés au tableau III. 4 qui suivent :

Tableau III. 4 : résultats de calcul de gain financier

Investissement (DA)	Dépenses totales (DA)	Recette (DA)	Gains (DA)
369634000,00	106 349 148,00	931 303 436,00	561669436,00

L'analyse des résultats des calculs indiqués dans le tableau ci- dessus nous permettent de conclure qu'avec un prix de 20 DA pour le kg de CO₂ on peut récupérer un gain de 561669436,00 DA

Autrement dit, l'étude technico-économique réalisée montre que le projet est économiquement rentable est permet à notre payé de renforcée sa sécurité environnementale d'une part et d'améliorer leur gain économique d'autre part.

Conclusion générale

L'objectif de ce travail consiste à étudier l'une des unités de traitement de gaz naturel en Algérie, et qui l'unité d'Ohenet. En effet, l'étude de récupération de gaz dioxyde de carbone est l'objectif principal de cette étude.

Le travail réalisé durant notre stage, nous a permis d'estimer les émissions du CO₂ issues des différentes sources au niveau du **CPF**, spécialement la colonne de régénération et d'étudier la possibilité de réduire ces émissions au maximum. Et par conséquent l'étude que nous avons menée, nous a permis de quantifier les rejets du CO₂ vers l'atmosphère ; ce qui déclenche une situation d'urgence de trouver des solutions appropriées à savoir le captage.

Ce procédé est devenu primordial d'un point de vue environnemental et économique. Cela motive de nombreuses recherches pour abaisser le coût de captage. Les procédés du captage évoqués précédemment, font partie de la réduction des émissions, mais ils ne sont pas encore appliqués en Algérie, sauf le procédé de séquestration au niveau du site gazier d'In Salah à Khechiba, puisque l'absorption chimique par le MEA est déjà maîtrisée au niveau du **CPF**, on propose de l'utiliser comme procédé de captage du CO₂ issu des fumées des chaudières et des colonnes de régénérations, qui nécessite d'installer une unité de récupération et de valorisation du CO₂, donc des dépenses en plus, se qui influe sur la surconsommation de l'énergie, d'où l'augmentation de prix de revient du GN.

Les systèmes à absorption chimique ont les meilleures chances de s'imposer, étant donné leur plus grande maturité technique. De plus, leur performance a encore un potentiel.

Références bibliographiques :

- [1] F. MEZIANE et S. AICHIOU ; « Étude de la capacité d'absorption des gaz acides au niveau du complexe de GL2/Z » ; mémoire d'ingénieur en pétrochimie, Université M'Hamed Bougara – BOUMERDES, Algérie, 2008, PP : 57.
- [2] K. BENSAFI et F. ZOHRA AZZOUZ, « récupération de CO₂ rejeté vers l'atmosphère », mémoire d'ingénieur, Ecole de Boumerdès UFR Gaz Engineering & Refining, ALGERIAN PETROLEUM INSTITUTE IAP spa, Algérie, 2007, PP : 8, 18 et 19
- [3] **BJORN LOMBORG**, *Changement climatique et effet de serre additionnel d'origine anthropique*, in *Annales de Géographie* n° 617, janvier février 2009.
- [4] **M-H AUBERT**, Rapport fait au nom de la Commission des Affaires Etrangères sur le projet de loi autorisant l'approbation du Protocole de Kyoto à la convention cadre des Nations Unies sur les changements climatiques.
- [5] **S. BUCH**, *L'organe d'operating conjoint relatif au développement d'ohanet*, Algérie SONATRACH-BHP BILLITON : 11/03/2009, page 133.
- [6] **Document de l'unité d'élimination du CO₂ : 09789-WR-0987**, manuel d'utilisation 8.9 de l'unité d'élimination du CO₂. Rapport de production : bilan mensuel du GAZ janvier 2013.(l'usine d'ohanet).
- [7] Capturer et stocker le CO₂ pour lutter contre l'effet de serre ; L'action de l'IFP, WWW.IFP.fr/IFP_brochure_CO2_vf.pdf(consulter le : 17/04/2013) PP : 9-11
- [8] **wikipédia l'encyclopédie libre** www.wikipedia.org

