

Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم : / ج م.ك.ع.ت//2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie chimique

THÈME

**Dimensionnement d'un échangeur de chaleur dans le procédé
de récupération du CO₂ au niveau de la section
de décarbonatation du complexe GL1/Z**

- 1- HAIDRA Abdelillah
- 2- ABDALLAH BENSELLOUA Tawfiq

Soutenu le 04/06/ 2026 devant le jury composé de :

Présidente :	BENIDRIS Batoul	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BELHOUARI Houria	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	OUADJENIA Fatima	MCA	Université de Mostaganem



Remerciements

Tout d'abord, je tiens à remercier le bon Allah tout-puissant et miséricordieux de m'avoir donné la force et le courage de mener à bien ce modeste travail.

Nous 'exprimons notre profonde gratitude et respect à notre encadrante, Mme F. OUADJENIA, Maitre de conférences à l'université de Mostaganem pour ses conseils, ses recommandations et ses sacrifices, qui nous a permis de donner le meilleur de nous-mêmes, ainsi que pour son suivi durant la préparation de ce mémoire.

Nous souhaitons également adresser nos remerciements aux membres

du jury Mme B.BENIDRIS, Maitre de conférences et Mme H. BELHOUARI, Maitre Assistante à l'université de Mostaganem qui nous a fait l'honneur d'accepter de juger et examiner ce travail.

Nous tenons à remercier toutes les personnes qui ont contribué au succès de notre stage et qui nous a aidée lors de la rédaction de ce mémoire.

Nous souhaitons adresser nos sincères remerciements aux ingénieurs du complexe GL1/Z, pour leur soutien inestimable et leur disponibilité qui ont grandement contribué à l'aboutissement de ce travail.

Nous remercions sincèrement tous les enseignants qui, par leurs conseils et leurs efforts tout au long de ces années, ont contribué à notre formation. Nous leur exprimons une grande reconnaissance pour la qualité de l'enseignement qu'ils nous ont dispensé.



Résumé

Le dioxyde de carbone constitue l'un des principaux gaz à effet de serre. Son taux d'émission a considérablement augmenté au cours des dernières décennies en raison des activités industrielles, et sa présence massive contribue partiellement au phénomène du réchauffement climatique.

Notre étude a été réalisée au niveau du complexe GL1/Z, plus précisément au sein de l'unité de décarbonatation du gaz naturel par procédé d'absorption utilisant un solvant chimique à base de mono-éthanolamine (MEA).

Notre travail s'est principalement concentré sur la problématique de rejet du dioxyde de carbone vers l'atmosphère dans la section de décarbonatation. Cette étude vise à proposer un schéma de récupération de CO₂ afin de réduire ces émissions et de permettre sa valorisation dans plusieurs domaines industriels. A cet effet, nous avons étudié le dimensionnement d'un échangeur de chaleur.

Les résultats obtenus ont montré qu'une quantité importante de CO₂ est perdue quotidiennement vers l'atmosphère que l'équipement proposé assure un bon rendement thermique avec des pertes de charge faibles et acceptables, ce qui confirme la faisabilité technique et économique du procédé proposé.

Mots Clés : Dioxyde de carbone (CO₂), Gaz naturel liquéfié, Décarbonatation, Echangeur de chaleur.

الملخص

يُعد ثاني أكسيد الكربون (CO₂) أحد أهم الغازات المسببة للاحتباس الحراري. وقد ارتفعت معدلات انبعاثه بشكل كبير خلال العقود الأخيرة نتيجة الأنشطة الصناعية، مما ساهم بصورة جزئية في ظاهرة الاحتباس الحراري وتغير المناخ. أنجزت هذه الدراسة على مستوى مركب GL1/Z ، وبالتحديد في وحدة إزالة ثاني أكسيد الكربون من الغاز الطبيعي باستعمال عملية الامتصاص الكيميائي باستخدام مذيب أحادي إيثانول أمين (MEA). تركز هذا العمل أساساً على مشكلة طرح ثاني أكسيد الكربون إلى الغلاف الجوي في قسم إزالة الكربونات. وتهدف الدراسة إلى اقتراح مخطط لاسترجاع غاز CO₂ من أجل الحد من هذه الانبعاثات وتمكين الاستفادة منه في العديد من المجالات الصناعية. ولهذا الغرض، تمت دراسة تصميم وتحديد أبعاد مبادل حراري. أظهرت النتائج المتحصل عليها أن كميات معتبرة من ثاني أكسيد الكربون تُفقد يومياً إلى الغلاف الجوي، كما بينت أن المبادل الحراري المقترح يحقق مردوداً حرارياً جيداً مع فقدان ضغط ضعيف ومقبول، مما يؤكد الجدوى التقنية والاقتصادية للعملية المقترحة.

الكلمات المفتاحية:

ثاني أكسيد الكربون; (CO₂) الغاز الطبيعي المسال; إزالة الكربونات; المبادل الحراري

Abstract

Carbon dioxide is considered one of the primary greenhouse gases. Its emission rates have increased significantly over recent decades due to industrial activities, and its massive presence contributes partially to global warming.

This study was conducted at the GL1/Z complex, specifically within the natural gas decarbonization unit, utilizing an absorption process with a chemical solvent based on monoethanolamine (MEA). Our work focused primarily on the issue of carbon dioxide discharge into the atmosphere within the decarbonization section. This study aims to propose a CO₂ recovery scheme to reduce these emissions and enable their valorization in various industrial fields. To this end, we investigated the design of a heat exchanger. The results obtained showed that a significant amount of CO₂ is lost daily to the atmosphere, and that the proposed equipment ensures good thermal efficiency with low and acceptable pressure drops, thus confirming the technical and economic feasibility of the proposed process.

Keywords : Carbon dioxide (CO₂), Liquefied natural gas, Decarbonization, Heat exchanger.

Liste des figures

ppm : partie par million
CO₂ : Dioxyde de carbone
GN : gaz naturel
GNL : gaz naturel liquifié
APCI : Air product and Chemical Incorporated
MCR : multi composants réfrigérants
MEA : mono éthanolamine
G : Débit molaire du GN
X : fraction liquide
Y : fraction vapeur
P : Densité massique de fluide
Pr : pression réduite
Pc : pression critique
Tr : température réduite
Tc : température critique
D : diamètre de la conduite
 ΔPT : la perte de charge totale
Q : puissance thermique de l'appareil
 ΔTLM : l'écart logarithmique moyen de température
M : débit massique circulant à l'intérieur des tubes
Cp : chaleur spécifique de fluide froid
U : coefficient de transfert global
Z : facteur de compression
 a_t : section de passage
 G_t : Vitesse massique de fluide
 h_i : le coefficient de film interne
 h_o : Coefficient du film externe
Z : coefficient de compressibilité
 U_s : coefficient de transfert sale
 R_t : résistance d'encrassement du fluide coté tube
 R_{io} : résistance d'encrassement du fluide coté calandre
 n_c : Nombre de passes côté calandre.
 n_t : Nombre de passes côté tubes.
d : Densité du fluide froid (l'eau).
 G_c : Vitesse massique de fluide chaud (Kg/m² h).
 N_c : Nombre de chicanes.
De : Diamètre équivalent (m).

Liste des figures

Figure. I. 1 Présentation de la zone industrielle d'Arzew.....	3
Figure. I. 2 Position Géographique du complexe GL1/Z	4
Figure. I. 3. Plan général du complexe GL1/Z.....	7
Figure. I. 4. Schéma de la section décarbonatation.....	10
Figure. I. 5. Section de déshydratation.....	11
Figure. I. 6 Section de séparation.....	13
Figure. I. 7. Section de déméthanisation	14
Figure. I. 8. Section de Dééthanisation.	14
Figure. I. 9. Section de dépropanisations	15
Figure. I. 10. Section de débutanisation	16
Figure. I. 11 Section de liquéfaction	17
Figure. I. 12 Schéma du procédé de liquéfaction du gaz naturel du complexe GL1/Z.....	18
Figure II. 1 Absorbeur et régénérateur	20
Figure II. 2 Schéma explicative de l'absorbeur.....	20
Figure II. 3. Représentation de la structure chimique de MEA.....	22
Figure II. 4. Description de la section de décarbonatation.....	23
Figure III. 1. Les stratégies principales de la capture de CO ₂	30
Figure III. 2. Schéma d'un procédé de captage en post-combustion.	31
Figure III. 3. Schéma d'un procédé de captage par pré-combustion.....	31
Figure III. 4. Schéma d'un procédé de captage par oxy-combustion.....	32
Figure III. 5. Bilan de matière sur l'absorbeur.	35
Figure III. 6. Procédé de récupération de CO ₂ proposé (HYSYS V.10).....	39
Figure IV. 1. Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur.	43
Figure IV. 2. Echangeur tubulaire.....	44
Figure IV. 3. Echangeur double-tube.	45
Figure IV. 4. Echangeur à faisceau tubulaire et calandre.....	45
Figure IV. 5. Echangeur à plaques rectangulaire et tubulaire.	46
Figure IV. 6. Echangeur à ailette.....	46
Figure IV. 7. Schéma d'une section d'un échangeur de chaleur.....	49

Liste des tableaux

Tableau. I. 1. Fiche technique du complexe GNL1/Z [3].	4
Tableau. I. 2. Les caractéristiques du complexes GNL1/Z.	6
Tableau. I. 3. Composition chimique du gaz naturel.....	8
Tableau. I. 4. Conditions de stockage du GNL.	9
Tableau. I. 5. Composition du gaz naturel (liquide).....	9
Tableau II. 1. Propriétés de MEA.	22
Tableau. III. 1. Les propriétés physico-chimiques du CO ₂	29
Tableau. III. 2. La composition du gaz naturel.	Erreur ! Signet non défini.
Tableau. III. 3. Données du gaz à l'entrée de l'absorbeur.....	33
Tableau. III. 4. Bilan qualitatif et quantitatif du gaz carbonique rejeté vers l'atmosphère.	38
Tableau IV. 1. Données de base.	49
Tableau IV. 2. Caractéristiques mécaniques (voir Annexe IV.1).	50
Tableau IV. 3. Les températures des fluides chaud et froid.	51
Tableau IV. 4. Les estimations financières pour les équipements.	61
Tableau IV. 5. Estimation des gains de ventes de CO ₂ par an.	62

Résumé	
Liste des abréviations	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Introduction générale.....	1

Chapitre I : Présentation de complexe GL1/Z

I.1. Présentation du complexe.....	3
I.1.1. Historique.....	3
I.1.2 Situation géographique du complexe GL1/Z	4
I.1.3 Fiche technique du GL1/Z.....	4
I.1.5 Caractéristiques du complexe GL1/Z.....	5
I.2 Description du procédé de liquéfaction	6
I.3 Traitement du gaz.....	9
I.3.1 Décarbonatation	10
I.3.2. Section de déshydratation.....	10
I.3.3 Section de démercurisation (Élimination de mercure)	11
I.3.4 Section de séparation et de liquéfaction.....	12
I.3.5 Section de pré refroidissement au propane	12
I.3.6 La tour de lavage	12
I.3.7 Section de fractionnement	13
I.4 Liquifaction	17
I.5 Stockage et chargement du GNL	18

Chapitre II: Description de la section de décarbonatation

II.1 Introduction	19
II.2 Principe de décarbonatation	19
II.3 Rôle de la section de décarbonatation.....	20
II.4 Choix de solvant d'absorption	21
II.5 Caractéristiques de la réaction chimique.....	21
II.6 Monoéthanolamine (MEA)	21
II.7 Différents équipements de la section de décarbonatation.....	22
II.8 Caractéristiques des principaux équipements	24
II.9 Procédé absorption du CO ₂	25
II.10 Régénération de la solution MEA.....	25

Sommaire

II.11 Epuration de la solution de MEA.....	26
II.12 Stockage de la solution	27
II.13 Influence de la température et de la pression.....	27
II.14 Principaux problèmes rencontrés dans le système MEA.....	27

Chapitre III : Où va le CO₂ ?

III.1 Problématique.....	28
III.2 Généralités sur le CO ₂	28
III.2.1 Définition.....	28
III.2.2 Propriétés du CO ₂	28
III.2.3 Utilisations.....	29
III.2.4 Captage de CO ₂	30
III.2.5 Transport du CO ₂	32
III.2.6 Stockage du CO ₂	32
III.3 Estimations des quantités de CO ₂ émises	32
III.3.1 Bilan quantitatif.....	34
III.3.2. Quantité de CO ₂ émise par le régénérateur de MEA.....	36
III.4 Procédé de récupération CO ₂ proposé	38
III.4.1. Choix des équipements.....	39

CHAPITRE IV :Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

IV.1 Introduction.....	41
VI.2 Rappel sur le transfert de chaleur	41
VI.3 Modes de transfert de chaleur	41
IV.4 Définition d'un échangeur de chaleur.....	42
IV.5 Principe de fonctionnement.....	42
IV.6 Critères de classification des échangeurs de chaleur.....	43
IV.6.1 Classification selon la technologie	43
IV.6.2 Classification selon le mode de transfert de chaleur.....	43
IV.6.3 Classification suivant le procédé de transfert de chaleur.....	43
IV.6. 4 Classification fonctionnelle	43
IV.7 Types d'échangeur	44
IV.8 Méthodes de calcul.....	47
IV.8.1 Méthodes numériques	47
IV.8.2 Méthodes analytiques	47
IV.9 Dimensionnement d'un échangeur de chaleur	48

Sommaire

IV.9.2 Calcul thermique	50
Calcul de coefficient de transfert propre	52
• Calcul le coefficient de film interne coté tube	53
• Calcul le coefficient de transfert coté calandre	55
• Calcul de coefficient de transfert sale U_s	57
IV.9.3 Calcul des pertes de charge	59
a) Pertes de charge cotée tube	59
b) Pertes de charge cotée calandre :	59
IV.9 ETUDE DE RENTABILITE DE PROJET	61
IV.9.1. Introduction	61
IV.9.1.1. Coûts d'investissement	61
IV.9.2. Bénéfices estimés	61
Conclusion générale	63
Références bibliographiques	
Annexes	

Introduction générale

Le gaz naturel est un combustible fossile, il est aujourd'hui la troisième ressource énergétique du monde, après le pétrole et le charbon. Les conditions géologiques permettant la formation souterraine de gisements gaziers font que le gaz est presque toujours découvert au cours de campagnes d'exploration pétrolière.

Le gaz naturel demeurera le combustible le plus avantageux pour les nouvelles centrales dans la plupart des pays du monde. Il dispose d'avantages écologiques, comparé aux autres combustibles fossiles, avec notamment une teneur moins élevée en gaz carbonique et moins d'émissions de gaz nocifs. Le gaz naturel a su trouver sa place dans les utilisations domestiques et industrielles.

En 2021, l'Algérie a produit 100,8 Gm³ (milliards de m³) de gaz naturel. Elle se classe au 10^e rang mondial avec 2,5 % de la production mondiale et au 1^{er} rang en Afrique [1].

Après son extraction, le gaz naturel contient des composés indésirables et/ou toxiques qu'il faut éliminer pour respecter les conditions de commercialisation et préparer l'étape de liquéfaction. Certains composés présents risquent de corroder ou d'altérer les installations et de provoquer des dépôts lors de la liquéfaction à très basse température.

L'industrie de la liquéfaction du gaz naturel constitue un pilier fondamental du secteur énergétique, permettant de transformer le gaz de son état gazeux à l'état liquide afin de faciliter son transport et son stockage. Le complexe GL1/Z s'inscrit dans ce cadre en assurant le traitement de quantités importantes de gaz naturel, lequel contient des proportions non négligeables de dioxyde de carbone (CO₂).

La présence du gaz carbonique (CO₂) dans le gaz naturel provoque la corrosion des équipements et des tuyauteries ainsi que le givrage (solidification) suite à la formation de cristaux de dioxyde de carbone (CO₂) dans les zones de liquéfaction du gaz naturel fonctionnant à des températures très basses. Le CO₂ a l'inconvénient de diluer le gaz naturel, réduisant ainsi sa valeur énergétique tout en augmentant le coût de transport. L'opération d'élimination du CO₂ est la décarbonatation.

Cette unité de décarbonatation a été conçue pour l'élimination d'une grande partie du gaz carbonique « CO₂ » contenu dans le gaz d'alimentation et dont la concentration doit être réduite à 70 ppm pour éviter la formation de glace carbonique dans les sections froides de

l'installations (Bouchage des tubes des échangeurs cryogéniques). Le procédé utilisé est l'absorption par la MEA qui joue un rôle très important pour lavage du gaz naturel.

Le problème majeur de cette section est le CO_2 rejeté vers l'atmosphère. Cela peut provoquer une pollution atmosphérique importante et une grande perte économique. L'émission de CO_2 , vers l'atmosphère, est un phénomène naturel équilibré naturellement grâce à des processus tels que la photosynthèse des plantes et les océans qui absorbent une partie du CO_2 . Cependant, avec l'essor des activités industrielles, le niveau de CO_2 , dans l'atmosphère, a considérablement augmenté perturbant ainsi cet équilibre délicat et jouant un rôle majeur dans l'effet de serre et le changement climatique [2].

L'objectif de notre travail est d'estimer la quantité réelle de CO_2 rejetée dans l'atmosphère au niveau de complexe GL1/Z et de proposer un procédé de récupération de CO_2 , pour réduire cette quantité dégagée, qui est nocive pour l'environnement et d'augmenter les gains financiers. Pour ce faire, nous avons proposés une installation en collaboration avec le personnel au niveau du complexe GL1/Z, qui est composée de plusieurs équipements comme les échangeurs de chaleurs, le séparateur, les compresseurs et les conduites.

Dans cette étude, on va s'intéresser uniquement à étudier le dimensionnement d'un échangeur de chaleur.

Pour répondre à notre objectif nous avons organisé notre mémoire comme suit :

- Premier chapitre présente une description du complexe GL1/Z
- Deuxième chapitre expose la section de décarbonatation en détail
- Troisième chapitre évoque la problématique de torchage de CO_2 et son impact sur l'économie et l'environnement puis des solutions envisagées seront exposées
- Quatrième chapitre regroupe les résultats de calculs de dimensionnement d'un échangeur de chaleur suivi d'une étude technico-économique.

Chapitre I

Présentation de complexe GL1/Z



I.1. Présentation du complexe

I.1.1. Historique

En 1917, le gaz naturel a été liquéfié pour la première fois dans l'industrie pour extraire l'hélium. Le gaz naturel liquéfié est un mélange liquide en équilibre avec sa phase vapeur sous une température de **-160°C** et une pression de **1,05 bars**, il est composé d'hydrocarbures saturés dont la teneur de méthane est comprise entre 80 et 100% en volume, associé à un peu d'azote.

En novembre 1956, le forage du premier puits à **HASSI R'MEL** mettait en évidence la présence du gaz naturel. Le complexe industriel de liquéfaction du gaz naturel (GL1/Z) est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Comme toutes créations industrielles, le complexe GL1/Z a franchi des étapes qui sont autant d'événements marquant de son histoire récente.

Le 16 juin 1973, le défunt président **Houari Boumediene** pose la première pierre pour la construction de l'usine. En charge du projet, et pour le compte de Sonatrach, la société américaine BECHTEL, engage les travaux de réalisation le 20 février 1978. Cinq années après, le Complexe entre en production et les premières livraisons de GNL sont effectuées à destination des Etats Unis. En janvier 1993, les travaux du projet de rénovation du complexe sont lancés, et ils ont comme objectifs la fiabilité, la sécurité et l'augmentation à 100% de la capacité de production de l'unité (figure I.1) [3].



Figure. I. 1 Présentation de la zone industrielle d'Arzew [3].

I.1.2 Situation géographique du complexe GL1/Z

Le complexe GL1/Z est situé au Nord-ouest du pays à 40km de la ville d'Oran, à proximité d'un village au bord de la mer méditerranée nommé "Bethioua". Le complexe s'étale sur une superficie de 72 hectares dont 56 sont occupés par les installations (figure I.2) [4].

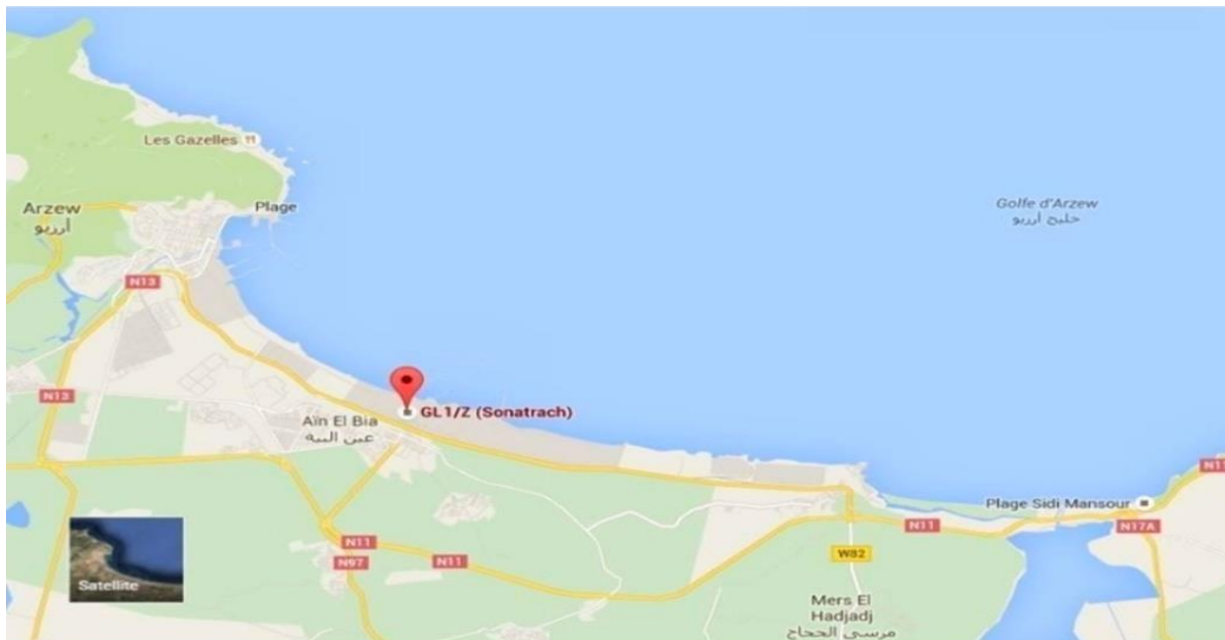


Figure. I. 2 Position Géographique du complexe GL1/Z [5].

I.1.3 Fiche technique du GL1/Z

Une fiche technique regroupe dans le tableau ci-dessous (I.1) les données les plus importantes de complexe GL1/Z.

Tableau. I. 1. Fiche technique du complexe GNL1/Z [5].

Localisation	Bethioua
Superficie	72 hectares
Objectif	Traitement de 10,5 milliards Nm ³ de GN/an
Produits	Gaz naturel liquéfié et gazoline
Procédé utilisé	Air Product
Constructeur	Bechtel Inc. (USA)

I.1.4 Principales installations du complexe

Le complexe GL1/Z est composé de

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

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

Chaque train est composé de plusieurs sections à savoir :

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

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

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

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

I.1.5 Caractéristiques du complexe GL1/Z

Les caractéristiques de fonctionnement de ce complexe sont présentées dans le tableau (I.2) ci-dessous [6]:

Tableau. I. 2. Les caractéristiques du complexes GNL1/Z.

Capacité de production GNL	17,5millions m ³ /an
Gazoline	123000 tones/an
Capacité totale de stockage	stockage de GNL: 300 000 m ³
Nombre de train	6
Postes de chargement de GNL	2 (réception de Méthaniers de 40 000 à 125000 m ³)
Prise d'eau de mer	35000 * 6 m ³ /heure
Production de vapeur	par 17 chaudières de 136 T/h
Production d'eau distillée	45 * 6 m ³ /heure
Source d'approvisionnement	Champs de Hassi-R'mel
Destination de la production	Europe et Etats-Unis

I.2 Description du procédé de liquéfaction

Le complexe GL1/Z comprend quatre zones (figure I.3), chaque zone sera détaillée par la suite :

- ♠ Zone d'utilités.
- ♠ Zone de process.
- ♠ Zone de stockage.
- ♠ Zone de pompage

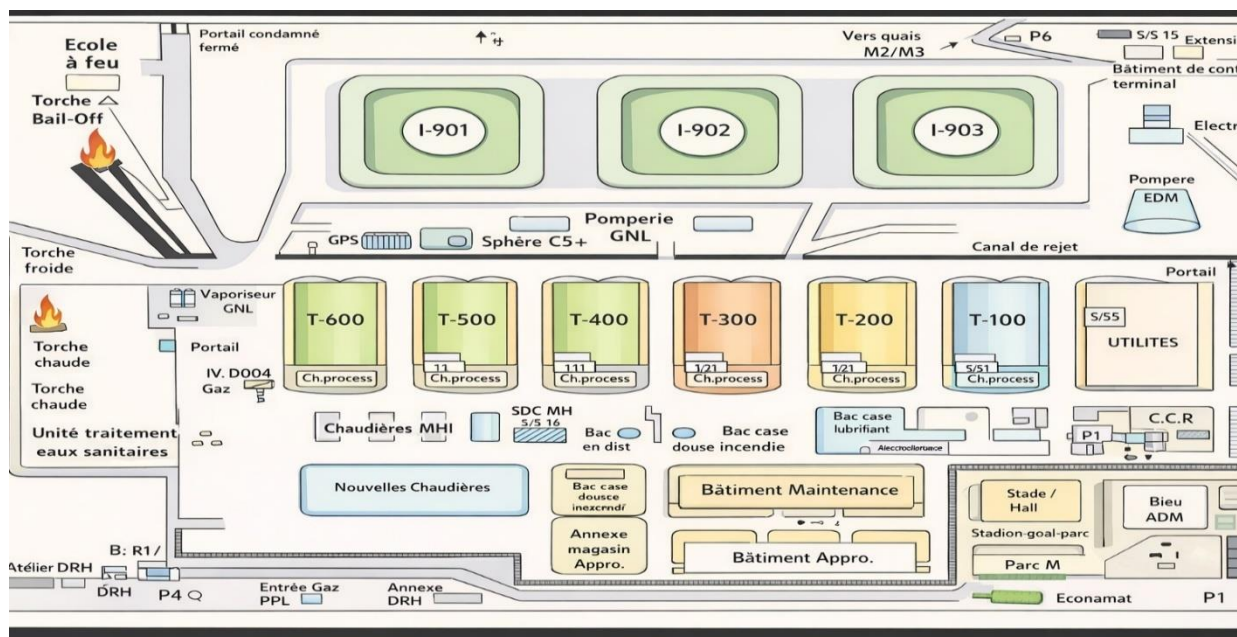


Figure. I. 3. Plan général du complexe GL1/Z[7].

a. Zone d'utilités

Les utilités constituent une zone importante au sein du complexe GL1/Z. Elles permettent d'assurer la fourniture de tous les besoins pendant le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction, dont :

- *La source d'énergie* : la vapeur d'eau est la source d'énergie choisie pour le complexe (trois chaudières haute pression 62 bars et une chaudière basse pression 4,5 bars)
- *La source de refroidissement* : l'eau est la source de refroidissement véhiculée par un ensemble de six (06) pompes de grande puissance de 175 000 m³/h chacune.
- *La production d'électricité* : la production d'électricité est assurée par trois (03) alternateurs entraînés par des turbines à vapeur et fournissent 36 MW par générateur.
- *L'unité de dessalement* : elle permet de produire l'eau distillée nécessaire à l'alimentation des chaudières.
- *Production d'air comprimé* : une grande partie de l'instrumentation du complexe est de type pneumatique. La production de l'air comprimé est assurée par un ensemble de quatre (04) compresseurs et d'un compresseur d'air de secours. [8]

b. Zone de process

Cette zone est constituée de six unités de liquéfaction appelées trains, identiques, tant dans leur désigne que dans leur fonctionnement. En effet, vues de près, les caractéristiques et les configurations, issues d'un même engineering industriel, explique leur autonomie de fonctionnement pour la liquéfaction du gaz naturel. Chaque train de liquéfaction est composé de **dix sections** et d'un circuit de refroidissement à savoir [7] :

- Section de décarbonatation (**élimination du CO₂**) ;
- Section de déshydratation (**élimination de H₂O**) ;
- Section de démercurisation (**élimination de Hg**) ;
- Section de séparation;
- Section de refroidissement (Tour de lavage) ;
- Section de fractionnement;
 - Section de déméthanisation;
 - Section de dééthanisation;
 - Section de dépropanisations;
 - Section de débutanisation

Avant d'entamer la description du procédé de liquéfaction, il est utile de connaître la composition du gaz naturel (tableau. I.3) [5].

Tableau. I. 3. Composition chimique du gaz naturel

Composants	% Molaire
N ₂ (Azote)	3.32
He (Hélium)	0.11
CO ₂ (Dioxyde de carbone)	0.18
C ₁ (Méthane)	84.91
C ₂ (Ethane)	7.90
C ₃ (Propane)	2.15
iC ₄ (Iso Butane)	0.40
nC ₄ (Butane)	0.50
iC ₅ (Iso pentane)	0.16
nC ₅ (pentane)	0.17
C ₆ + (Les essences)	0.20
TOTAL	100 ,00

c. Zone de stockage

C'est la zone de stockage et de chargement ; elle est constituée de : trois (03) réservoirs de GNL d'une capacité de 100 000 m³ stockés sous une pression de 1,03 bar et à une

température de -162°C (tableau I.4) et deux réservoirs de gazoline d'une capacité de $14\,500\text{ m}^3$. Une station de pompage de GNL d'une capacité de $10\,000\text{ m}^3/\text{hi}$ deux (02) quais d'expédition avec dix (10) bras de chargement pour méthaniers de 50.000 m^3 à 125.000 m^3 [8].

Tableau. I. 4. Conditions de stockage du GNL.

Caractéristiques	Valeurs
Masse moléculaire (g/mole)	18,2
Pression (bar abs.)	1,03
Température ($^{\circ}\text{C}$)	-162

La composition du gaz naturel liquéfié est présentée dans le tableau suivant :

Tableau. I. 5. Composition du gaz naturel (liquide)

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

d. Zone de pompage

C'est une zone qui sert à l'acheminement du GNL des bacs de stockage vers les pieds de chargement.

I.3 Traitement du gaz

Les composants du gaz naturel (GN) tels que le gaz carbonique, la vapeur d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser et à se solidifier aux basses températures bien avant la température de liquéfaction du gaz naturel (-162°C), provoquant ainsi l'obstruction des tuyauteries et des équipements du froids. C'est pour cette raison que l'on doit éliminer ces composants gênants [9].

I.3.1 Décarbonatation

Le principe d'élimination du gaz carbonique est mis en œuvre par un procédé d'absorption à haute pression (42 bars) et basse température (38°C). L'absorption du gaz carbonique se fait à contre-courant par une solution aqueuse de mono éthanol amine (MEA) diluée à 12-15%. Le gaz naturel débarrassé du CO₂ quitte la tête de l'absorbeur pour être envoyé dans la section de déshydratation (figure I.4).

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

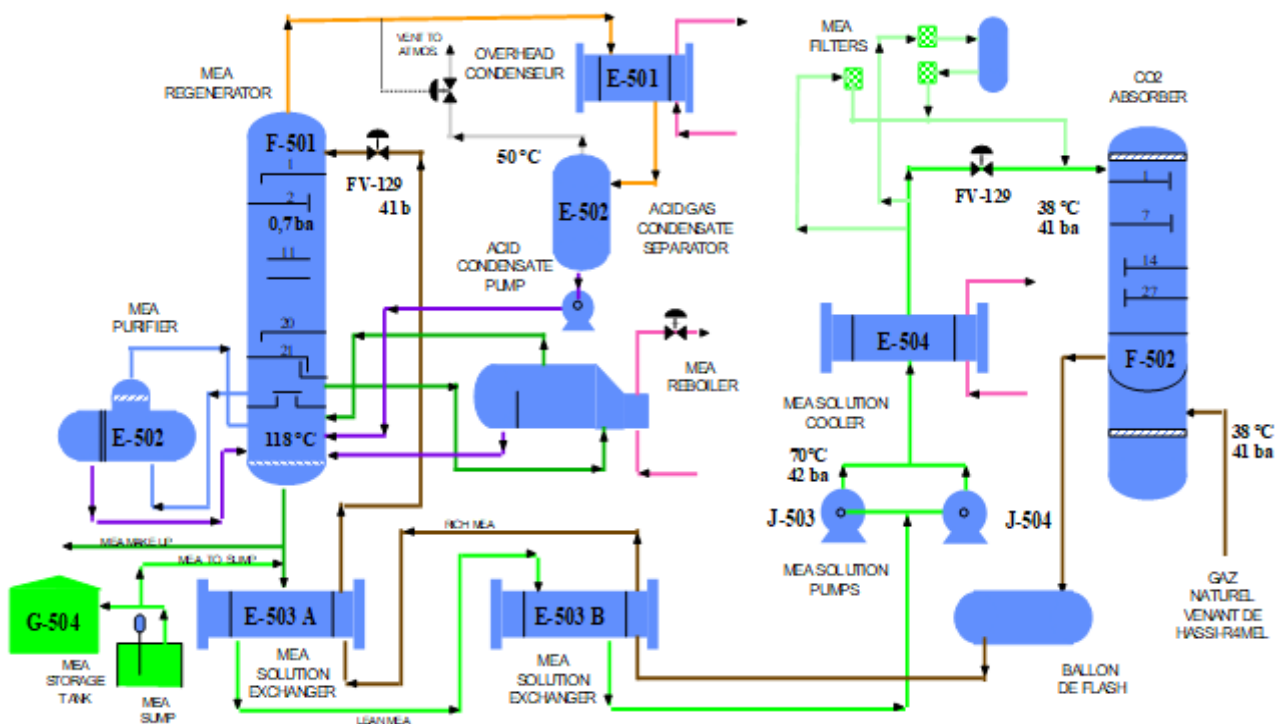


Figure. I. 4. Schéma de la section décarbonatation [10].

I.3.2. Section de déshydratation

Un pré refroidissement dans l'échangeur à propane E-521 jusqu'à 21°C permet de condenser 65% de l'eau contenue dans le gaz. Cette eau est retenue dans le ballon séparateur G-787. Le gaz chargé d'humidité passe ensuite à travers deux sécheurs à tamis moléculaires (R-310 et R-311) qui travaillent en alternance pendant un cycle de 12 heures. Alors que l'un est en service l'autre est en régénération. Le GN sort avec une concentration en eau inférieure à 1

ppm. L'élimination est basée sur la fixation des molécules d'eau contenues dans le GN par le phénomène d'adsorption (figure I.5).

Le gaz déshydraté est ensuite filtré dans deux filtres P-312 A et B pour éliminer les particules solides entraînées [11].

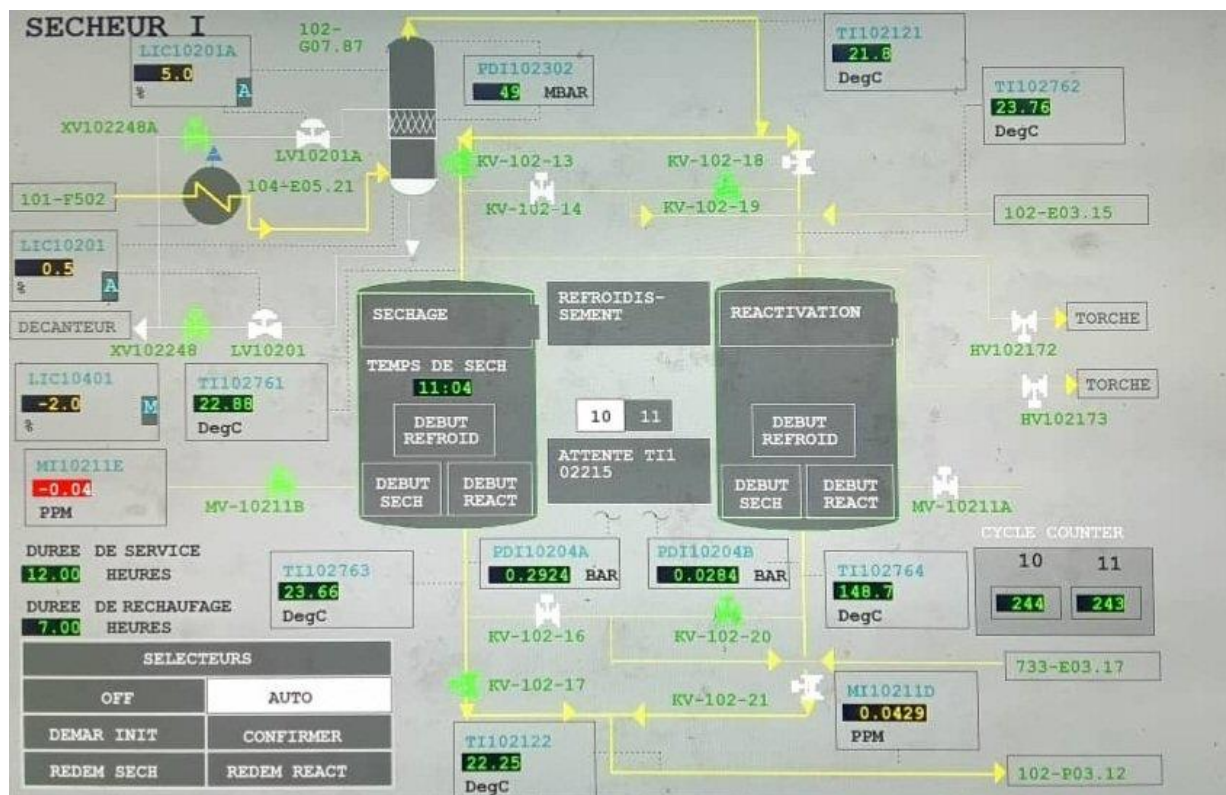


Figure. I. 5. Section de déshydratation [5].

❖ Régénération des sécheurs

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

I.3.3 Section de démercurisation (Élimination de mercure)

Après séchage, le gaz passe dans un démercuriseur utilisant du charbon actif imprégné de soufre afin d'éliminer le mercure jusqu'à une teneur de $0,001 \text{ g/Nm}^3$. Lors du réchauffage des installations, le mercure a un comportement particulier en matière de corrosion. Il devient

très agressif vis-à-vis de l'aluminium matériau utilisé pour la plupart des équipements cryogéniques [12].

I.3.4 Section de séparation et de liquéfaction

La section de séparation est conçue pour séparer les lourds du gaz naturel traité, afin de le liquéfier et le stocker, pendant que les hydrocarbures lourds sont envoyés à la section de fractionnement [13].

❖ Description générale

Le gaz d'alimentation venant de la section de traitement de gaz sous une pression 40 bars effectifs et à température 21 °C est refroidi à (-26 °C) par deux échangeurs à propane. Il est ensuite injecté au milieu de la tour de lavage où les produits lourds sont condensés et séparés du méthane, sous l'action d'un courant de reflux et de rebouilleurs, l'un au propane et l'autre à vapeur, puis sont recueillis sous forme liquide en bas de la colonne et dirigés vers la section de fractionnement. La phase vapeur quittant la colonne est associée à un débit de recyclage de propane et de butane provenant de la section de fractionnement permettant ainsi d'absorber les dernières traces de pentane et de maintenir un débit de reflux acceptable dans la colonne pour l'envoi à la section de liquéfaction.

I.3.5 Section de pré refroidissement au propane

Sortant des sécheurs, le gaz naturel subit son premier stade de refroidissement ; c'est un cycle de pré refroidissement au propane où le gaz passe de la température ambiante à une température de -37°C. Cette opération s'effectue à trois (03) niveaux de réfrigération distincts ; haut, moyen et bas.

I.3.6 La tour de lavage

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

Le gaz refroidi est flashé dans la tour de lavage **F-711** au niveau du neuvième plateau. La phase vapeur riche en méthane et éthane s'élève à travers huit plateaux supérieurs de la colonne, les vapeurs de tête subissent une condensation dans l'échangeur à propane jusqu'à une température de -40°C où les vapeurs sont partiellement condensées pour être séparées dans le ballon de flash (figure I.6). Le liquide est refoulé vers la tour de lavage comme un reflux et les vapeurs de tête s'écoulent vers la section de liquéfaction, et le liquide de fond de la tour de lavage s'écoule vers la section de fractionnement [14].

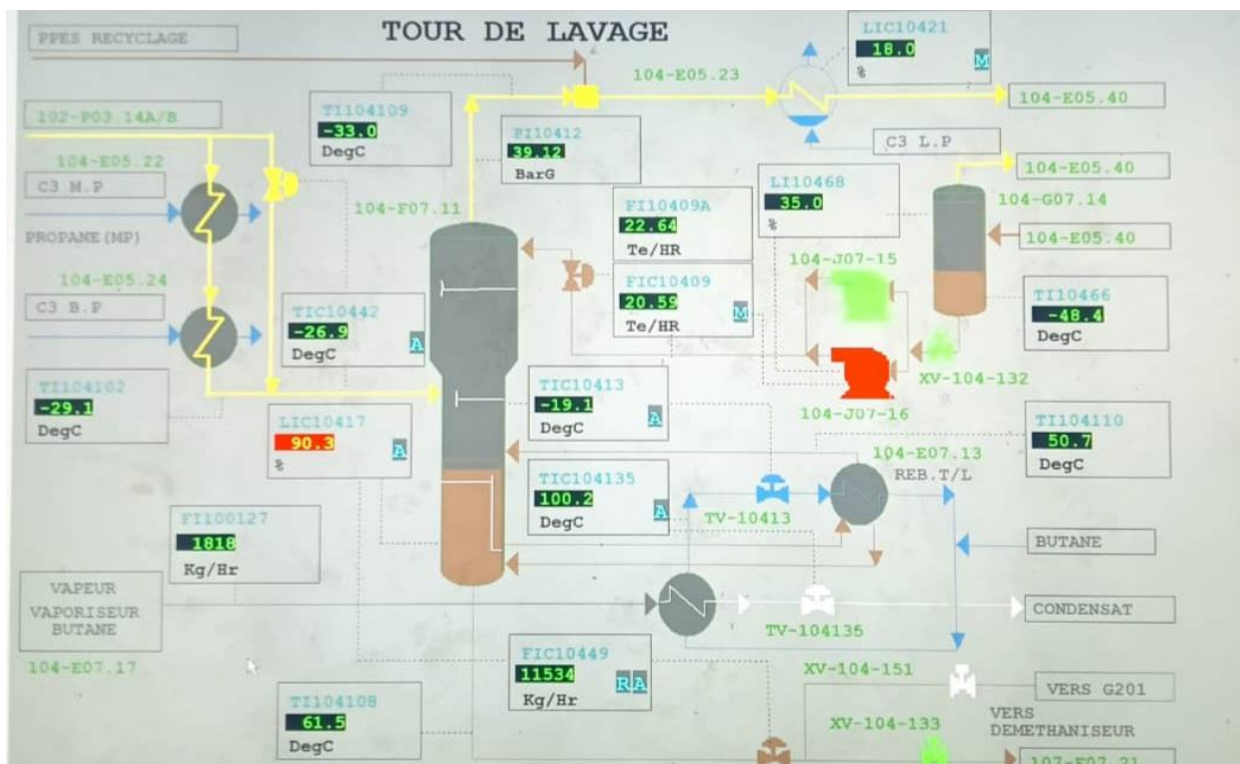


Figure. I. 6 Section de séparation [5].

I.3.7 Section de fractionnement

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

i. Déméthanisation

Les composés légers (C_1 et des traces de C_2) sont séparés des hydrocarbures lourds passent vers le haut de la colonne à contre-courant par rapport à un débit de reflux continu qui s'écoule vers le fond (figure I.7).