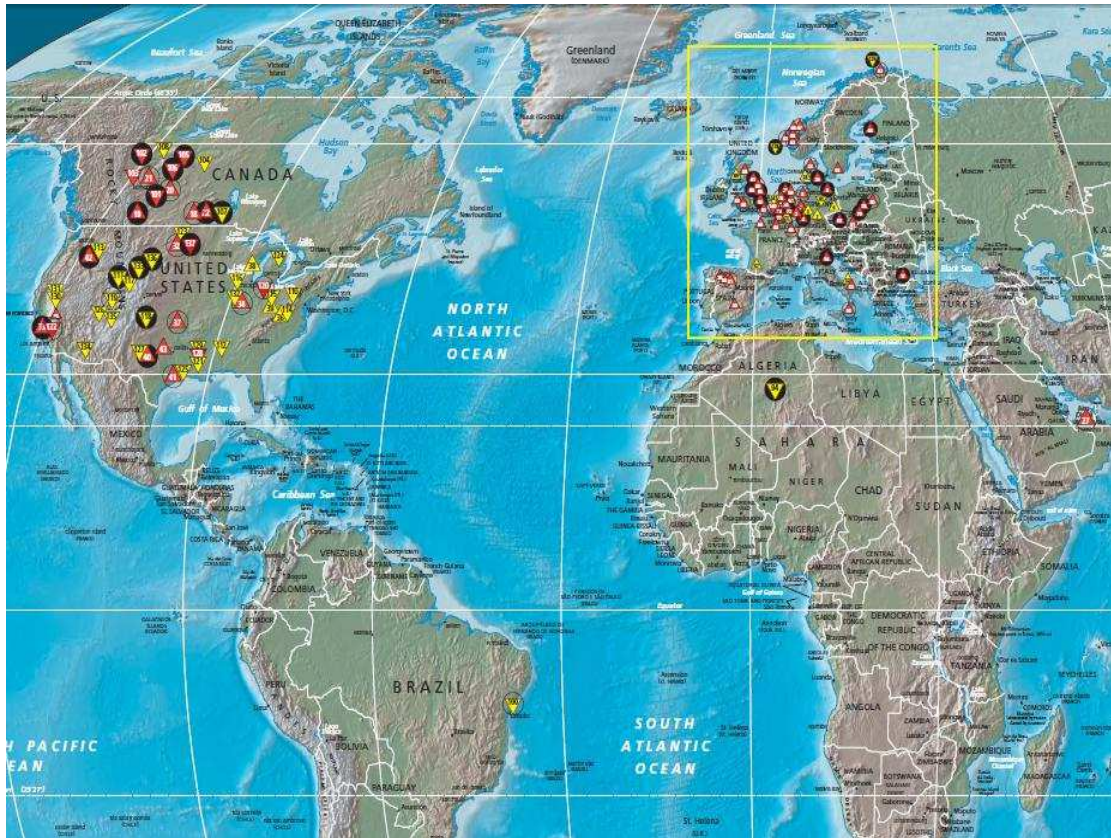


Figure (III) :Les zone de captage et stockage au monde [7]