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

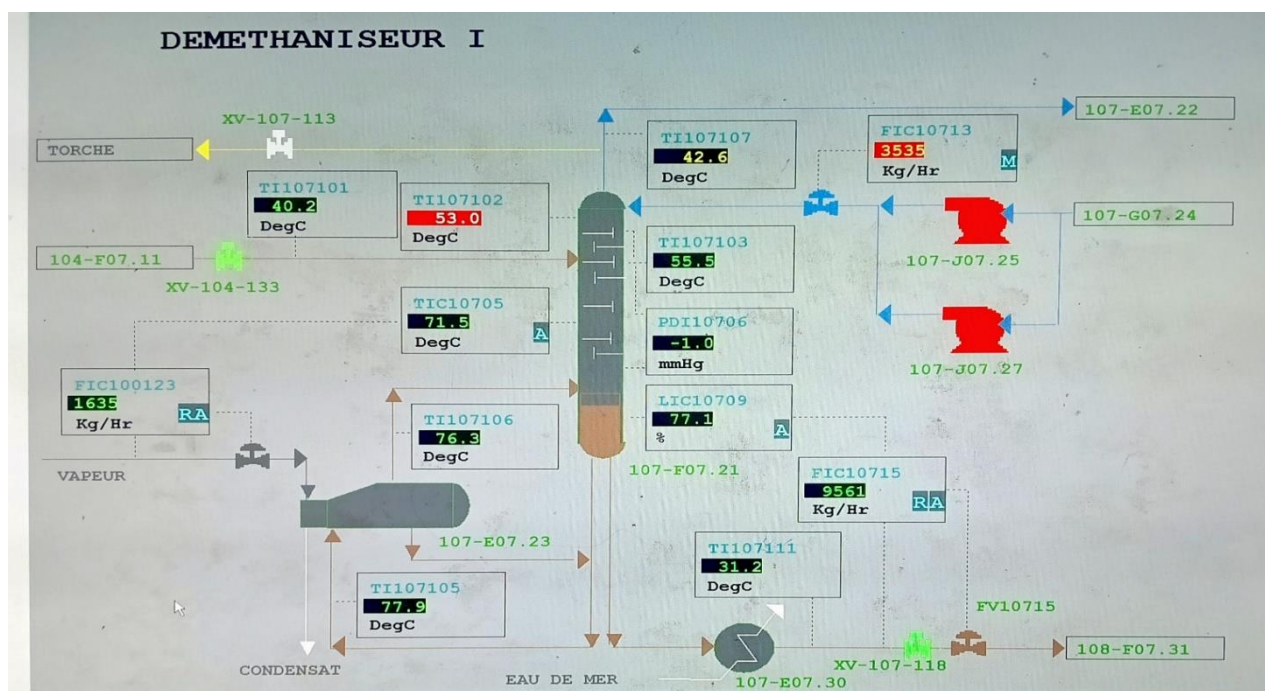


Figure. I. 7. Section de déméthanisation [5].

ii. Déethanisation

Le produit de fond du dééthaniseur est fractionné à son tour dans le dééthaniseur, afin de produire de l'éthane comme produit de tête. L'éthane obtenu sert comme appoint au réfrigérant mixte (MCR), à la tour de lavage et pour le contrôle de qualité de GNL, en particulier, l'amélioration de son pouvoir calorifique. Le produit de fond sert à alimenter la colonne de dépropanisation (figure I.8).

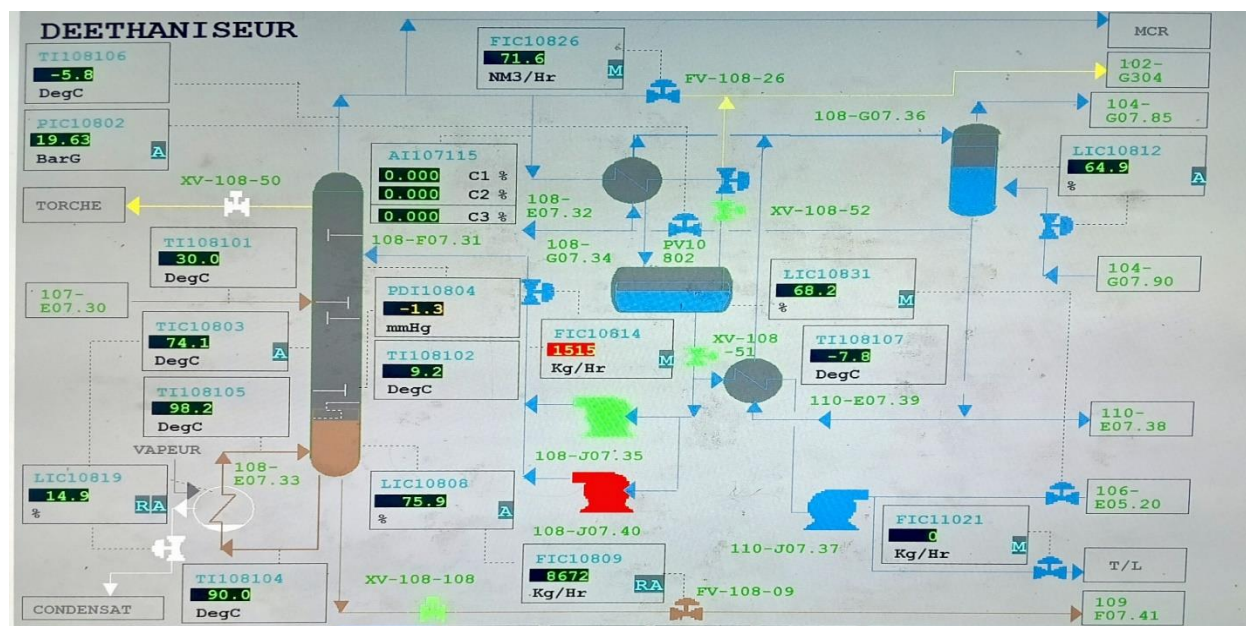


Figure. I. 8. Section de Dééthanisation [5].

iii. Dépropanisations

La section de dépropanisations a pour but de produire du propane afin de répondre aux besoins respectifs du circuit de réfrigération au propane, de l'appoint de la tour de lavage et du contrôle de qualité du GNL. Les produits de fond sont dirigés comme alimentation vers la colonne du débutaniseur (figure I.9).

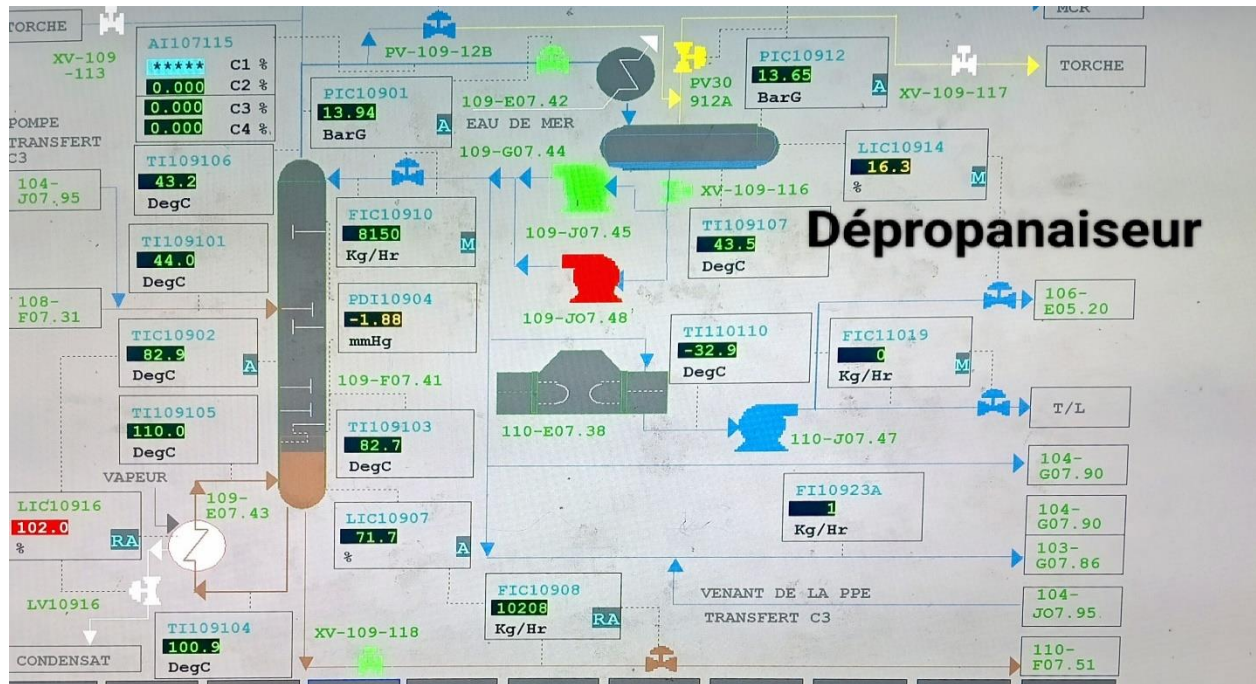


Figure. I. 9. Section de dépropanisations [5].

iv. Débutanisation

Le flux d'hydrocarbures pénètre dans la colonne de débutanisation où le butane s'élève vers le sommet. Ce dernier peut être utilisé comme appoint dans le réseau de gaz combustible ou bien envoyé vers le ballon de reflux de la tour de lavage (figure I.10). Les C5⁺ s'écoulent vers le fond où ils sont refroidis, puis envoyés vers le stockage dans une sphère de gazoline [15].

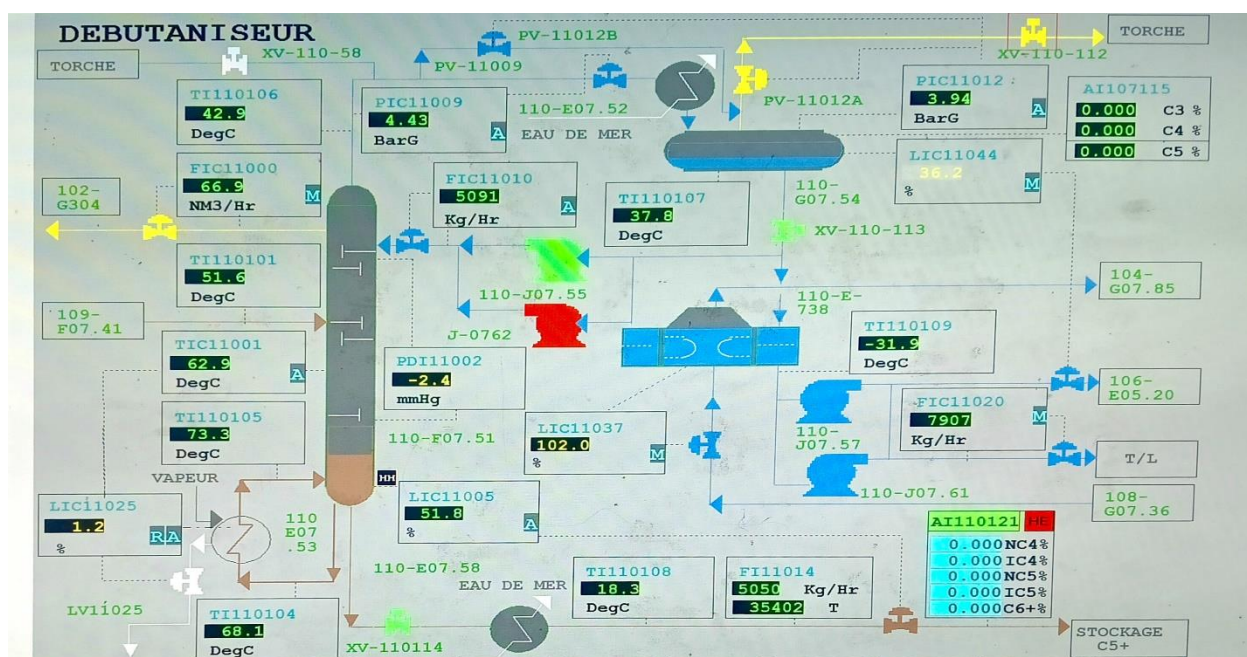


Figure. I. 10. Section de débutanisation [5].

a. Boucle propane

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

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

Le propane moyenne pression alimente le condenseur de tête de la tour de lavage **E-523**, le premier échangeur **E-522** et le **E-525A** et **B**.

b. Boucle MCR

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

pour alimenter les condenseurs de tête du déméthaniseur et de la tour de lavage, et l'échangeur principal.

I.4 Liquéfaction

L'échangeur principal liquéfie le gaz naturel traité GNT en utilisant le MCR comme réfrigérant. Le GNT pénètre en bas de l'échangeur principal et progresse vers le haut où il traverse les douches de MCR, et quitte l'échangeur sous forme liquide à une pression de 25 bars et une température de (-148 °C) [13].

La liquéfaction du GNT se fait en deux temps : le premier temps, le GNT pénètre dans le faisceau central de l'échangeur principal où il est réfrigéré à (-110 °C) par échange thermique avec les faisceaux MCR liquide et MCR vapeur, puis le gaz partiellement condensé est liquéfié complètement dans le faisceau froid de l'échangeur principal par échange thermique avec le MCR vapeur condensé et se dirige vers l'échangeur à (-148 °C) et sous une pression de 24 bars, en se combinant à la sortie avec un courant de propane et d'éthane en provenance du fractionnement, refroidi dans l'échangeur de rejet. Ce mélange liquide/gaz est détendue dans une vanne jusqu'à 1,5 bar et sa température est abaissée à (-158 °C) puis subit une deuxième détente jusqu'à 1 bar dans le ballon déazoteur pour éliminer l'azote dissout dans la phase liquide du gaz naturel liquéfié. Les composants légers, essentiellement l'azote, sont extraits par vaporisation et montent le long de la colonne (figure I.11).

La phase liquide GNL débarrassée de l'azote est récupérée au fond du déazoteur où l'acheminement vers le stockage à l'aide des pompes GNL [13].

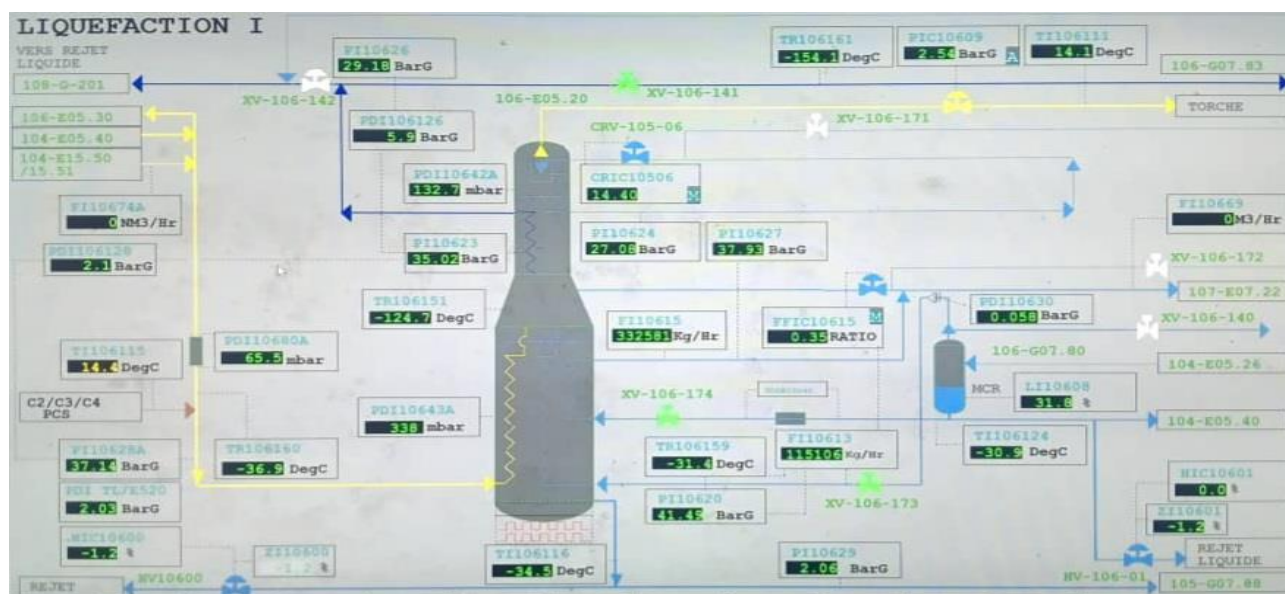


Figure. I. 11 Section de liquéfaction [5].

I.4 Stockage et chargement du GNL

Le GNL produit par les six (06) trains du procédé est pompé vers la zone de stockage constitué de trois (03) bacs à double paroi métallique ayant une capacité de **100 000 m³** chacun sous une pression atmosphérique et une température de **-162°C**.

Lors du remplissage des réservoirs, une certaine quantité de produit se vaporise du fait des pertes de chaleur. La vapeur du réservoir est recueillie dans un collecteur qui l'envoie au compresseur de gaz combustible de chaque train (figure I.12).

Le GNL peut être transféré d'un réservoir à un autre lorsqu'il n'y a pas chargement, en utilisant la pompe de transfert.

Le chargement du GNL est précédé par le refroidissement de la canalisation de la zone de chargement. La pompe de refroidissement aspire une petite quantité de GNL du réservoir de stockage et envoie ce GNL dans la canalisation chaude de la zone du chargement. Le GNL vaporisé est repris par la soufflante des gaz résiduels puis et envoyé dans le collecteur de gaz du revus. Le chargement s'effectue au moyen de cinq (05) pompes de chargement du GNL fonctionnant en parallèle et transférant le GNL du réservoir de stockage au navire en passant par les bras de chargement. Les vapeurs résiduelles du navire sont renvoyées au collecteur des vapeurs des réservoirs par la soufflante des gaz résiduels [16].

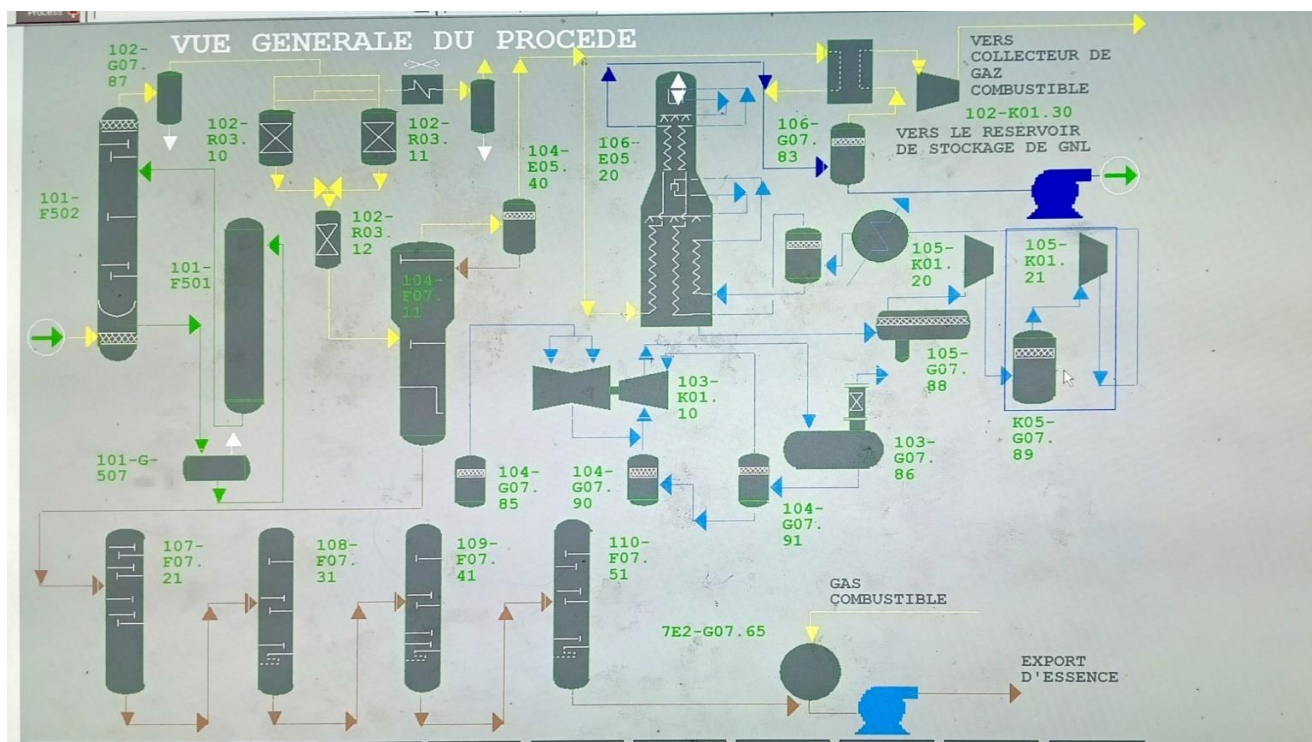


Figure. I. 12 Schéma du procédé de liquéfaction du gaz naturel du complexe GL1/Z [5].

Chapitre **II**

Description de la section de Décarbonatation



II.1 Introduction

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

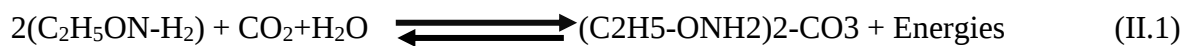
En effet, le (CO₂) se solidifie à une température de -57°C, formant des bouchons de glace qui risquent d'obstruer les canalisations lorsque la température atteint environ -70°C. De plus, le (CO₂) a un effet corrosif notable, dont l'intensité est directement liée à sa pression partielle [17].

Ceci peut causer des problèmes au niveau des refroidisseurs et dans l'échangeur principal et cette situation entraînerait un arrêt du train de procédé. En cas de mauvais fonctionnement du système de décarbonatation, il faut déclencher tous les équipements du train affecté.

II.2 Principe de décarbonatation

Le gaz carbonique est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne (absorbeur) par une solution aqueuse à 15% de (monoéthanolamine) C₂H₅ON-H₂ (MEA).

Cette élimination s'effectue selon la réaction réversible suivante :



A une température ambiante et une pression de 40 bars, la MEA et le CO₂ forment un mélange correspondant au second membre de la réaction. Tandis qu'à chaud et sous une basse pression la réaction se déroule selon le sens inverse de la première réaction (figure II.1).

Une solution aqueuse de MEA agit comme un agent d'absorption dans le système de décarbonatation, pour la concentration du gaz carbonique dans le gaz est inférieur ou égale à **90 ppm** [17].

Cette section comporte deux étapes importantes à savoir :

- L'absorption.
- La régénération.

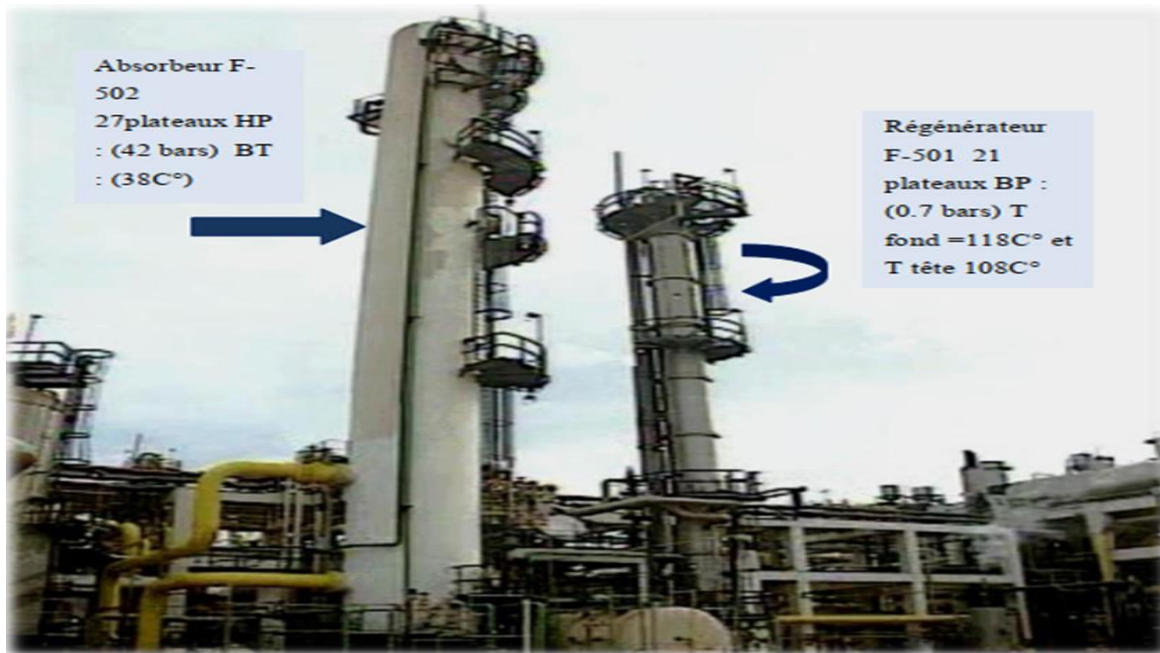


Figure II. 1 Absorbeur et régénérateur [5].

II.3 Rôle de la section de décarbonatation

Cette épuration se fait dans le but d'éviter le colmatage du système par la solidification du CO_2 dans les sections froides situées en aval du procédé de liquéfaction.

Le principe d'élimination du gaz carbonique à une teneur maximale de **90 ppm** est mis en œuvre par un procédé d'absorption conduit dans une colonne d'absorption **F-502** à 27 plateaux à haute pression (**42 bars**) et basse température (**38 °C**) [17].

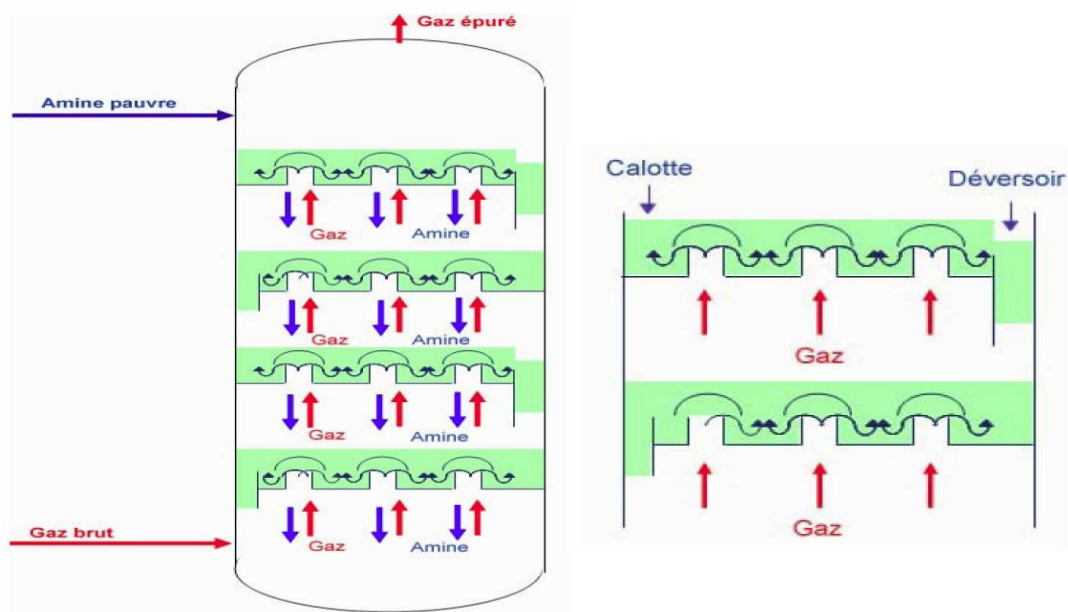


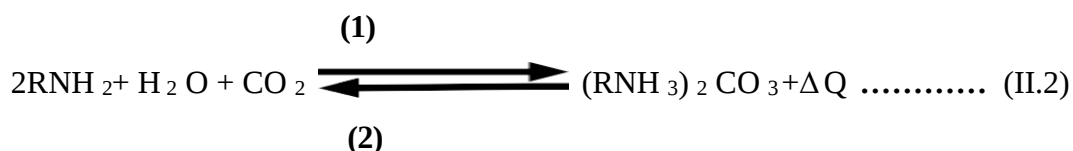
Figure II. 2 Schéma explicative de l'absorbeur.

II.4 Choix de solvant d'absorption

Le choix de l'absorbant du CO₂ est surtout dicté par les considérations thermiques et économiques. D'une manière générale, les solvants utilisés dans l'absorption doivent être dans la mesure du possible : thermiquement stables, peu chers, peu volatils, non corrosifs, non toxiques et non inflammables. Ils doivent être en plus sélectifs et facilement séparables des constituants entraînés. En outre, ils ne doivent pas être visqueux et ne doivent pas produire des mousses afin d'avoir une grande capacité d'absorption et une facilité de régénération [18].

II.5 Caractéristiques de la réaction chimique

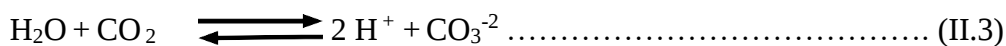
La principale réaction par laquelle le CO₂ est absorbé par la solution de MEA peut être représentée comme suite :



ΔQ : énergie

R: (C₂H₄OH).

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



L'équilibre de la réaction (II.1) se déplace dans :

- le sens (1) à haute pression et basse température : T = 40° C, P = 40 bars. C'est **l'absorption**.
 - Le sens (2) à basse pression et haute température T = 118°C, P = 1.7 bars. C'est la **désorption, régénération de MEA**.
- $\Delta Q > 0$: Réaction exothermique

II.6 Monoéthanolamine (MEA)

Le monoéthanolamine (MEA) ou 2-aminoéthanol constitué d'une amine primaire et d'un alcool primaire (figure II.3). Ce composé chimique toxique est une base faible qui se présente sous la forme d'un liquide visqueux à l'odeur d'ammoniaque. À température ambiante, une solution de MEA capture le CO₂ gazeux sous forme de sels. Il suffit ensuite de chauffer la solution dans un milieu confiné pour provoquer la libération du dioxyde de carbone et la régénération de la solution de monoéthanolamine. On obtient ainsi du gaz carbonique pur.

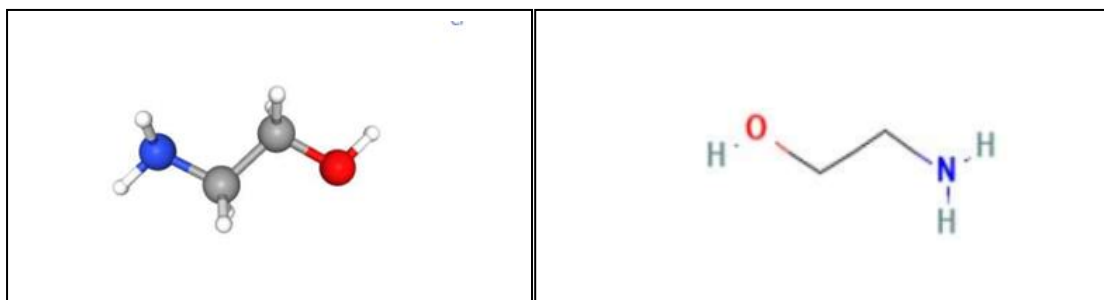


Figure II. 3. Représentation de la structure chimique de MEA.

Les

propriétés physicochimiques de MEA sont regroupées dans le tableau ci-dessous [19]:

Tableau II. 1. Propriétés de MEA.

Formule chimique	NH ₂ CH ₂ CH ₂ OH
Point de fusion (°C)	10,03
Densité (g/ cm³)	1,018
Point d'ébullition (°C)	170,5
Pression de vapeur à 20 °C (pa)	50
Couleur	Incolore
Masse molaire (g/mol)	61,08
Solubilité	Soluble dans l'eau
Odeur	Ammoniacale
pH à 20 °C	12.5
Viscosité (CST) à 25 °C	24

II.7 Différents équipements de la section de décarbonatation

Cette section est composée des équipements suivants. [20]:

- La colonne d'absorption, appelée absorbeur **F-502**.
- La colonne de régénération **F-501**.
- Préchauffeur de gaz **X01-E-506**.
- Ballon de détente **MEA X01- G-507**.
- Pompe de la solution **MEA X01-J-505**.
- Échangeur de la solution **MEA X01-E-503A et E503B**
- Refroidisseur de la solution **MEA X01-E-504**.
- Turbo-pompe **MEA X01-J-503**.

- Moto-pompe MEA X01-J-504.
- Filtre à charbon X01-P-501.
- Filtre à cartouche X01-P-502.
- Épurateur MEA X01-E-505.
- Condenseur de tête de MEA X01-E-501.
- Colonne de régénération de MEA X01-F-501.
- Séparateur gaz acide X01-G-502.
- Pompe de retour X01-J-506.
- Système anti-mousse X01-R-502.
- Inhibiteur de corrosion X01-R-503.

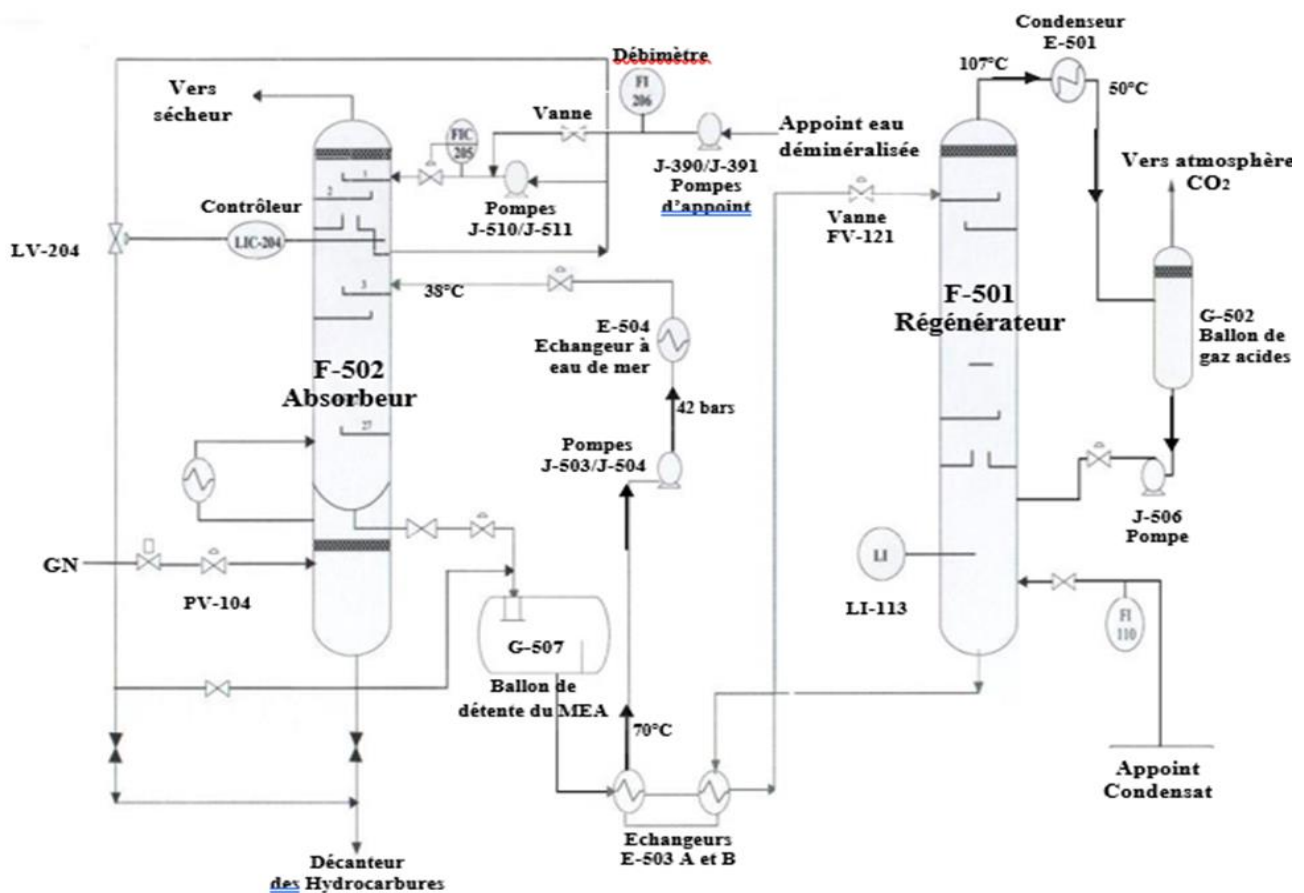


Figure II. 4. Description de la section de décarbonatation [11].

II.8 Caractéristiques des principaux équipements

- **L'absorption**

L'absorption du CO₂ par le MEA est un transfert de matière qui consiste à transférer le CO₂ du gaz naturel vers le MEA sous l'effet de gradient de concentration du CO₂ dans les deux fluides. Le but est de purifier ce gaz naturel en réduisant la quantité de CO₂. A noter que l'absorption se fait à basse température et sous une haute pression avec les paramètres suivants : la pression de service **42 bars**, concentration de **MEA** entre **12 et 15 %** et la température **38 °C** [20].

- **Régénération de la solution MEA**

La régénération du MEA est une opération de distillation classique de MEA qui consiste à purifier cette amine pour être réutilisée dans la section de décarbonatation.

Cette opération de régénération s'effectue sous les conditions suivantes :

Le régénérateur a **21** plateaux, la pression de service est de **0,7 bars**, et la température de fond égale à **118 °C**, et celle de tête est de **108 °C** [20].

- **Pompes MEA**

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

- **Pompe gaz acide J-506**

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

- **Condenseur de tête E-501**

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

- **Epurateur E-505**

La pression de service est de **1,7 bar**, et la pression maximale de **5 bars**. La température de service est de **130°C**, celle de saturation est de **150°C**, et la température maximale est de **176°C**.

- **Rebouilleur E-502**

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

- **Refroidisseur E-504**

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

- **Echangeur de solution de MEA E-503 A/B**

La pression côté tubes riche en MEA est de **7 bars**, la pression maximale est de **49 bars**. La pression côté calandre pauvre en MEA est de **1,7 bar**, et le maximal est de **5 bars**.

- **Filtre à charbon P-501**

Le volume est de $1,36 \text{ m}^3$, le débit est de $2,27 \text{ m}^3/\text{h}$, et la pression maximale égale à 68 bars.

- **Pompe de lavage J-510/511**

La capacité du système $64,6 \text{ m}^3$, la température d'aspiration comprise entre 38°C et 45°C , la vitesse est de 3700 tr/min, et la capacité de la pompe est de 19 litres/h [21].

II.9 Procédé absorption du CO_2

Le gaz naturel d'alimentation pénètre dans l'unité avec une pression contrôlée à **42 bars**. Le gaz et tout d'abord admis dans une section de séparation rapide située au fond de l'absorbeur **F502**, dans laquelle les liquides sont entraînés puis séparés du débit du gaz d'alimentation. Après séparation, le liquide est envoyé vers le système de décantation des hydrocarbures, tandis que le gaz est acheminé vers le haut de l'absorbeur par le préchauffeur **E-506** 'Échangeur'

Le gaz naturel pénètre dans l'absorbeur à **38 °C** et circule vers le haut à travers **25** plateaux à clapets, circule à contre-courant par rapport à une solution aqueuse de Mono éthanol amine (**MEA**) à **15 %** qui s'écoule vers le bas de la colonne. Cette solution de **MEA** pauvre en CO_2 pénètre elle aussi dans l'absorbeur à **38 °C** et une pression légèrement supérieure à **42 bars**, et son débit est régulé à **54.000 kg/h**. Le gaz d'alimentation ainsi purifié sort par la partie supérieure de l'absorbeur après son passage à travers deux plateaux destinés au lavage, et passe ensuite dans les sécheurs à tamis moléculaire [17].

II.10 Régénération de la solution MEA

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

- Chauffer la solution à une température suffisante pour permettre la désorption des gaz acides.

- Générer des vapeurs d'extraction pour produire une solution ayant une teneur en gaz acide suffisamment basse.

La solution de MEA riche quitte l'absorbeur **F-502** par le fond avec une température de 43 °C, elle subit une détente rapide de 42 à 8 bars au niveau du ballon de détente **G -507**, elle est ensuite chauffée jusqu'à 93 °C par échange thermique avec les liquides résiduels du régénérateur dans les échangeurs **E-503 A** et **B**. puis par la vanne **FV-121**, la pression est réduite à 0,7 bar, enfin entre dans le régénérateur **F-501** par le haut, cette alimentation assure le reflux du régénérateur. La solution riche passe en cascade dans les 21 plateaux à clapets du régénérateur pour être recueillie sous forme de solution de MEA pauvre au fond de ce dernier. La vapeur présente au sommet du régénérateur qui se compose principalement de CO₂ et de vapeur d'eau, quitte la colonne à 107 °C puis elle est refroidie à l'eau de mer jusqu'à 50 °C dans le condenseur de tête **E-501**, la vapeur ainsi condensée s'accumule dans le ballon gaz acide **G502**, où la partie vapeur constituée essentiellement de CO₂ est rejetée vers l'atmosphère.

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

La solution de MEA pauvre passe du côté calandre des échangeurs **E-503 A** et **B** où sa température est réduite à 70 °C, puis par l'une des pompes **J-503** ou **J-504** où sa pression augmente jusqu'à 42 bars. En exploitation normale la pompe **J-503** est en service tandis que la **J504** est réglée à démarrer automatiquement en cas de chute de pression de la solution pauvre, puis elle passe par un échangeur à eau de mer **E-504** pour amener sa température à 38 °C. C'est la température d'entrée dans l'absorbeur.

Un système de filtrage double est prévu pour éviter l'accumulation des impuretés solides dans la solution de MEA qui risquerait de provoquer le moussage dans l'absorbeur et le régénérateur. Environ 84 % de la solution de MEA pauvre refroidie est continuellement filtrée par le filtre charbon **P-501** renfermant du charbon actif et protégé de part et d'autre part des filtres à cartouche [17].

II.11 Epuration de la solution de MEA

À la suite d'une période d'utilisation prolongée, la solution de MEA se détériore à cause de l'accumulation progressive des produits de nature acide, et formeraient des dépôts bitumineux ou boueux s'il n'était pas éliminé.

Ces contaminants sont des substances non volatiles et forment des sels par réaction chimique avec le carbonate de sodium anhydre. Au fur et à mesure du développement du cycle de récupération de MEA, les sels s'accumulent dans l'épurateur, ce qui fait monter la température

d'ébullition de la solution de MEA, une fois que la température atteint 150°C, l'épurateur cesse de fonctionner et doit être nettoyé avant le cycle suivant [22].

II.12 Stockage de la solution

La solution de MEA de concentration de **15 % à 20 %** est stocké dans deux réservoirs **G-501** et **G-505**. Le réservoir **G-501** fournit la solution de base et d'appoint des trains **100, 200, 300**, tandis que le **G-505** dessert les trains **400, 500, 600**. Des puisards et des pompes sont associés aux réservoirs pour le transfert de la solution, et la dilution de MEA pour le cas échéant [23].

II.13 Influence de la température et de la pression

La température de contact dans l'absorbeur ainsi que la pression sont des variables importantes. En général, les températures élevées et les faibles pressions sont contraires aux conditions d'équilibre.

Donc, pour une absorption il est nécessaire de fonctionner à des températures basses et des pressions plus élevées afin de maintenir un transfert raisonnable et une bonne vitesse de réaction [22].

II.14 Principaux problèmes rencontrés dans le système MEA

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

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

- **Le moussage** : le moussage est capable de réduire la capacité de l'unité, d'augmenter les pertes de MEA, d'empêcher une régénération adéquate et d'affecter l'efficacité du traitement de gaz.
- **La corrosion** : ce problème peut entraîner un arrêt non programmé, un manque de production, une réduction de durée de vie des équipements, ainsi que des accidents. Ce problème peut être contrôlé tout en optant pour les paramètres de conception des installations et de fonctionnement approprié.
- **Entrainement d'amine** : Les pertes d'amines ont lieu par entrainement de la solution, par vaporisation, par dégradation chimique des amines ou par fuite mécanique.

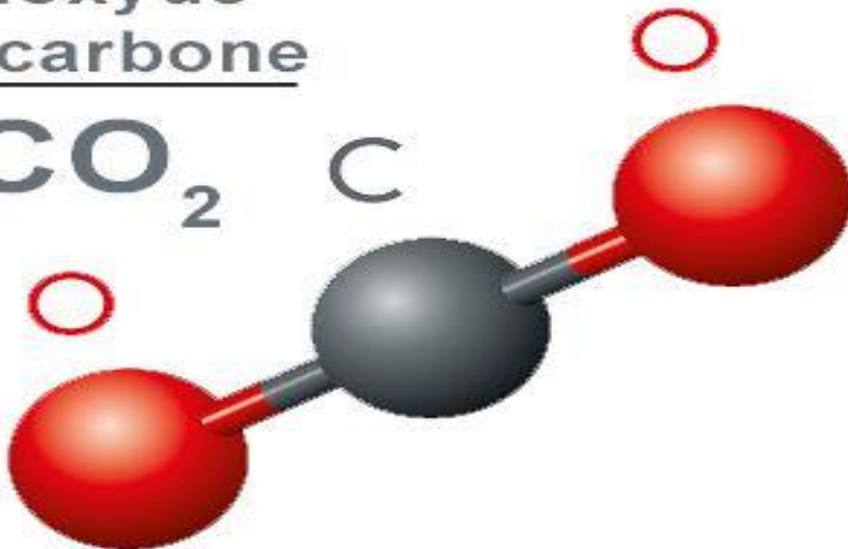
Chapitre **III**

Où va le CO₂ ?