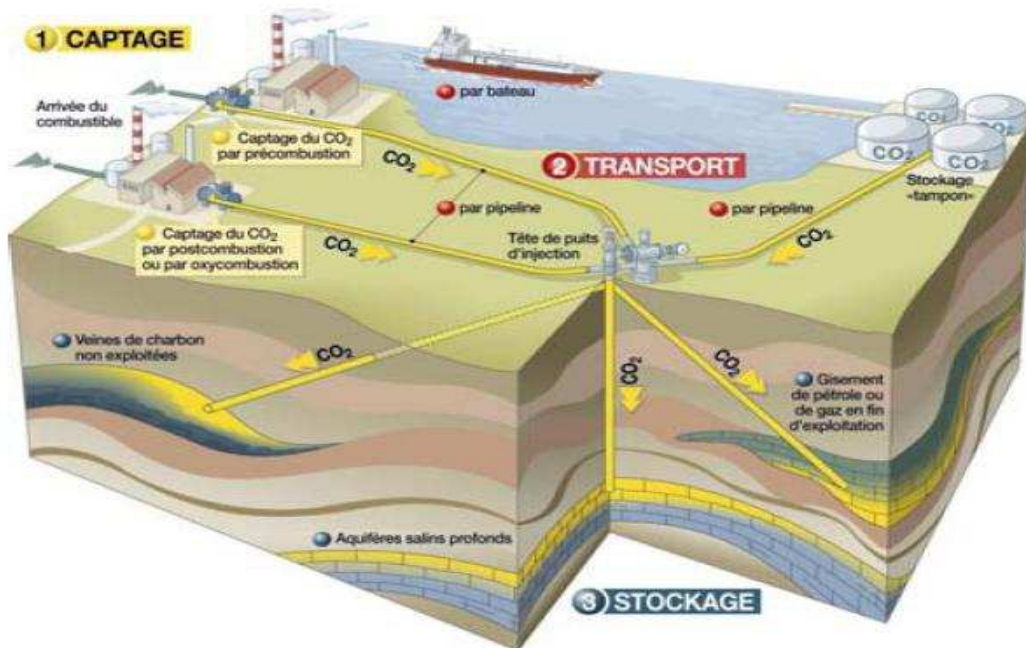
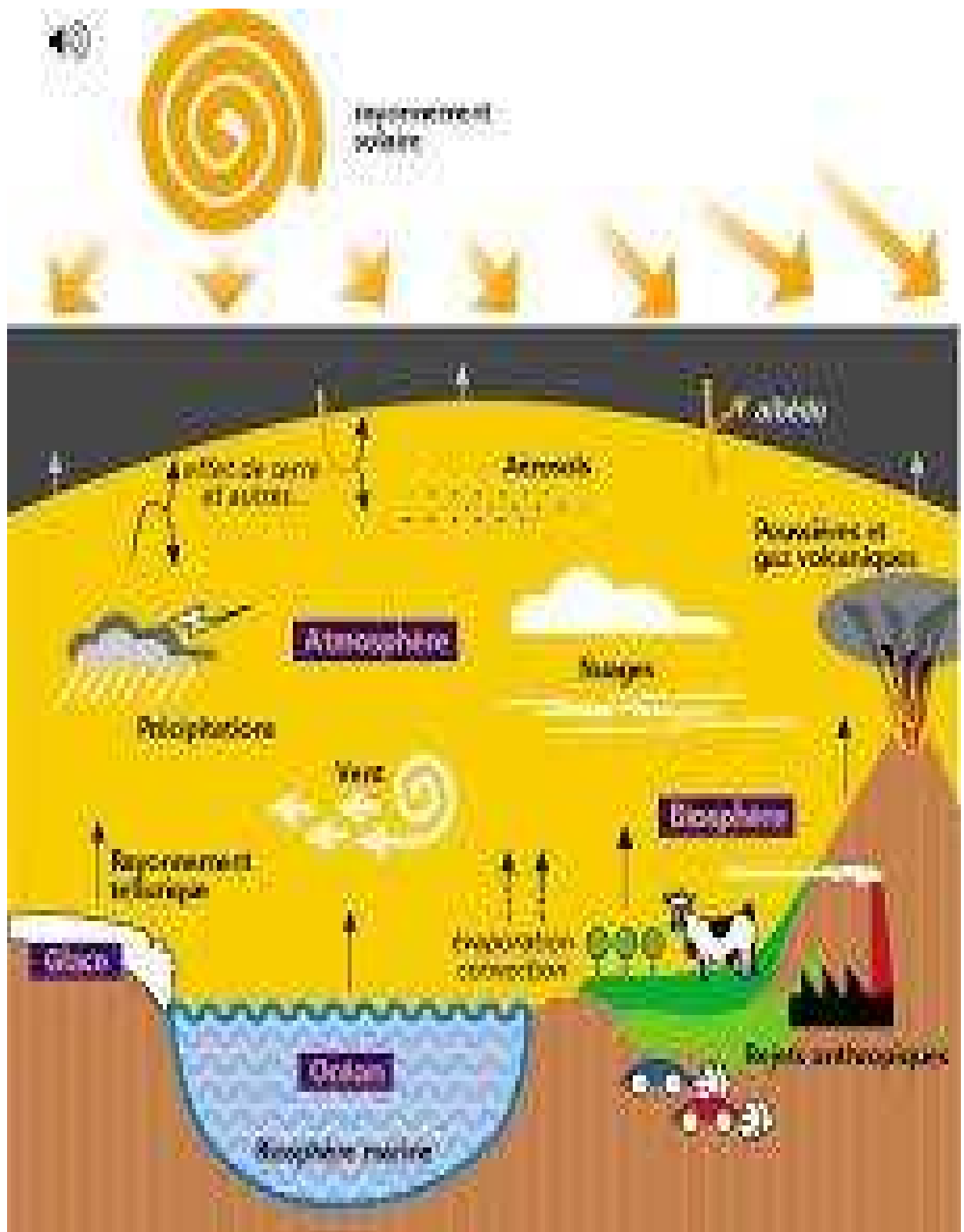