Dioxyde
de carbone



C



III.1 Problématique

Le dioxyde de carbone est un gaz à effet de serre (GES). C'est un élément majeur parmi les autres GES, il pollue l'environnement et il provoque le réchauffement de la terre.

- Les points qui ont motivé notre étude sur la récupération du gaz carbonique au niveau du complexe GL1Z sont :

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

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

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

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

III.2 Généralités sur le CO₂

III.2.1 Définition

Le dioxyde de carbone (CO₂) est un composé chimique constitué d'un atome de carbone lié à deux atomes d'oxygène [23]. Ce gaz, également connu sous les noms d'anhydride carbonique ou gaz carbonique, est incolore, inodore et légèrement acide. Dans les conditions normales de température et de pression, il est présent dans l'atmosphère terrestre à une concentration d'environ 375 parties par million (ppm) en volume. Au cours du XX^e siècle, cette concentration a connu une augmentation progressive, atteignant 386 ppm en 2009 [24].

III.2.2 Propriétés du CO₂

Le CO₂ est un gaz incolore, inodore et non toxique, qui peut se dissoudre dans l'eau. Sa masse volumique est d'environ 2 grammes par litre, soit une densité 1,5 fois supérieure à celle de l'air. D'un point de vue chimique, le CO₂ appartient à la catégorie des gaz neutres, autrement dit il ne se combine qu'avec un tout petit nombre d'éléments. L'ensemble de ses propriétés physico-chimiques (tableau III.1) en font un produit très apprécié dans l'industrie alimentaire : le CO₂ est utilisé pour conserver les produits emballés sous atmosphère contrôlée (chips, cacahuètes...) ou pour gazéifier certaines boissons (eaux minérales, jus de fruits, sodas) [25].

Tableau. III. 1. Les propriétés physico-chimiques du CO₂ [26].

Formule chimique	CO ₂
Poids moléculaires	44 g/mol
Densité à 0 °C et 101 kPa*	1.98 kg/m ³
Densité relative par rapport à l'air	1.5
Point triple	-56.6 C - 517.8 kPa*(abs)
Pression à -18 °C	2.07 MPa (abs)
Pression à +21 °C	5.86 MPa (abs)
stockage	
Taux normal (0 à 45 °C)	1.34 L/kg
Taux tropical (> à 45 °C)	1.5 L/kg

III.2.3 Utilisations

a) Forme gazeuse :

Sous forme gazeuse, il est utilisé pour [27] :

- Carbonater des boissons (soda ou eau)
 - Créer une couche isolante (flux) dans l'industrie alimentaire ou pour la soudure.
 - Stimuler la croissance des plantes.

b) Forme liquide

Sous forme liquide, il est utilisé comme [27] :

- Réfrigérant pour congeler certains aliments,
- Réfrigérant dans l'industrie électronique,
- L'agent d'extinction utilisé dans les extincteurs au dioxyde de carbone (CO₂) est communément appelé "neige carbonique". En effet, lorsque le CO₂ liquide est libéré de l'extincteur, il se solidifie instantanément au contact de l'air, formant une poudre blanche,

c) Forme solide

La glace carbonique, également appelée carboglace ou glace sèche, est obtenue par solidification du dioxyde de carbone (CO₂). Ce processus implique la compression de la neige carbonique, une forme intermédiaire du CO₂ à l'état solide. La glace carbonique se sublime, c'est-à-dire qu'elle passe directement de l'état solide à l'état gazeux, sans phase liquide. Cette sublimation est extrêmement rapide et produit un froid intense (150 fr/h/kg à -78,5 °C), ce qui explique la multiplicité des applications de la glace carbonique dans de nombreux domaines [27].

III.2.4 Captage de CO₂

Les technologies de captage du CO₂ sont énergivores et engendrent des coûts d'exploitation élevés. Ces coûts varient en fonction de la technologie utilisée, de la composition des fumées et du volume de gaz à traiter. Trois principales stratégies de captage sont généralement distinguées : la post-combustion, l'oxy-combustion et la précombustion (figure III.1) [28 ,29].

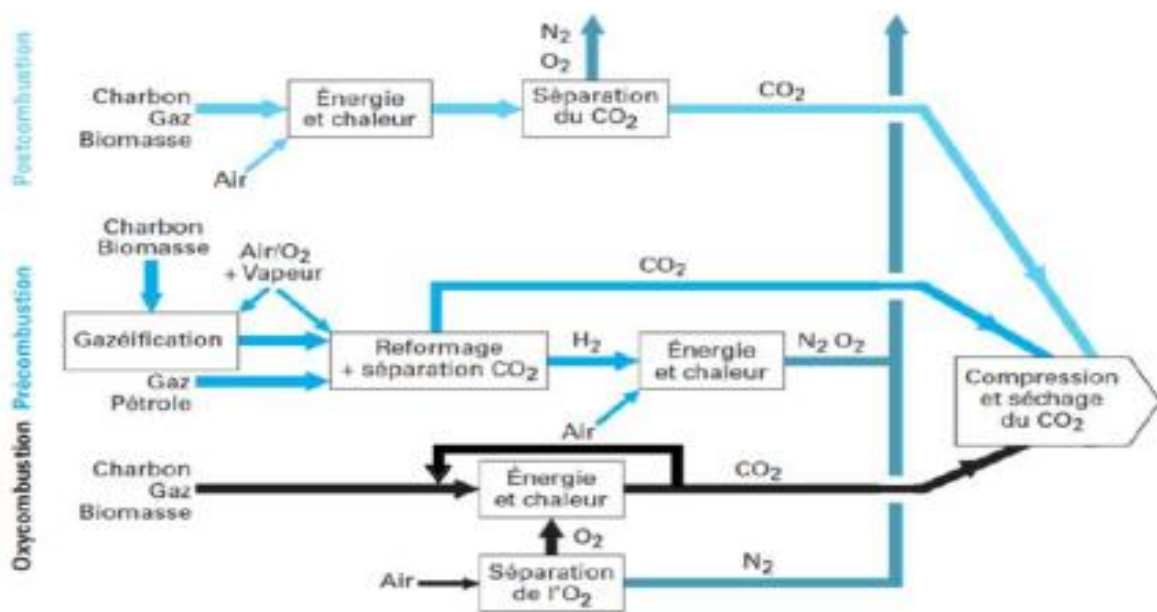


Figure III. 1. Les stratégies principales de la capture de CO₂.

a) Captage post-combustion

Le captage du CO₂ en post-combustion consiste à extraire le dioxyde de carbone directement des fumées générées par la combustion de combustibles fossiles dans l'air (figure III.2). À l'heure actuelle, le procédé d'absorption par des amines est le plus couramment utilisé pour capter le CO₂ en post-combustion [30,31].

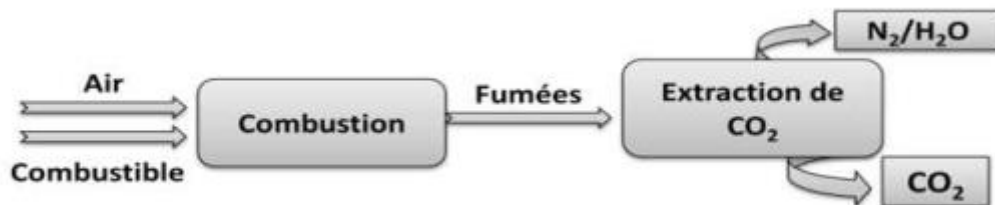


Figure III. 2. Schéma d'un procédé de captage en post-combustion.

b) Captage pré-combustion

Ce procédé vise à capturer le carbone avant la combustion du combustible. Pour ce faire, le combustible est converti dès l'entrée de l'installation en gaz de synthèse, un mélange de monoxyde de carbone (CO) et d'hydrogène (figure III.3). Cette conversion est réalisée par vaporeformage du gaz naturel en présence d'eau ou par oxydation partielle en présence d'oxygène. Le CO présent dans le mélange réagit ensuite avec l'eau, produisant du CO₂ et de l'hydrogène supplémentaire. Le CO₂ est alors séparé de l'hydrogène, qui peut être utilisé pour produire de l'énergie (électricité ou chaleur) sans émissions de CO₂ [31,32].

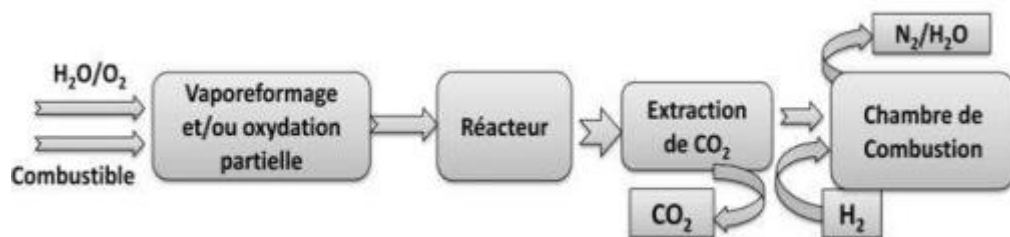


Figure III. 3. Schéma d'un procédé de captage par pré-combustion.

c) Captage par oxy-combustion

Cette technologie ne capte pas directement le CO₂, elle intervient en amont du processus de combustion, en produisant une fumée concentrée à 90% de CO₂ grâce à une combustion à l'oxygène pur (figure III.4). En recyclant une partie du CO₂ pour remplacer l'azote de l'air, cette

oxy-combustion est particulièrement adaptée à la modernisation d'installations existantes [31, 32].

Cependant, la production d'oxygène pur, principalement par des procédés cryogéniques, est énergivore et coûteuse. Ce procédé consiste à transporter l'oxygène de l'air à l'aide d'un support métallique circulant, qui le transfère au combustible

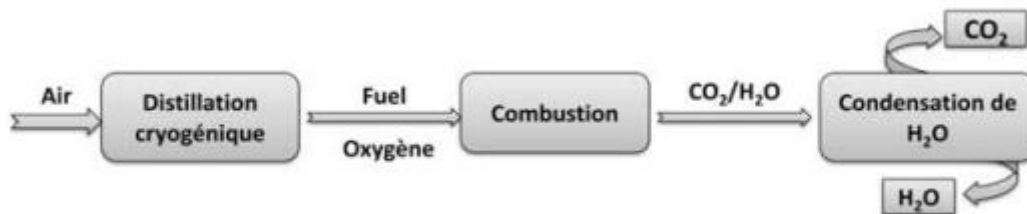


Figure III. 4. Schéma d'un procédé de captage par oxy-combustion.

III.2.5 Transport du CO₂

Le transport du CO₂ depuis les sites de capture jusqu'aux lieux de stockage constitue une étape cruciale. Étant donné les quantités considérables à déplacer, seules les infrastructures de grande capacité, telles que les gazoducs et les navires, semblent adaptées. Pour le transport maritime, on utilise des navires spécialisés, similaires à ceux employés pour le transport de gaz naturel liquéfié.

Le CO₂ est alors maintenu à l'état liquide grâce à des conditions de pression modérée et de basse température. Quant au transport par gazoducs, le CO₂ est transporté sous forme supercritique, ce qui nécessite le maintien d'une pression élevée [33].

III.2.6 Stockage du CO₂

Pour stocker le CO₂, on peut faire appel au stockage géologique, au stockage océanique (rejet direct dans la colonne d'eau de l'océan ou les fonds marins profonds) ou à la fixation industrielle du CO₂ dans des carbonates inorganiques [34].

III.3 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.

La composition de gaz à l'entrée de la section 500 et les fractions volumiques sont illustrée dans le tableau (III.2).

Nous avons obtenu ces données pendant la période de stage à partir du 01/02/2026 au 28/02/2026.

Tableau. III. 2. La composition du gaz naturel.

Constituants	Fraction molaire	Volume molaire	Fraction de volume molaire Nm ³ /kmole
Helium	0	22,400	0
Azote	5.21	22,26	1.16
Méthane	84.70	22,40	18.973
CO ₂	0.22	22,260	0.05
Ethane	7.20	22,170	1.596
Propane	1.86	21,840	0.406
Isobutane	0.239	21,780	0.052
Butane	0.347	21,500	0.075
Isopentane	0,066	21,030	0.014
Pentane	0,116	20,860	0.024
Hexane	0,035	20,300	0.007
	100,00		22,4

Les débits du gaz entrant à l'absorbeur sont regroupés dans le tableau (III.3).

Tableau. III. 2. Données du gaz à l'entrée de l'absorbeur.

Débit volumique du GN à l'entrée de l'absorbeur	Teneur en CO ₂ à l'entrée de l'absorbeur	Teneur en CO ₂ à la sortie de l'absorbeur
284298 Nm³/h	0,21 %	0,05%

III.3.1 Bilan quantitatif

a) Bilan de matière de la colonne d'absorption

C'est l'application du principe de conservation de la masse lors de l'analyse d'un système pour le flux de matière entrant et sortant. Les données sont regroupées dans le tableau (III.2) et les flux entrants et sortants de l'absorbeur sont représentées dans la figure (III.5).

- Débit molaire du gaz à l'entrée :

$$G_e = \frac{\text{Débit volumique de gaz naturel à l'entrée}}{\text{volume molaire}}$$

$$G_e = \frac{284298}{22.4}$$

$$G_e = 12691.875 \text{ kmol/h}$$

Le débit du CO₂ absorbé par la MEA est calculé d'après le bilan global et partiel.

➤ Bilan global

$$G_e + L_e = G_s + L_s \dots (1)$$

➤ Bilan partiel sur le CO₂

$$(G_e * y_{eCO_2}) + (L_e * x_{eCO_2}) = (G_s * y_{sCO_2}) + (L_s * x_{sCO_2}) \dots (2)$$

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 :

$$G_{CO_2}^{absorbé} = (L_s * x_{sCO_2}) = (G_e * y_{eCO_2}) - (G_s * y_{sCO_2}) \dots (3)$$

Avec :

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 du CO₂ absorbé.

G_s : débit molaire du GN à la sortie de l'absorbeur.

$y_{CO_2}^s$: fraction molaire de CO₂ à Calcul le débit de CO₂ absorbé

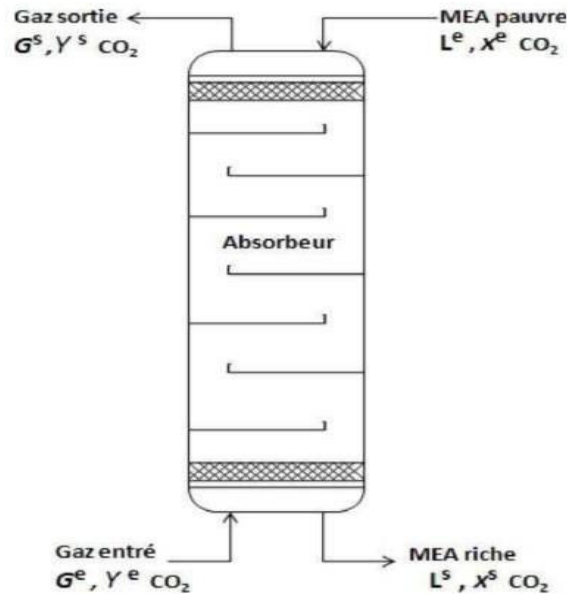


Figure III. 5. Bilan de matière sur l'absorbeur [16].

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

$$G_{inert}^e = G_e * (1 - y_{CO_2}^e) = G_s * (1 - y_{CO_2}^s) \dots\dots (4)$$

$$G_{inerte}^e = G_e * (1 - y_{CO_2}^e) = 12691.875 * (1 - 0,0021)$$

$$G_{inerte}^e = 12665.222 \text{ K mol/h}$$

D'après l'équation (4) on déduit :

$$G_e = \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} \dots\dots\dots (5)$$

$$G_s = \frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} \dots\dots\dots (6)$$

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

$$G_{Absorbé \text{ CO}_2} = \left(\frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^e)} * Y_{CO_2}^e \right) - \left(\frac{G_{inerte}^e}{(1 - Y_{CO_2}^s)} * Y_{CO_2}^s \right) \dots\dots\dots (7)$$

$$G_{CO_2}^{Absorbé} = \left(\frac{12665.222}{1 - 0.0021} * 0.0021 \right) - \left(\frac{12665.222}{1 - 0.0005} * 0.0005 \right)$$

$$G_{co2}^{Absorbé} = 26.653 - 6.333 = 20.32 \text{ k mol/h}$$

Le débit molaire du CO₂ absorbé sera :

$$G_{co2}^{Absorbé} = 20.32 \text{ k mol/h}$$

Sachant que M_{CO2} est de 44 kg/ k mol, le débit massique du CO₂ absorbé sera :

$$G_{co2}^{Absorbé} = 20.32 * 44$$

$$G_{co2}^{Absorbé} = 894.08 \text{ kg/h}$$

III.3.2. Quantité de CO₂ émise par le régénérateur de MEA

Les vapeurs de tête de régénérateur du MEA, se composant essentiellement de CO₂, de l'eau et des traces de MEA. Ces vapeurs sont condensées partiellement à 198 C°.

A cette température, le CO₂ reste sous forme de vapeur ce qui facilite son évacuation vers l'atmosphère qui sera indiqué par la PIC 106 (Pressure Indicateur Controller). Cet indicateur n'indique que la pression [16]

D'après le design, le débit massique de l'alimentation à l'entrée de régénérateur du MEA riche,

G^{ALim} est égal à la somme de débit massique de MEA riche mentionné par l'indicateur (616) tel que :

$G_{entre}^{MEA} = 7682,33 \text{ kg/h}$, débit du reflux mentionné par l'indicateur (618) tel que :

$G_{reflux} = 5556,76 \text{ kg/h}$, débit d'eau d'appoint en cas ou la concentration de MEA dans le régénérateur augmente.

$$G_{Alim} = G_{entré}^{MEA} + G_{reflux} + C_{APO}^{eau} \text{ lnt}$$

Avec :

G alim : le débit massique de l'alimentation à l'entrée de la colonne de la régénération

G Ref : le débit de reflux

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

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

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

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

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

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

$$G_{Alim} = G_{vapeur}^{tête} + G_{MEA}^{pauvre} \dots\dots\dots (8)$$

$$G_{vapeur}^{tête} = G_{Alim} - G_{MEA}^{pauvre} \dots\dots\dots (9)$$

Donc la quantité de CO₂ enlevée par le régénérateur sera :

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

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

Le débit massique des vapeurs de tête de régénérateur est mentionné par l'indicateur, qui indique une valeur de $G_{vapeur}^{tête} = 5612,04 \text{ kg/h}$, ce qui confirme nos calculs.

Le débit massique de ces vapeurs, après condensation partielle par l'échangeur, se répartit en deux phases, celle du liquide et du vapeur ;

- Le débit de liquide condensée est indiqué par l'indicateur, tel que :

$$G_{après cond}^L = 5556,76 \text{ kg/h},$$

- Le débit du vapeur est mentionné par l'indicateur tel que :

$$G_{après cond}^V = 55,28 \text{ kg/h}$$

Donc, la quantité de CO₂ rejetée vers l'atmosphère à travers la PIC 106 sera :

$$G_{CO_2}^{rejetée} = G_{après cond}^V = G_{vapeur}^{tête} - G_{après cond}^L \dots\dots\dots (10)$$

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

Cette valeur confirme nos calculs puisque l'indicateur de débit de vapeur (après condensation) donne la même valeur à celle calculée.

Après avoir calculé la quantité de dioxyde de carbone sortie de régénérateur, il est à noter que cette quantité est très élevée, et vu qu'elle est rejetée vers l'atmosphère, elle est nocive pour

l'environnement. Pour ce fait, nous avons lancé l'idée d'installer une unité de récupération de dioxyde de carbone.

III.4 Procédé de récupération CO₂ proposé

Le tableau (III.4) ci-dessous récapitule les données et les résultats concernant le CO₂ pour les 6 trains ainsi que les paramètres opératoires (pression et température).

Tableau. III. 3. Bilan qualitatif et quantitatif du gaz carbonique rejeté vers l'atmosphère.

Débit GN (Nm³/h)	284298
Quantité CO₂ (Kg/h) / 01 train	896.06
Quantité CO₂ (Kg/h) / 06 train	5376.36
Volume molaire du GN (Nm³/ K mole)	22.414
Masse molaire (g/mol)	44
Quantité CO₂ (Tonne/jour)	20.86
Quantité CO₂ (Tonne/an) / 01 train	7612.92
Quantité CO₂ (Tonne/an) / 06 train	45677.52
Température (C°)	49
Pression (bar)	1.24

Rappelons que l'objectif de cette étude est de simuler une section de liquéfaction du dioxyde de carbone (CO₂) à travers plusieurs étapes de refroidissement, séparation et compression afin d'obtenir du CO₂ liquéfié, et cela à l'aide du simulateur Aspen HYSYS V.10, dont le schéma de procédé proposé est représenté par la figure III.6.

Le mélange de CO₂ et d'eau est d'abord refroidi dans un échangeur, puis envoyé dans des ballons de séparation pour éliminer les liquides condensés. Le CO₂ gazeux passe ensuite par trois étages de compression suivis de refroidissements dans des aéro-refroidisseurs afin d'augmenter progressivement sa pression et de réduire sa température.

Après la dernière compression, le CO₂ est refroidi dans un échangeur final jusqu'à sa liquéfaction. Le CO₂ liquide obtenu peut ensuite être stocké dans des conditions sécurisées.

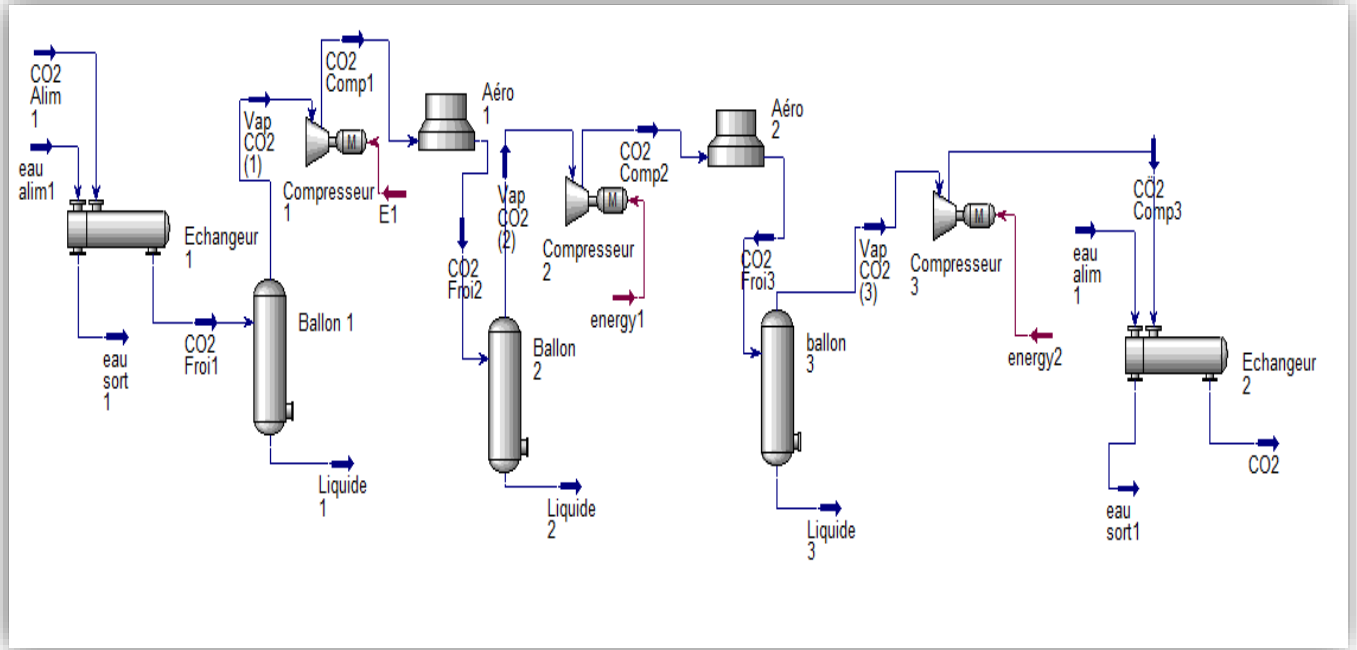


Figure III. 6. Procédé de récupération de CO₂ proposé (HYSYS V.10).

III.4.1. Choix des équipements

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

a. Les conduites

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

b. Echangeur

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est de récupérer d'une certaine quantité de chaleur dans des conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires. Le calcul de tout appareil comportera donc toujours deux études parallèles : transfert de chaleur et perte de charge.

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.

c. Ballon

Il existe deux types de ballon de séparation :

- ❖ Le ballon vertical
- ❖ Le ballon horizontal

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

d. Compresseur

On peut faire le choix de notre compresseur comme suit :

- Minimisation des frais d'investissement en capitaux
 - Minimisation des frais de maintenance
 - Puissance de rendement requis
 - Souplesse
 - Considérations intéressant vis-à-vis l'environnement.
- ❖ Dans cette étude on s'intéresse uniquement à étudier le dimensionnement d'échangeur de chaleur vu qu'il soit un équipement très important et très utilisé dans l'industrie pétrochimique. Également, par manque de données et quelques détails sur le procédé que nous n'avons pas pu étudier les autres équipements.

Chapitre IV

Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

IV.1 Introduction

Une grande partie de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels est transférée au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique. C'est pourquoi, les échangeurs de chaleurs jouent un rôle très important dans les installations industrielles et permettent d'augmenter le rendement. Pour cela, il faut établir de bonnes procédures de calcul et de dimensionnement de ce dispositif. Ce calcul nécessite l'utilisation des corrélations pour les calculs thermiques et hydrauliques.

Ce chapitre sera consacré à présenter les échangeurs de chaleur d'une façon général, après une étude de dimensionnement d'un échangeur de chaleur dans la section de décarbonatation sera exposé en détail.

VI.2 Rappel sur le transfert de chaleur

Lorsqu'un corps plus chaud se trouve en présence d'un corps plus froid l'expérience nous montre qu'il y a transmission de chaleur, c'est à dire qu'une augmentation de température se produit dans le corps le plus froid et une diminution de température se produit dans le corps le plus chaud ; la transmission de chaleur demeure jusqu'à ce que les températures des deux corps soient égales. Ainsi, dans le même corps il y a transmission de chaleur lorsque deux-points ne présentent des températures différentes. En effet, la transmission de chaleur se produit en cas de différence de températures, c'est l'unique condition [35].

VI.3 Modes de transfert de chaleur

Il existe- en général- trois modes de transfert de chaleur :

- Conduction.
- Convection.
- Rayonnement.

a) Conduction

Définie comme étant le mode de transmission de la chaleur provoquée par la différence de température entre deux régions d'un milieu solide, ou encore entre deux milieux en contact physique (Les atomes se transmettent la chaleur de proche en proche).

Le transfert de chaleur par conduction caractérise les transferts de chaleur qui s'effectuent dans les parois séparant deux corps à des températures différentes. C'est le cas des surfaces d'échange des échangeurs de chaleur [35].

b) Convection

Consiste en une transmission de chaleur par le mouvement réel des molécules en raison d'une différence de température. C'est un processus caractéristique des liquides et des gaz : les particules proches d'une source de chaleur présentent une température plus élevée et par conséquent, une densité inférieure par rapport aux autres, ces particules s'élèvent à l'intérieur du fluide et sont remplacées par des particules plus froides. Ainsi, une transmission de chaleur se produit par l'intermédiaire du mouvement des différentes particules. Les applications du transfert de chaleur par convection sont beaucoup trop nombreuses. Elles interviennent chaque fois que l'on chauffe ou que l'on refroidit un liquide ou un gaz [35].

c) Rayonnement

C'est le transfert de chaleur par ondes électromagnétique d'un corps haute température vers un corps à température plus basse. Le rayonnement permet le transfert de chaleur sans aucun intermédiaire matériel (comme le soleil qui transmet la chaleur vers les planètes) [36].

IV.4 Définition d'un échangeur de chaleur

Un échangeur de chaleur est un système qui permet d'échanger la chaleur entre deux fluides sans se mélanger. Dans un échangeur thermique, le fluide chaud et le fluide froid sont séparés par une paroi (plane ou tubulaire). La transmission de la chaleur se fait du fluide chaud vers le fluide froid [37].

Les échangeurs de chaleurs sont utilisés principalement dans les secteurs de l'industrie (chimie, pétrochimie, sidérurgie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique), mais aussi dans le secteur résidentiel (chauffage, climatisation, etc.) [38].

IV.5 Principe de fonctionnement

Pour fonctionner, l'échangeur thermique dispose de réseaux parallèles à travers lesquels circulent les fluides à des températures différentes. Ces derniers sont séparés par une paroi aux capacités conductrices optimales. C'est l'écart de température entre les deux fluides qui permet l'échange de chaleur. En effet, le plus chaud va naturellement se diriger vers le plus froid, le réchauffant immédiatement, tout en perdant des calories. Ainsi, lorsqu'il entre chaud dans l'échangeur thermique, le fluide primaire va réchauffer le fluide secondaire qui est froid. Il sort alors refroidi, tandis que le second fluide est réchauffé (figure IV.1) [39].

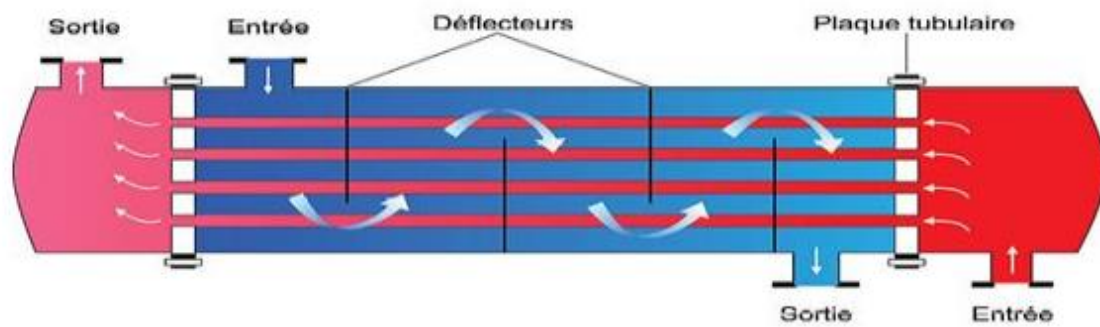


Figure IV. 1. Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur.

IV.6 Critères de classification des échangeurs de chaleur

Il existe plusieurs critères de classification des échangeurs de chaleur dont les plus importants sont cités ci-dessous :

IV.6.1 Classification selon la technologie

Les principaux types d'échangeurs rencontrés sont les suivants [40] :

- A tubes : monotubes, coaxiaux ou multitubulaires ;
- A plaques : à surface primaire ou à surface secondaire ;
- Autres types : contact direct, à caloducs ou à lit fluidisé.

IV.6.2 Classification selon le mode de transfert de chaleur

Les trois modes de transfert de chaleur (conduction, convection, rayonnement) sont Couples dans la plupart des applications (chambre de combustion, récupération sur les fumées, etc.), il y a souvent un mode de transfert prédominant. Pour tout échangeur avec transfert de chaleur à travers une paroi, la conduction intervient. [40].

IV.6.3 Classification suivant le procédé de transfert de chaleur

Suivant qu'il y a ou non stockage de chaleur, on définit un fonctionnement en récupérateur ou en régénérateur de chaleur : - Transfert sans stockage, donc en récupérateur, avec 2 ou n passages et un Ecoulement en général continu. - Transfert avec stockage, donc en régénérateur, avec un seul passage et un Écoulement intermittent, la matrice de stockage étant statique ou dynamique [40].

IV.6. 4 Classification fonctionnelle

Le passage des fluides dans l'échangeur peut s'effectuer avec ou sans changement de phase, suivant le cas, on dit que l'on a un écoulement monophasique ou diphasique. On rencontre alors les différents cas suivants : - Les deux fluides ont un écoulement monophasique.

- Un seul fluide a un écoulement avec changement de phase, cas des évaporateurs ou des condenseurs [40].

IV.7 Types d'échangeur

IV.7.1 Les échangeurs tubulaires

Pour des raisons historiques et économiques, les échangeurs utilisant les tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont les plus répandus. On peut distinguer trois catégories suivant le nombre de tubes et leur arrangement, toujours réalisés pour avoir la meilleure efficacité possible pour une utilisation donnée (figure IV.2) [41].



Figure IV. 2. Echangeur tubulaire.

➤ Echangeurs double-tube

Ces échangeurs sont constitués par des éléments rectilignes de deux tubes concentriques, raccordés à chaque extrémité par des coudes (figure. IV.3). Tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccords <<Union>> qui permettent un démontage rapide en vue du nettoyage ou du remplacement des tubes [42].

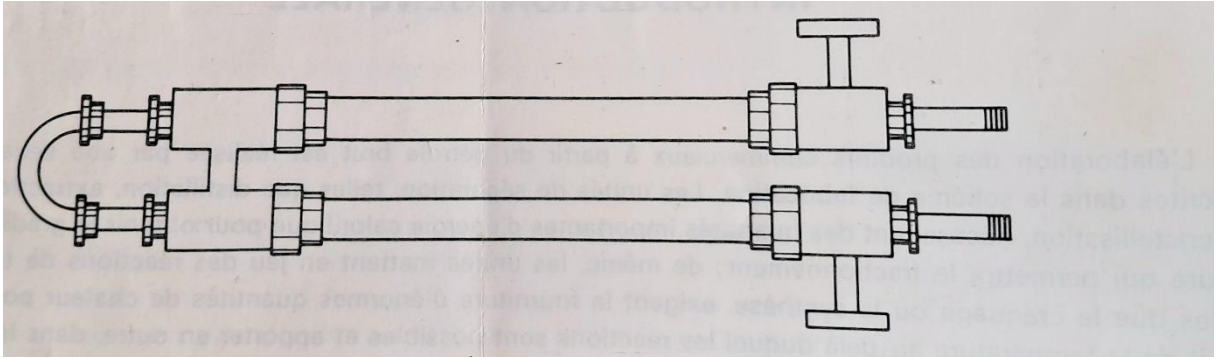


Figure IV. 3. Echangeur double-tube.

➤ **Echangeur à faisceau tubulaire et calandre**

Ce type d'échangeurs est le plus répandu dans les unités de transformations des industries chimiques et pétrochimiques (Figure IV.4).

Un schéma typique d'un échangeur à faisceau tubulaire, aussi appelé échangeur multitubulaire ou échangeur tubes et calandre, est présenté ci-dessous. L'appareil est constitué d'un faisceau de tubes, disposés à l'intérieur d'une enveloppe dénommée calandre. L'un des fluides circule à l'intérieur des tubes et l'autre à l'intérieur de la calandre, autour des tubes. Le nombre de chicanes ainsi que leurs formes sont optimisés afin d'améliorer le transfert de chaleur. À chaque extrémité du faisceau sont fixées des boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur des tubes. Leur configuration peut être à une seule ou à plusieurs passes. La calandre est elle aussi munie de tubulures d'entrée et de sortie (connexions) pour le fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes. Le choix du diamètre des tubes est aussi optimisé en fonction de la nature du fluide qui y circule [43].

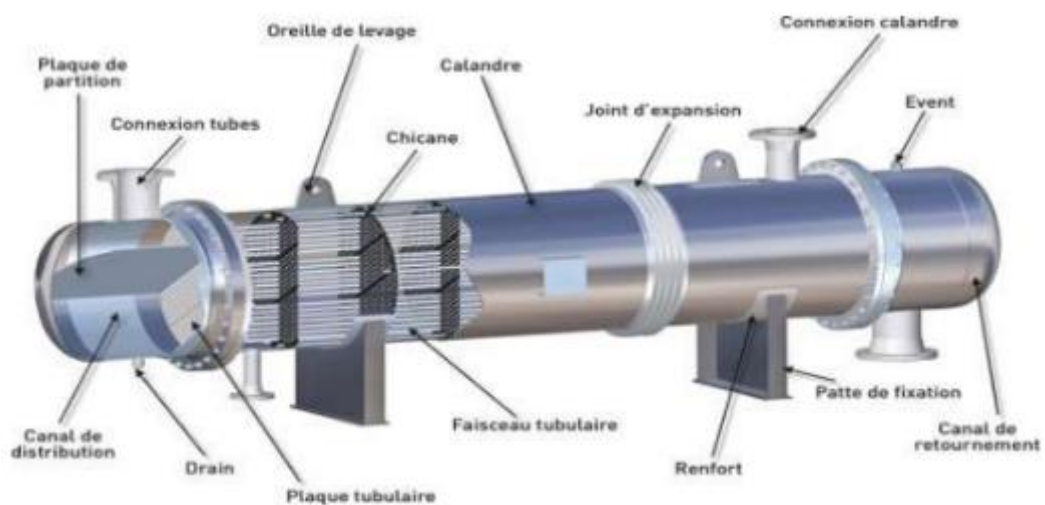


Figure IV. 4. Echangeur à faisceau tubulaire et calandre.

IV.7.2 Échangeurs à plaques

Ces échangeurs utilisent à l'origine pour satisfaire les besoins de l'industrie laitière. Ce sont des échangeurs composés d'un nombre variant de plaques disposées les unes à côté des autres, et séparées par un espace (figure IV.5). Les fluides chauds et froids circulent en passages alternés, chaque fluide froid est entouré par deux fluides chauds et inversement. Du fait de leur compacité, ces échangeurs permettent une grande surface d'échange dans un volume limité [44].

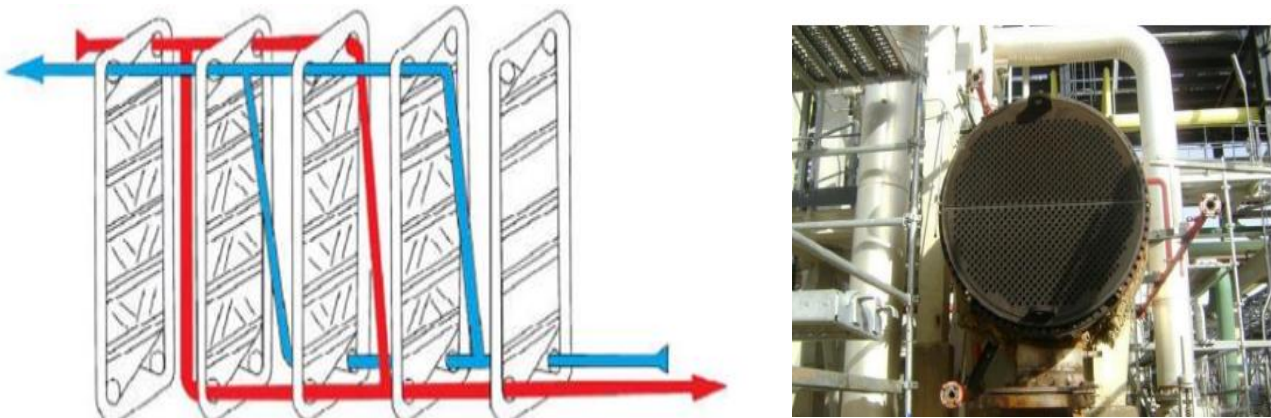


Figure IV. 5. Echangeur à plaques rectangulaire et tubulaire.

IV.7.3 Echangeurs à ailettes

Les échangeurs de chaleur à ailettes sont surtout utilisés pour refroidir et échauffer des liquides au moyen de gaz ou inversement. L'eau, la saumure, la vapeur saturée, l'huile lubrifiante, l'huile thermique, les agents réfrigérants qui condensent ou s'évaporent etc. conviennent comme agents réfrigérants ou chauffants. La construction en ailettes permet de ranger une grande surface extérieure active dans un volume minime (figure IV.6) [45].



Figure IV. 6. Echangeur à ailette.

IV.8 Méthodes de calcul

Le dimensionnement thermique d'une installation industrielle est un problème complexe qui nécessite plusieurs étapes. Tout d'abord, il faut sélectionner le type d'échangeur de chaleur adapté au problème posé. Ensuite, la phase de dimensionnement thermique proprement dite commence. Cette phase vise à calculer la surface d'échange nécessaire pour assurer un transfert de puissance optimal entre les fluides considérés.

Pour dimensionner un échangeur de chaleur, il est nécessaire de disposer de certaines données initiales, telles que le débit du fluide à traiter, la température initiale et finale, les propriétés physiques du fluide tels que : la densité, la chaleur spécifique, la conductivité thermique et la viscosité ainsi que les caractéristiques de l'échangeur comme le diamètre interne et externe.

Il existe deux méthodes de calcul d'un échangeur de chaleur :

IV.8.1 Méthodes numériques

Cette méthode consiste à utiliser des logiciels lorsqu'on connaît la géométrie complète de l'échangeur, les deux fluides et leurs conditions d'entrée. Dans ce cas, l'objectif est de déterminer les conditions de sortie des fluides, comme la température et le titre de vapeur, afin de calculer la puissance thermique échangée.

IV.8.2 Méthodes analytiques

Cette méthode est utilisée lorsqu'on connaît les deux fluides et la puissance thermique à transférer entre eux, et qu'on a une idée approximative de la géométrie de l'échangeur à partir de l'expérience. Il existe deux méthodes pour ce cas :

a. Méthode de DTLM

Le flux de chaleur résultant, cédé par le fluide chaud et reçu par le fluide froid, est proportionnel à la différence de température logarithmique moyenne et à l'aire de la surface d'échange. Le coefficient de proportionnalité est le coefficient d'échange global U , qui est en fonction de plusieurs paramètres tels que la géométrie, le profil, la vitesse, la température, l'écoulement, etc. Il est donc nécessaire d'avoir une certaine expérience pour déterminer l'influence de chacun de ces paramètres.

Cette méthode est particulièrement utile lorsqu'on dispose des températures d'entrée et de sortie des fluides chauds et froids, ou lorsque ces dernières peuvent être déterminées à partir d'un bilan énergétique. Cette méthode permet de calculer la différence de température moyenne entre les fluides chaud et froid tout au long de l'échangeur de chaleur. Elle est donc adaptée

pour déterminer la taille et les performances d'un échangeur de chaleur. En résumé, la méthode DTLM est une approche simple et efficace pour l'analyse des échangeurs de chaleur dans diverses applications industrielles.

b. Méthode de NUT

Lorsqu'on utilise des échangeurs de chaleur, il peut arriver que l'on doive déterminer les températures de sortie du fluide, en connaissant les températures d'entrée et la surface d'échange. Toutefois, il n'est pas possible de trouver directement une température moyenne caractéristique des fluides. Cela signifie que le problème de détermination des températures de sortie est itératif. Pour résoudre ce problème, on peut suivre une méthode itérative qui consiste à faire des hypothèses initiales pour les températures de sortie, puis à utiliser les équations de conservation de l'énergie pour calculer les coefficients de transfert de chaleur individuels. Ensuite, on peut réévaluer les températures de sortie en utilisant les coefficients de transfert de chaleur nouvellement calculés. Ce processus est répété jusqu'à ce que les températures de sortie convergent vers une valeur stable [46].

IV.9 Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

Après avoir estimé les quantités de CO₂ émises dans l'air par 6 trains (chapitre III) et proposer une installation de récupération de CO₂ qui regroupe plusieurs équipements, nous allons examiner dans cette section la proposition du procédé à travers :

- Réaliser une évaluation qualitative et quantitative pour l'échangeur de chaleur seulement selon le schéma proposé pour l'unité de récupération et déterminer sa taille appropriée.
- Définir le modèle de simulation et comparer ses résultats avec les résultats calculés.

Pour réaliser le dimensionnement d'un échangeur, l'identification des données physiques des flux est indispensable selon le type d'échangeur utilisé (figure IV.7).

Dans notre installation, nous avons sélectionné un échangeur tubulaire à contre-courant de type faisceau-calandre pour plusieurs raisons : tout d'abord, ce type d'échangeur est connu pour sa capacité à traiter des fluides à haute température, ce qui est nécessaire dans notre installation. De plus, sa conception permet une bonne accessibilité pour l'entretien et le nettoyage, ce qui contribue à maintenir l'efficacité du système sur le long terme. En combinant ces avantages, l'échangeur tubulaire faisceau-calandre s'est révélé être le choix optimal pour répondre aux exigences de notre projet.

Dans cette étude on va appliquer la méthode de Kern [42].