Figure (IV):Schéma simplifier de procédé captage et stockage de CO₂ [7]

Tableau (I):Projets orientés stockage au monde [7]

▽ Projets orientés stockage						
N°	Pays	Nom du Projet	Leader(s)	Date de lancement	Quanttté de CO ₂ Injecté	Type de stockage
94	Algérie	In Salah	BP, Sonatrach, Statoil	2004	1,2 Mt/an	Champs de pétrole / gaz
95	Allemagne	Ketzin	CO ₂ Sink	2008	0,06 Mt au total	Aquifère salin
96	Australie	Gorgon	Chevron, ExxonMobil, Shell	2013	3,3 Mt/an (125 Mt au total)	Aquifère salin
97	Australie	Monash CTL	Shell, Anglo Coal Australia	2015	15 Mt/an	Aquifère salin
98	Australie	Otway Stage 1	CO ₂ CRC	2008	0,05 Mt/an	Aquifère salin / Champs de gaz
99	Australie	Otway Stage 2	CO ₂ CRC	2010	0,01 Mt au total	Aquifère salin
100	Brésil	Miranga	Petrobras	2009	370 t/j	EOR
101	Canada	Enhance Clive Field	Enhance	n.d.	14 Mt/an	EOR/EGR
102	Canada	Fort Nelson (W. Canadian sed. Basin)	PCOR Partnership	2011	1 Mt/an	Aquifère salin
103	Canada	Heartland Area Redwater Project (Phase 3)	ARC, ARC Energy Trust	2015	n.d.	n.d.
104	Canada	Pembina	Penn West Energy Trust, ARC	2005	0,05 Mt au total	EOR
105	Canada	Quest CCS project	Shell, Chevron, Marathon Oil Sands	n.d.	1 Mt/an	EOR/EGR
106	Canada	Wabamun Area CO ₂ Sequestration Project	Univ. Calgary, CCS Research Initiative	n.d.	10 Mt/an (1000 Mt au total)	n.d.
107	Canada	Weyburn	Pan Canadian	2000	2,7 - 3,2 Mt/an	EOR
108	Canada	Zama	PCOR Partnership	2006	0,067 Mt/an	EOR
109	Chine	Daqing oil field project	CNPC, RITE, Toyota, JGC Corp.	2008	3 Mt/an (150 Mt au total)	EOR
110	Etats-Unis	Appalachian Basin (FirstEnergy's R.E. Burger Plant)	MRCSP	2008	0,003 Mt au total	Aquifère salin
111	Etats-Unis	Black Warrior Basin	SECARB	2009	0,001 Mt au total	ECBM
112	Etats-Unis	BSCSP (Phase 3)	BSCSP	2009	1-3 Mt/an	Aquifère salin
113	Etats-Unis	BSCSP Basalt (Phase 2)	BSCSP	2009	1 kt/an	Basalte
114	Etats-Unis	Central Appalachian	SECARB	2009	0,001 Mt au total	ECBM
115	Etats-Unis	East Bend - Cincinnati Arch	MRCSP	2009	0,003 Mt au total	Aquifère salin
116	Etats-Unis	ECBM Pilot Test	MGSC	2009	0,00075 Mt au total	ECBM
117	Etats-Unis	Entrada - Green River	SWP	2009	0,1 Mt au total	Aquifère salin
118	Etats-Unis	Entrada - La Veta	SWP	2008-2012	1 Mt/an (4 Mt au total)	Aquifère salin
119	Etats-Unis	Farnham Dome	SWP	2008	1 Mt/an (3 Mt au total)	Aquifère salin
120	Etats-Unis	Greenville TAME Ethanol Plant (Phase 3)	MRCSP	2010-2014	0,28 Mt/an (1 Mt au total)	Aquifère salin
121	Etats-Unis	Gulf Coast Stacked Storage Project	SECARB	2008	0,05 Mt au total	EOR
122	Etats-Unis	Kimberlina	WESTCARB	2011	0,25 Mt/an (1 Mt au total)	Aquifère salin
123	Etats-Unis	Lignite Test (Phase 2)	PCOR Partnership	2008	0,0004 Mt au total	ECBM
124	Etats-Unis	Michigan Basin	MRCSP	2008-2009	0,06 Mt au total	Aquifère salin
125	Etats-Unis	Mississippi Test Site	SECARB	2008	0,003 Mt au total	Aquifère salin
126	Etats-Unis	Paradox EOR	SWP	2009	0,3 Mt au total	EOR
127	Etats-Unis	Permian Basin - SACROC	SWP	2008	0,35 Mt au total	EOR