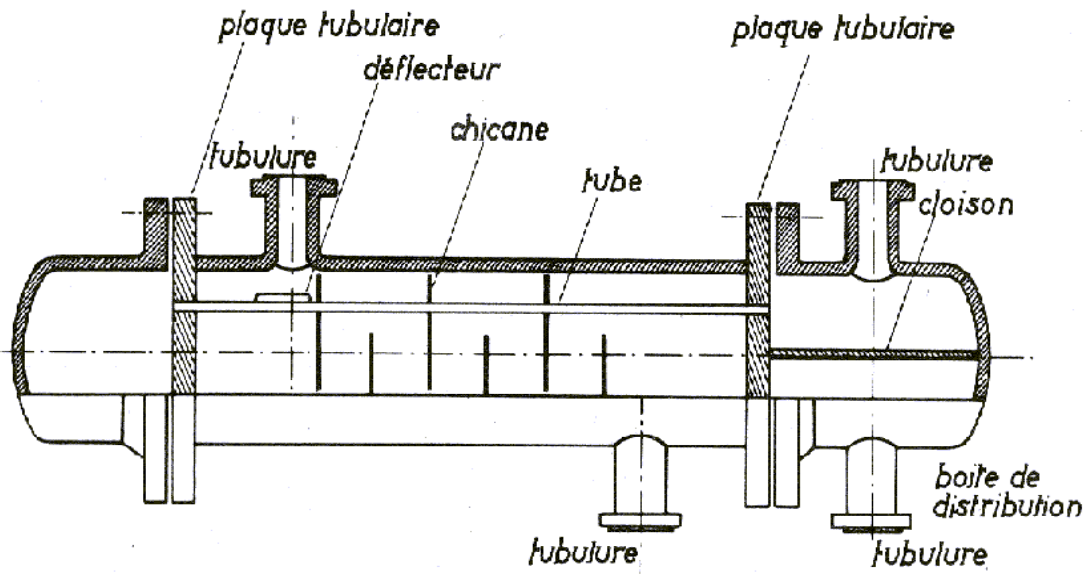


Figure IV. 7. Schéma d'une section d'un échangeur de chaleur.

IV.9.1 Caractéristiques de l'échangeur de chaleur

La technologie d'échangeurs la plus souvent rencontrée sur les grosses installations est de type « tube-calandre », le matériau utilisé est : cupro –Nickel 0.5% Iron.

Dans les tableaux (IV.1) et (IV.2) regroupent les données de base recueillies sur site et dans la documentation disponible.

Tableau IV. 1. Données de base.

Fluide	Calandre (CO ₂)	Tube (H ₂ O)
Débit (kg/h)	6226.18	12560.02
Température (°C)	T ₁ =49 T ₂ =30	t ₁ =24 t ₂ =29
Masse volumique (kg/m ³)	1.8902	999.71
C _P (Btu/lb °F) = Kcal/kg °C	0.209	1
Viscosité (kg/m h)	0.05656	3.06
Conductivité (Btu/ ft h F)	0.011	0.346
Conductivité (kcal/h.m.°C)	0.01504	0.525

Tableau IV. 2. Caractéristiques mécaniques (voir Annexe IV.1).

Caractéristiques mécaniques	Paramètres
Longueur du faisceau	L= 3,048 m
Nombre de passe :	
Calandre	$n_c=2$
Faisceau	$n_t=4$
Diamètre extérieur	$d_o=0.0189$ m
Diamètre intérieur	$d_i=0.01554$ m
Disposition des tubes	Carré
Pas de tube	0.0253 m
Diamètre équivalent	0.0242 m

IV.9.2 Calcul thermique

Quel que soit le type d'appareil utilisé, si l'on ne prend en considération que les conditions d'entrée et de sortie des deux fluides, il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en écrivant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid, si l'on néglige les pertes thermiques :

- **Quantité de chaleur échangée (coté calandre)**

$$Q = M C_p (T_2 - T_1) \quad (IV.1)$$

$$Q = 6226.18 * 0.209 * (49 - 30)$$

$$Q = 24.724 * 10^3 \text{ Kcal/h}$$

Q : puissance thermique de l'appareil (Kcal/h)

M : débit massique circulant à l'intérieur de calandre (kg/ h)

C_p : chaleur spécifique de fluide chaud (Kcal/Kg.°C)

- **Calcul de l'écart logarithmique moyen de température**

L'étude de l'écart logarithmique moyen de température dans un appareil s'effectue en supposant que le coefficient global et les chaleurs spécifiques sont constantes à tout point, et qu'il n'y a pas une perte thermique.

On détermine l'écart de température à l'aide de la formule suivante :

$$\Delta TLM_0 = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \quad (IV.2)$$

Tableau IV. 3. Les températures des fluides chaud et froid.

	Fluide chaud (gaz)	Fluide froid (eau de mer)
(Entrée)	$T_1 = 49 \text{ C}^0$	$t_1 = 24 \text{ °C}$
(Sortie)	$T_2 = 30 \text{ C}^0$	$t_2 = 29 \text{ °C}$

$$\Delta T_{max} = T_2 - t_1 = 30 - 24 = 6 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{min} = T_1 - t_2 = 49 - 29 = 20 \text{ °C}$$

Nous remplaçons ces deux termes dans (IV.2) nous obtenons :

$$\Delta TLM_0 = 11.62 \text{ C}^0$$

- **Calcul de facteur de correction**

Cependant, pour les échangeurs à contre-courant, cette méthode de calcul ne donne pas toujours une estimation précise. Pour y remédier, on utilise un facteur de correction (F) pour obtenir une estimation plus proche de la réalité. Ce facteur prend en compte les écarts entre la DTML et la vraie différence de température (DT) qui se produit lors d'un échangeur à contre-courant. En général, la valeur de F est déterminée à partir de relations empiriques basées sur des expériences. En utilisant ce facteur, il est possible d'obtenir une estimation plus précise de la puissance thermique échangée dans les échangeurs à tube et calandre fonctionnant à contre-courant [45].

Il est corrélé en fonction de deux rapports de température adimensionnels.

- $$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (IV.3)$$

$$= \frac{29-24}{49-24}$$

$$E = 0.2$$

$$\bullet \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (IV.4)$$

$$= \frac{49-30}{29-24}$$

$$R = 3.8$$

D'après (Annexe IV.2) on trouve : $F = 0.95$

$$\Delta T_{LM} = \Delta T_{LM0} * F = 11.62 * 0.95$$

$$\Delta T_{LM} = 11.04 \text{ C}^0$$

- **Détermination des températures calorifiques**

Pour déterminer les caractéristiques des deux fluides, il faut définir des températures moyennes T_c et t_c , appelées températures calorifiques et qui sont données par les formules suivantes :

$$F_C = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_{min}}{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}} \quad (IV.5)$$

$$= \frac{11.04 - 20}{6 - 20}$$

$$F_c = 0.64$$

- **Coté tube :**

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 24 + 0.64(29 - 24) = 27.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- **Coté calandre :**

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) = 30 + 0.598(49 - 30) = 42.16 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calcul de coefficient de transfert propre

Pour calculer le coefficient de transfert propre (U_p) il est nécessaire de passer par les étapes suivantes :

➤ **Calcul de la surface disponible**

D'après la formule :

$$Q = U * Ad * \Delta TLM \quad (IV.6)$$

Q : quantité de chaleur de fluide froid (kcal /h)

U : coefficient de transfert global (kcal /h m²°C)

= 63 Kcal /h m² °C (Annexe IV.3)

On tire
$$Ad = \frac{Q}{U * \Delta TLM}$$

A.N :

$$Ad = \frac{24.724 * 10^3}{63 * 11.04}$$

$$Ad = 35.54 \text{ m}^2$$

➤ **Calcul de nombre des tubes**

$$Ad = Nt * \pi * di * L \quad (IV.7)$$

di : Diamètre intérieur de tube (m)

L : Longueur de tube (m)

N_t : Nombre de tubes

A partir de l'équation (IV.7), on déduit N_t

$$Nt = \frac{Ad}{\pi * di * L}$$

A.N

$$Nt = \frac{35.54}{\pi * 0.01554 * 3.048} = 238 \text{ tubes}$$

$$Nt = 238 \text{ tubes}$$

 Calcul le coefficient de film interne coté tube

✓ **Calcul de section de passage a_t**

$$at = \frac{\pi(di)^2 * Nt}{nt * 4} \quad (IV.8)$$

A.N:

$$a_t = \frac{\pi(0.01554)^2 * 238}{4 * 4} = 0.0112 \text{ m}^2 \quad (\text{sachant que nombre de passe } = 4)$$

$$a_t = 0.0112 \text{ m}^2$$

✓ Calcul de la vitesse massique de fluide froid (G_t)

$$G_t = \frac{M}{a_t} \quad (\text{IV.9})$$

G_t : Vitesse massique de fluide froid (kg / h m²)

M : débit massique de fluide froid (kg /h)

a_t : section de passage coté tube (m²)

A.N:

$$G_t = \frac{12560.02}{0.0112} = 112.143 * 10^4 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$$

$$G_t = 112.143 * 10^4 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$$

✓ Calcul de nombre de Reynolds Re

$$Re = \frac{G_t * d_i}{\mu} \quad (\text{IV.10})$$

Re : Nombre de Reynolds coté tube

μ : viscosité dynamique de fluide froid (kg/m h)

A.N:

$$Re = \frac{0.01554 * 112.143 * 10^4}{3.06} = 5695$$

$Re = 5695$, d'après cette valeur **$2100 \leq Re < 10000$ régime transitoire**

❖ Calcul de coefficient de film interne h_i

Pour calculer h_i on utilise cette relation :

$$J_h = \frac{h_i * \lambda}{d_i} * \left(\frac{c_p * \mu}{\lambda} \right)^{-\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{-0.14} \quad (\text{IV.11})$$

On va déterminer J_h en fonction de la valeur de Re en utilisant l'abaque dans Annexe IV.4.

On trouve **$J_h = 23$**

On déduit le coefficient de film interne h_i

Avec :

$$\left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{-0.14} = 1$$

$$\Rightarrow h_i = \frac{j_h * \lambda}{d_i} * \left(\frac{c_p * \mu}{\lambda}\right)^{\frac{1}{3}}$$

A.N:

$$h_i = \frac{23 * 0.525}{0.01554} * \left(\frac{1 * 3.06}{0.525}\right)^{0.33} = 1390.18 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}^\circ \text{C}$$

$$h_i = 1390.18 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}^\circ \text{C}$$

Ce coefficient est amené à être corrigé en le multipliant par le rapport des diamètres interne et externe

$$h_{io} = h_i * \frac{d_i}{d_o} = \frac{1390.18 * 0.01554}{0.0189} = 1143.038 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}^\circ \text{C}$$

$$h_{io} = 1143.038 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}^\circ \text{C}$$

Calcul le coefficient de transfert coté calandre

▪ **Calcul de section de passage ac (cote calandre)**

$$ac = \frac{dc * (p - do)}{p} * B \quad (IV.12)$$

dc : Diamètre de la calandre (m)

p : Pas (m)

do : Diamètre extérieure de tube (m)

B : Espacement entre chicanes (m)

ac : Section de passage (coté calandre) (m²)

dc : Diamètre de la calandre

➤ **Calcul d'espacement entre chicanes (B)**

Avant de calculer l'espacement entre chicanes, il faut calculer le nombre de chicanes :

- **Calcul de nombre de chicanes (N_c)**

$$L = (N_c + 1) 0.25 D_c \quad (IV.13)$$

N_c : Nombre de chicane

$$D'où : N_c + 1 = \frac{L}{0.25 D_c}$$

A.N:

$$N_c = \frac{3.048}{0.25 * 0.5151} - 1 = 23$$

$$N_c = 23 \text{ chicanes}$$

$$B = \frac{L}{N_c} = \frac{3.048}{23} = 0.132 \text{ m}$$

$$B = 0.132 \text{ m}$$

En remplaçant la valeur de B dans la relation (IV.12), on trouve :

A.N:

$$a_c = \frac{0.5151 * (0.0253 - 0.0189)}{0.0253} * 0.132 = 0.0172 \text{ m}^2$$

$$a_c = 0.0172 \text{ m}^2$$

▪ **Calcul de la vitesse massique G_c**

$$G_c = \frac{M}{a_c} \quad (IV.14)$$

G_c : vitesse massique de fluide chaud ($\text{kg} / \text{m}^2 \text{ h}$)

M : débit massique de fluide chaud (kg/h)

A.N:

$$G_c = \frac{6226.18}{0.0172} = 361.987 * 10^3 \text{ kg} / \text{m}^2 \text{ h}$$

$$G_c = 361.987 * 10^3 \text{ kg} / \text{m}^2 \text{ h}$$

▪ **Calcul de Reynolds Re_c**

$$Re_c = \frac{G_c * D_e}{\mu} \dots \quad (IV-.15)$$

μ : viscosité dynamique de fluide chaud (kg/m h)

D_e : diamètre équivalent (m), calculée à partir de la relation suivante (pas carré) :

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi d_0} - d_0 \quad (IV.16)$$

Après application numérique, on trouve que $D_e = 0.0242 \text{ m}$

A.N :

$$Re_c = \frac{361.987 \cdot 10^3 \cdot 0.0242}{0.05656} = 154.88 \cdot 10^3 \quad \longrightarrow \quad \text{Régime turbulent}$$

$$Re_c = 154.88 \cdot 10^3$$

Selon Annexe (IV.5) on trouve que $J_H = 250$

On déduit h_o :

$$h_o = \frac{\lambda}{d_e} * \left(\frac{cp * \mu}{\lambda} \right)^{0.33} * J_H$$

$$= 250 \frac{0.01504}{0.0242} * \left(\frac{0.209 * 0.05656}{0.01504} \right)^{0.33} = 143.50 \text{ kcal/ m}^2 \text{ h}^\circ \text{c}$$

$$h_o = 143.50 \text{ kcal/ m}^2 \text{ h}^\circ \text{c}$$



Calcul de coefficient de transfert propre U_p

$$U_p = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (IV.17)$$

AN:

$$U_p = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{143.50 * 1143.038}{143.50 + 1143.038} = 127.49 \text{ kcal/h m}^2 \text{ }^\circ \text{c}$$

$$U_p = 127.49 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}^\circ \text{c}$$



Calcul de coefficient de transfert sale U_s

Le coefficient de transfert sale U_s intègre la résistance thermique due au dépôt de saletés (tartre, corrosion), il est calculé par la relation suivante :

$$U_s = U_p / (1 + R_s * U_p) \quad (IV.18)$$

$$R_s = R_{io} + R_t$$

R_t : résistance d'encrassement du fluide coté tube ($\text{m}^2 \text{ h } ^\circ \text{c/kcal}$)

R_{io} : résistance d'encrassement du fluide coté calandre ($\text{m}^2 \text{ h } ^\circ \text{c/kcal}$)

$$R_t = \frac{1}{h_{io}} = \frac{1}{1143.038} = 0.000874$$

$$R_{io} = \frac{1}{h_o} = \frac{1}{143.50} = 0.00696$$

$$R_s = R_{io} + R_t$$

$$R_s = 7.843 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C/kcal}$$

A.N:

$$U_s = U_p / (1 + R_s \cdot U_p)$$

$$U_s = 127.49 / (1 + 7.5754 \cdot 10^{-3} \cdot 127.49)$$

$$U_s = 64 \text{ kcal/m}^2\text{ } ^\circ\text{C h}$$

D'après la formule suivante :

$$Q = U_s \cdot F \cdot A_s \cdot \Delta TLM \quad (\text{IV.19})$$

On déduit la surface requise

$$A_s = \frac{Q}{U_s \cdot F \cdot \Delta TLM} = \frac{24.724 \cdot 10^3}{0.95 \cdot 11.62 \cdot 63.74} = 34.9 \text{ m}^2$$

$$A_s = 33.93 \text{ m}^2$$

Vérification :

$$\frac{A_d - A_s}{A_s} \cdot 100 = (10\% - 20\%)$$

A.N:

$$\frac{A_d - A_s}{A_s} = \frac{35.54 - 34.9}{34.9} \cdot 100 = 1.83 \%$$

On peut déduire que les résultats de calculs obtenus sont logiques, et on se basant sur ces résultats on peut faire une conception d'un échangeur avec les données et les caractéristiques des deux fluides prise auparavant.

D'autre part, le débit de gaz CO₂ rejeté peut être traité dans cet échangeur, mais rien n'empêche de calculer la perte de charge et surtout faire une étude technico économique pour confirmer ces résultats.

IV.9.3 Calcul des pertes de charge

Le calcul des pertes de charge est important pour le choix du régime optimum de l'échangeur. La valeur de ces pertes de charge est en fonction de la vitesse de circulation des fluides et de leurs caractéristiques à savoir la densité, la viscosité ainsi que la géométrie de l'appareil.

a) Pertes de charge cotée tube

L'étude fondamentale de l'écoulement des fluides a permis d'établir la formule de FANNING en régime isotherme pour une longueur droite de tuyauterie de diamètre uniforme.

Dans le cas d'un faisceau d'échange, KERN propose la perte de charge totale à l'intérieur des tubes s'écrit donc :

$$\Delta p_t = \frac{f_t * G_t^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * d_t * s * q_t} \dots \dots \dots (IV.20)$$

f_t : Facteur de friction

$$f_t = 0.005(Re_t)^{-0.33} = 0.005 * (5695)^{-0.33} = 2.881 * 10^{-4}$$

$$f_t = 2.881 * 10^{-4}$$

G_t : Vitesse massique de fluide froid (kg/m² h)

L : Longueur de tube (m)

d_t : Diamètre de tube (m)

s : densité de fluide froid

$$q_t = \frac{\mu^{0.14}}{\mu} = 1$$

A.N:

$$\Delta P_t = \frac{2.881 * 10^{-4} * (112.143 * 10^4)^2 * 3.048 * 4}{5.22 * 10^{10} * 0.01554 * 62.41} = 0.087 \text{ kg/m}^2 = 8.53 * 10^{-6} \text{ bar}$$

$$\Delta P_t = 8.53 * 10^{-6} \text{ bar}$$

b) Pertes de charge cotée calandre :

$$\Delta p_c = \frac{f_c * G_c^2 * D_s * (N_c + 1)}{5.22 * 10^{10} * d_e * s} \dots \dots \dots (IV.21)$$

G_c : Vitesse massique de fluide chaud (kg/m² h)

N_c : Nombre de chicanes

DS : densité de fluide chaud

d_e : Diamètre équivalent (m)

▪ **Calcul de F_c :**

$$F_c = 0.013 * (Re_c)^{-0.22}$$

$$= 0.013(154.88 * 10^3)^{-0.22}$$

$$F_c = 9.378 * 10^{-4}$$

Selon la formule IV.21

$$\Delta P_c = \frac{9.378 * 10^{-4} * (361.987 * 10^3)^2 * 0.5151 * (23+1)}{5.22 * 10^{10} * 0.0189 * 0.128} = 12.029 \text{ kg/m}^2 = 0.001179 \text{ bar}$$

$$\Delta p_c = 0.001179 \text{ bar}$$

Les calculs effectués ont permis de déterminer les performances thermiques et hydrauliques de l'échangeur de chaleur utilisé pour le refroidissement du CO₂. Les résultats obtenus montrent que la surface d'échange calculée est très proche de la surface supposée, ce qui confirme la validité des hypothèses et des dimensions adoptées lors du dimensionnement. De plus, les coefficients de transfert thermique obtenus traduisent un bon rendement de l'échangeur, tandis que les pertes de charge restent faibles et acceptables. Ainsi, l'échangeur proposé assure un fonctionnement efficace et contribue à améliorer le refroidissement et le transfert thermique du dioxyde de carbone (CO₂).

IV.9 ETUDE DE RENTABILITE DE PROJET

IV.9.1. Introduction

La valorisation d'un projet nécessite en premier lieu une étude de rentabilité économique, qui constitue la phase de conception du projet. Cette analyse économique nous permettra d'évaluer la rentabilité du projet ainsi que le temps nécessaire pour amortir l'investissement.

IV.9.1.1. Coûts d'investissement

Pour établir une estimation approximative du budget de financement de ce projet, nous avons pris en compte les principaux équipements et tuyauteries mentionnés dans le tableau N°1, ainsi que les estimations financières pour sa mise en œuvre. Les résultats de ces calculs sont résumés dans le tableau suivant. Il convient de noter qu'il s'agit d'une estimation approximative.

Tableau IV. 4. Les estimations financières pour les équipements.

Equipement	Quantité	Prix unitaire (DA)	Total (DA)
Ballonsde séparation	3	405017,5	1215052.5
Compresseur	3	72324500	216973500
Aérorefroidisseur	2	40941,04	81882.08
Echangeur de chaleur	2	4111297,94	8222595.88
Tuyauteries (m)	5000	/	133910000,9
Sphère	2	3655450	7310900
Montant des équipements			367713931.4
Montage		45%	187892439,7
Montant total d'investissement			555606371.1

IV.9.2. Bénéfices estimés

Pour évaluer les bénéfices financiers potentiels de ce projet, il est nécessaire de se référer au prix actuel de vente du dioxyde de carbone. En règle générale, ce prix se situe autour de 100 dinars par kilogramme (100 DA/kg)

a) Calcul du prix de vente à 100 dinars le kg

Nous avons évalué le prix de vente à 100 dinars par kilogramme de CO₂.

Nous avons deux sphères de stockage, chacune avec un débit de 35622 kg/h. Le débit total est donc : $QTOT = Q1 + Q2 = 71244 \text{ kg/h}$, soit 624097440 kg/an.

Tableau IV. 5. Estimation des gains de ventes de CO₂ par an.

Taux de production (%)	Quantité de CO ₂ (kg/an)	Prix de vente (DA /kg)	Prix de revient (DA /an)
100%	624097440	100	62 409 744 000

Le bénéfice total est donc d'environ 62 milliards 409 millions 744 mille DA par an.

❖ **Interprétation :**

Après avoir évalué la viabilité économique du projet de liquéfaction du dioxyde de carbone, les conclusions positives constatées ne font que renforcer l'incitation à sa concrétisation.

Conclusion générale

Notre stage, effectué au niveau du complexe SONATRACH plus précisément au complexe GL1/Z, nous a permis d'acquérir une compréhension approfondie du procédé de liquéfaction du gaz naturel ainsi que des différentes opérations de traitement du gaz, notamment la section de décarbonatation par absorption chimique utilisant la monoéthanolamine (MEA).