Figure(1) :Emission d' effet de serre[3]

Emissions annuelles de gaz à effet de serre par secteur



Figure(II) :Emission annuelles de gaz à effet de serre par secteur[3]

Résumé :

Notre étude a été effectuée au niveau l'usine de traitement de gaz naturel notamment au niveau de la section d'élimination de gaz de dioxyde de carbone par un procédé d'absorption par solvant chimique mono-éthanol amine (MEA).

Nos efforts ont été concentrés sur le problème de récupération de gaz de dioxyde de carbone rejeté vers l'atmosphère de ce fait, une estimation de la quantité de CO₂ rejeté à l'atmosphère a été faite au début de travail. Un schéma de récupération de ce gaz a été proposé par la suite, ainsi qu'une comparaison de celle-ci avec d'autres procédés existant au niveau mondial

Une étude technico-économique, a été effectuée également, elle nous a présentés plusieurs avantages de récupération de gaz CO₂ à savoir : Réaliser un gain d'environ sept cent millions de dinars à la fin de la première année d'exploitation ; c'est un gain très important qui induit une rentabilité du projet ; Le paramètre TRI est très appréciable (285%) ; Le paramètre POT est rapide il permet de récupérer le montant investi en moins d'une année d'exploitation.

Mots clés : Absorption, Décarbonation, Gaz CO₂, Récupération, Régénération.

Summary:

Our study was performed at the processing plant for natural gas in particular as regards the elimination of carbon dioxide gas section by a process of absorption by mono-ethanol amine chemical solvent (MEA).

Our efforts have been focused on the problem of recovering the gas carbon dioxide released into the atmosphere as a result; an estimate of the amount of CO₂ released into the atmosphere was made in early labor. A recovery scheme of this gas was proposed later and a comparison of it with other existing processes globally.

A techno-economic study was conducted, she presented us with several advantages of gas CO₂ recovery namely: Making a gain of about seven hundred million dinars at the end of the first year of operation was found NPV is a very important gain that induces profitability of the project IRR parameter is very significant (285%) POT setting (time recovery of invested capital) is fast he can recover the amount invested in less than a year of operation

Keywords : Absorption, Gas CO₂, Regeneration, Decarbonation