Cette étude s'est particulièrement intéressée à la problématique des émissions du dioxyde de carbone (CO_2) rejeté vers l'atmosphère au niveau de la section de décarbonatation du GN. Ces émissions constituent une source importante de pollution atmosphérique et contribuent à l'effet de serre et par conséquent au réchauffement climatique. C'est pourquoi il est impératif de trouver des solutions à ce problème. Afin de parvenir à une solution qui réduit sa gravité, nous avons fait une proposition consiste à récupérer et à stocker le gaz carbonique (CO_2) et par conséquent réduire les émissions polluantes et valoriser ce gaz dans plusieurs secteurs industriels tels que la production d'urée, les boissons gazeuses et d'autres applications.

Le procédé proposé repose sur plusieurs étapes de refroidissement, séparation et compression permettant d'obtenir du CO_2 liquéfié dans des conditions adaptées au stockage et au transport. L'installation étudiée est composée principalement d'échangeurs de chaleur, de séparateurs, de compresseurs et de conduites assurant le refroidissement, la purification et la liquéfaction du CO_2 récupéré. Une étude thermique et hydraulique a également été réalisée pour le dimensionnement d'un échangeur de chaleur utilisé dans cette installation.

À partir des données de fonctionnement recueillies sur site, un bilan matière a été réalisé afin d'estimer la quantité réelle de CO_2 rejetée par le procédé. Les résultats obtenus ont montré qu'une quantité importante de CO_2 est perdue quotidiennement vers l'atmosphère, ce qui représente également une perte économique considérable.

Les résultats obtenus ont montré que l'équipement proposé assure un bon rendement thermique avec des pertes de charge faibles et acceptables, ce qui confirme la faisabilité technique et économique du procédé proposé.

En conclusion, cette étude nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et notre compréhension des échangeurs de chaleur, de mettre en pratique des méthodes de dimensionnement analytiques, et d'acquérir des compétences précieuses pour des applications futures dans l'industrie.

En termes de perspective, nous proposons d'étudier le dimensionnement des autres équipements selon l'installation proposée et de prendre cette proposition en sérieux et l'appliquer au niveau de l'industrie car la récupération de CO₂ aura des avantages sur l'environnement et l'économie.

.

Références

- [1] https://www.ilboursa.com/marches/l-algerie-premier-producteur-de-gaz-naturel-en-afrique_42361, publié le 01/09/2023
 - [2] Bousekkine M., Daroui, H., Récupération du CO₂ rejeté vers l'atmosphère en vue de produire l'urée (section de décarbonatation) FERTIAL-ANNABA, Mémoire de Master, Université Badji Mokhtar - Annaba (2023).
 - [3] Anonyme ‘‘présentation du complexe GNL1/Z, document interne’’.
 - [4] Khenafou M., Laborri D., Etude des problèmes de l'endommagement de l'échangeur e-504 dans la section de décarbonatation et calcul et simulation des paramètres de l'absorbeur MEA au niveau du complexe gazier GL1/Z, Mémoire de master, Université des sciences et de la technologie d'Oran Mohamed Boudiaf, Oran, 2020.
 - [5] Documentation du complexe GL1/Z.
 - [6] Manuel opératoire (fractionnement)’’, volumes ii, GL1/Z, 1981.
 - [7] Manuel opératoire (process)’’, volume i, USA, MW. pullman kellogg company, 1994.
 - [8] Benaouali H., Etude d'efficacité du demercuriseur au niveau du complexe GL1/Z, Mémoire de master, Université Abdel Hamid ben Badis – Mostaganem, 2019.
 - [9] Manuel opératoire (process)’’, volumes i i , USA, MW. pullman kellogg company, 1994.
 - [10] Fiche des données de la section de décarbonatation, GL1/Z, 8/12/1992.
 - [11] Fiche des données de la section de déshydratation, GL1/Z, 8/12/1992.
 - [12] Manuel opératoire, volume ii (process), MW, USA. pullman kellogg company 1994
 - [13] Selini F. Z, L'impact du projet RGA sur le torchage et la production, 2018
 - [14] Manuel de service formation GL1/Z, soft (procède de liquéfaction du gaz naturel) ,1992.
 - [15] Guerriha M. A. et Khellou S., Récupération de CO₂ rejeté vers l'atmosphère au niveau du section de décarbonatation d'une unité de traitement de gaz naturel, Mémoire d'ingénierie de gaz naturel, Université Ouargla, 2013
 - [16] Sonatrach ‘‘ Faite connaissance avec les hydrocarbures’’ Algérie, 3^{ème} édition 1993
 - [17] Formation d'ingénieur, bloc 11, module 03 : décarbonatation, GL1/Z 8/12/1992.
 - [18] Dahmane H., Suivi fonctionnement de la section de décarbonatation au niveau d'un train de liquéfaction du complexe GL2/Z ; description du procédé et problèmes rencontrés, Mémoire de master, Génie des procédés de l'environnement, université de Mostaganem 2019
 - [19] Notice technique, Badische aniline soda fabrikag, Monoéthanolamine pure. 1968
 - [20] Manuel opératoire du procédé de liquéfaction du complexe GL1 /Z.
-

Références bibliographiques

- [21] Formation d'ingénieur, module 11 : décarbonatation, volume 26
 - [22] Conférence de Paul Broutin (chef de projet IFP, coordinateur du projet capture du CO₂ au sein du projet européen « castor ») le 11/10/2007 à L'IFP SOLAIZE.
 - [23] Bjorn Lomborg, changement climatique et effet de serre additionnel d'origine anthropique, annales de géographie n 617. Janvier février 2009
 - [24] Les lois physiques de l'automobile'', www.adilca.com.
 - [25] Sicli fire protection'', www.sicli.be, Bruxelles.
 - [26] M-H Aubert , Rapport fait de la commission des affaires étrangères sur le projet de loi autorisant l'approbation du protocole de Kyoto à la convention cadre des nations unies sur les changement climatique
 - [27] Metz B., Davidson O., coninck H., Loos M. et Meyer., Résumé sur le piégeage et le stockage du dioxyde de carbone, GIEC, Cambridge University Press, Cambridge United Kingdom and NewYork, USA, pp 442, (2005).
 - [28] Jourdaïne P., Analyse des mécanismes de stabilisation d'oxy-flammes prémélanges swirlées. Université Paris-Saclay, 2017. français.
 - [29] Amman J.m., Etude de procédés de captage de CO₂ dans les centrales thermiques », Tthèse de doctorat, école des mines de Paris, pp 188, (2007)
 - [30] F. le comte, p broutin. e le bas, Le captage de CO₂ ; des technologies pour réduire les émissions de gaz à effet de serre, Editions Technip 750 Paris France
 - [31] Pires J.c.m., Martins f.g., Alvim-ferraz m.c. et Simoes m., Recent developments on carbon capture and storage: an overview, chemical engineering research and design, 89, pp 1446-1460, (2011).
 - [32] Simond, M., Etude des interactions moléculaires dans les solvants d'intérêt pour le captage des gaz acides, Université Blaise Pascal U.F.R. Sciences et technologies école doctorale des sciences fondamentales, pp 6-11, (2013)
 - [33] Metz B., Davidson O, Coninck, h. Loos m.et Meyer l., Résumé sur le piégeage et le stockage du dioxyde de carbone », GIEC, Cambridge University press, Cambridge United Kingdom and New York, usa, pp 442, (2005)
 - [34] Belhadi N., Etude thermique d'un échangeur de chaleur a faisceau tubulaire et calandre (eau de mer/ammoniac), Mémoire de Master énergétique, Université Badji Mokhtar d'Annaba, 2019.
 - [35] Saim R., Taleb N., Calcul technologique de modification d'un désurchauffeur de propane, Mémoire de fin d'étude pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en génie mécanique, Université de Tlemcen, 1996.
-

Références bibliographiques

- [36] Beniaiche A., Distribution surfacique du condensat sur une ailette d'échangeur à tubes à ailette plane contenues : comparaison avec es résultats de simulation numérique, Mémoire de Magister, Université M'Hamed Bougara, Boumerdes, Juin 2009.
- [37] Bousaïd M., Cours sur les échangeurs, Université M'Hamed Bougara, Boumerdes, 2005.
- [38] siteweb: <https://www.totalenergies.fr/particuliers/parlons-energie/dossiersenergie/chauffage-et-climatisation/echangeur-thermique-fonctionnement-types-etefficacite>
- [39] Abdelli A., Etude et simulation sous Matlab d'un échangeur thermique a faisceau tubulaire et calandre, Mémoire de Master, Université Badji Mokhtar, Annaba, 2019.
- [40] Bontemps A., Garrigue A., Goubier Ch., Huetz J., Marvillet Ch., Mercier P., Vidil R., Description des échangeurs, Technique de l'ingénieur [b 2 341].
- [41] Wuithier P., Le pétrole, raffinage et génie chimique, Tome II, Edition Technip, Paris 1972
- [42] Site web: https://fr.wikipedia.org/wiki/%c3%89changeur_de_chaleur
- [43] Berkai S., Aissaoui S., Etudes expérimentales d'encrassement des préchauffeurs de l'unité de traitement du brut sud, Mémoire de Master, Université Akli Mohand Oulhadj (Bouira), 2019
- [44] Site web : <https://www.ets.ch/fr/index.php/produits/echangeurs-de-chaleur-a-aiettes>
- [45] Echangeur de chaleur tubulaire : caractéristiques techniques et principe de fonctionnement. avantages des échangeurs de chaleur à plaques à coque et tube n.d. <https://assz.ru/fr/>.
- [46] Bennajah M., Chaouni N., Echangeurs de chaleur technologie, calcul et design. Paris : Ed. Technip ; 2014.
-

Annexes

CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTERIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTERIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0684	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

TABLEAU V.1.3

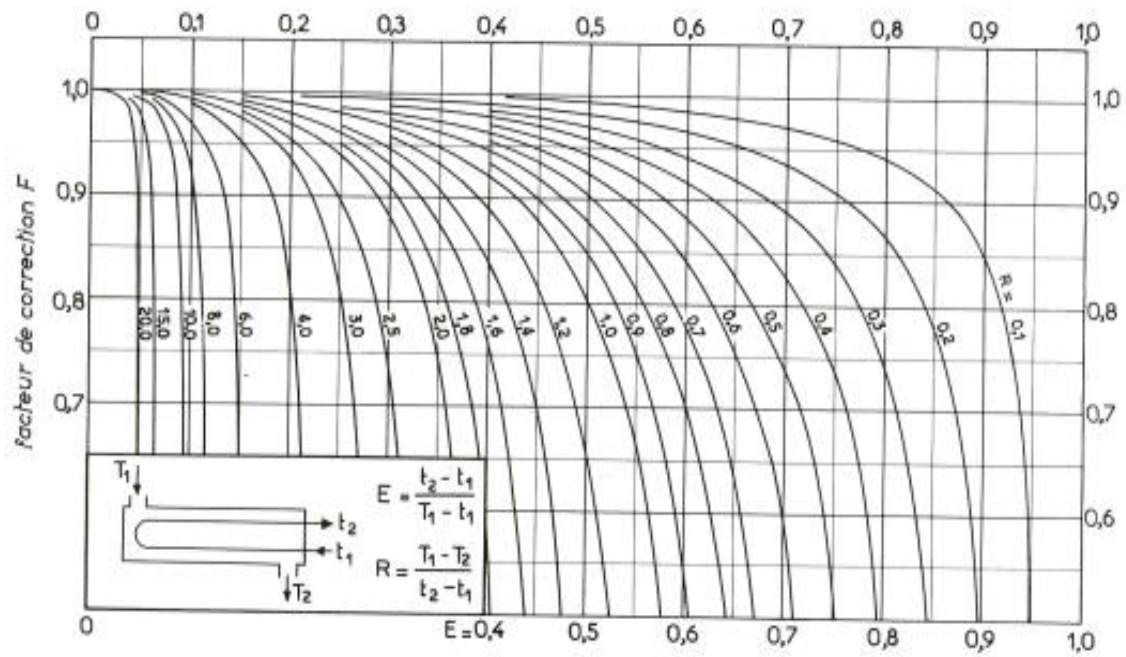
DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (¹)
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

TABLEAU V.1.4
DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

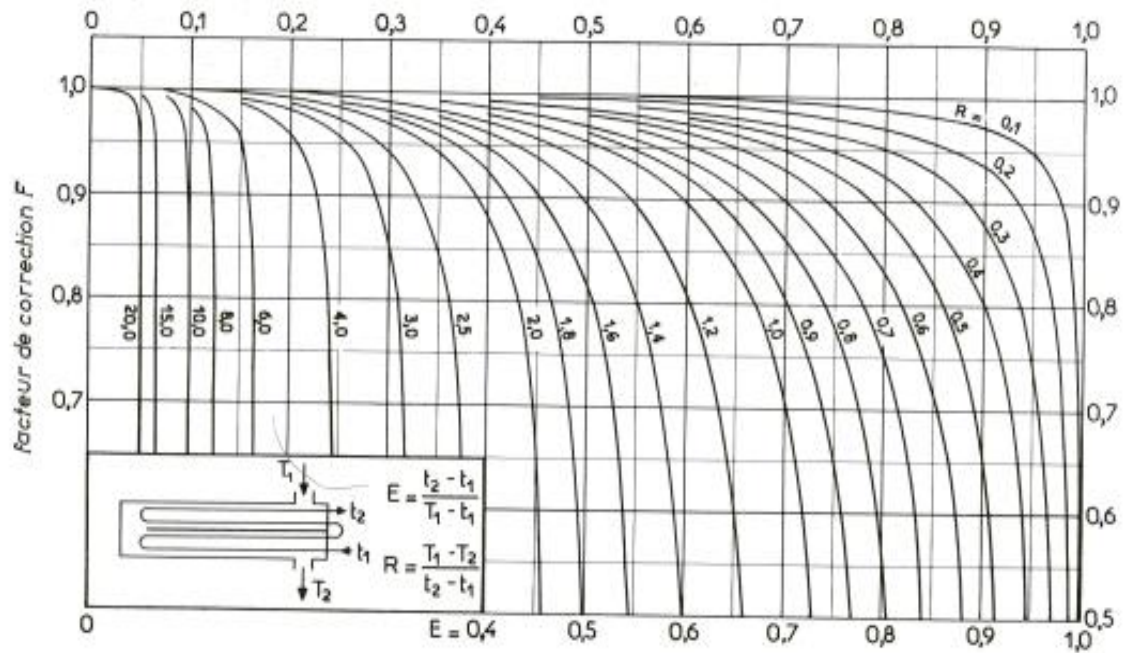
D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14			12	10		
10	25,4	52	40	36		32	26	24		24	22	16	16
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	30	30	22	22
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	40	37	35	31
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	53	51	46	44
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	73	71	64	56
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	90	86	82	78
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	112	106	102	96
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	135	127	123	115
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	160	151	146	140
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	188	178	174	166
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	220	209	202	193
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	252	244	238	226
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	287	275	268	258
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	322	311	304	293
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	362	348	342	336
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600				

Annexe (IV.1) : Caractéristiques des tubes, dispositions, et diamètre de la calandre.

Annexes



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.



b. deux passes côté calandre, quatre passes (ou plus) côté tubes.

Annexe (IV.2) : Facteur de correction.

Annexes

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE $U_s^{(1)}$

ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniac	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo ...	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo ...	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

Annexe (IV.3) : Détermination du Coefficient de transfert global (U_s').

Annexes

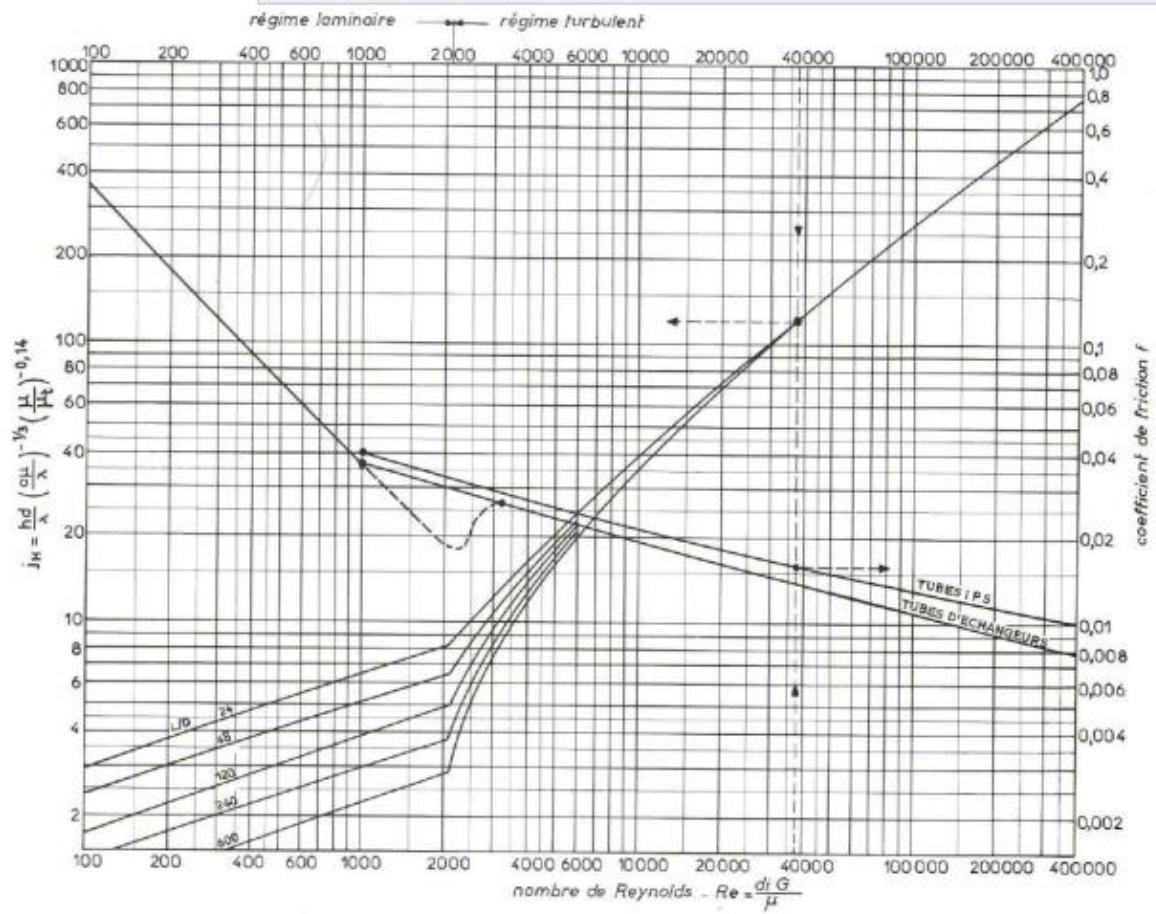
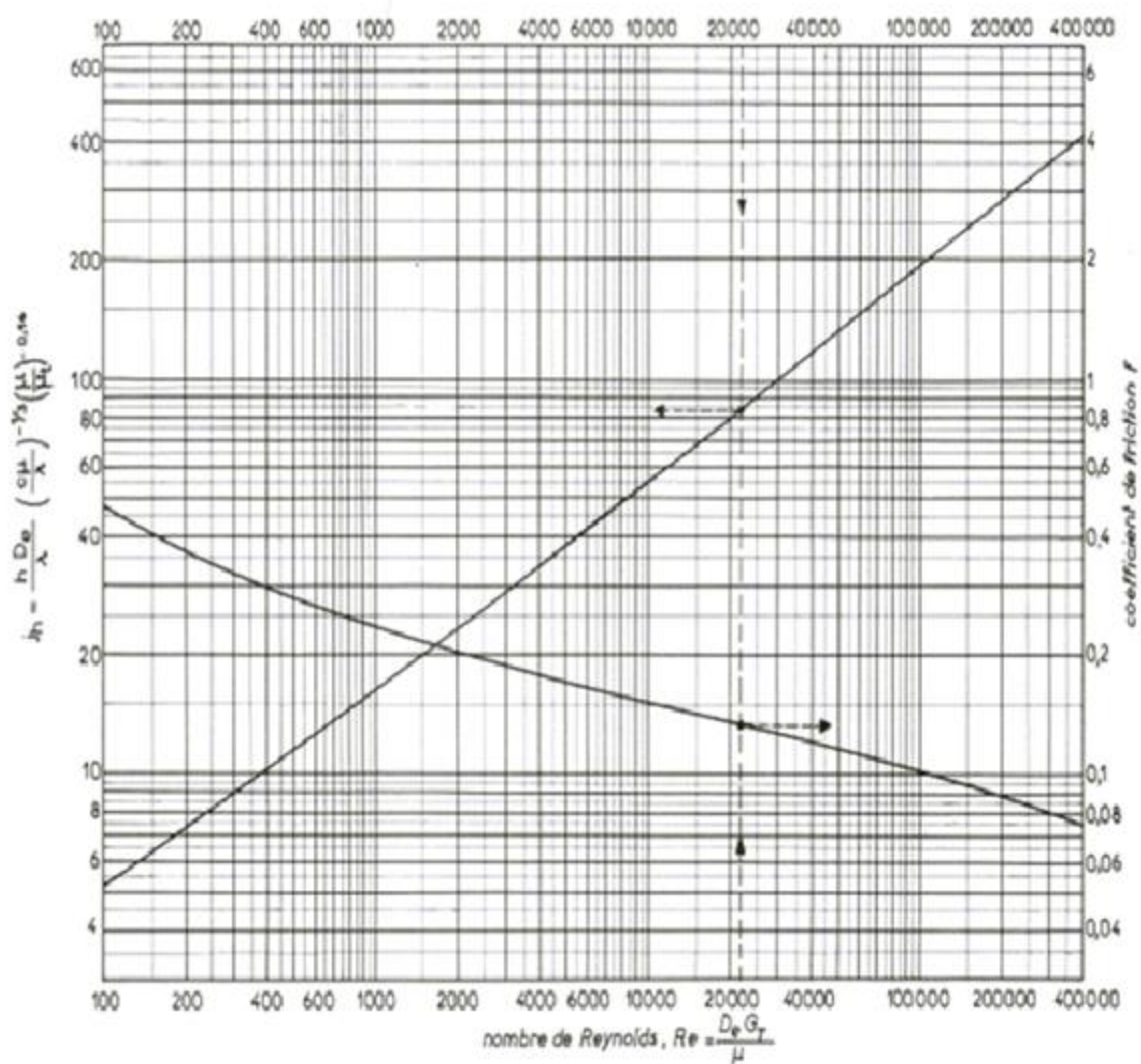


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

Annexe (IV.4) : Facteur de Colburn côté tube.

Annexes



Annexe (IV.5) : Facteur de Colburn côté calandre.