



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



جامعة وهران 2 محمد بن أحمد
Université d'Oran 2 Mohamed Ben Ahmed

معهد الصيانة والأمن الصناعي
Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle

Département de Sécurité Industrielle et Environnement

MÉMOIRE

Pour l'obtention du diplôme de Master

Filière : *Industries pétrochimiques*

Spécialité : *pétrochimie*

Thème

Etude et vérification des performances de l'unité de décarbonatation

Présenté et soutenu publiquement par :

BENYAHIA SLIMANE
KOURAK MOHAMED ELAMIN

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Grade	Etablissement	Qualité
Mme. LEBSIR HAYAT	MCA	IMSI	Présidente
Mme.BELOUFA KHADIDJA	MAA	IMSI	Encadreur
Mme.TALBI ZAHIRA	MAA	IMSI	Examinatrice
Mr.YACOUBI KHALID	MCB	USTO	Invité

Juin 2016



Remerciements

*Nous remercions notre dieu qui nous a donné la force et
La patience pour terminer ce travail*

*Nous voudrions exprimer notre profonde gratitude envers
notre encadreuse **Mme.beloufa khadidja** pour son aide et sa
contribution tout au long de l'élaboration de ce travail*

*Nos vifs remerciements s'adressent également au corps
professionnel du département SIE.*

*Un grand merci à tous ceux qui nous ont soutenus durant nos
études*

Toutes nos salutations aux membres de jury.





Dédicace

Je dédie ce modeste travail à mes parents, ceux que je possède de plus chers au monde, qu'ils trouvent ici l'expression de mes sentiments les plus profonds.

A mon adorable et très chère mère qui m'a donné un magnifique modèle de maternité. Celle qui a toujours été là pour me soutenir, m'encourager et me supporter. Qu'elle trouve dans cet ouvrage ma reconnaissance éternelle. Merci « maman » pour ton amour, ta présence, ta générosité et pour le soutien moral que tu m'as assuré tout au long de mes études et de ma vie.

A mon très cher père, avec tout le respect que je lui dois, tu es pour moi un exemple parfait de paternité. Merci « papa » pour ton amour, ta présence, tes sacrifices et ton soutien tout au long de mes études.

Que dieu les protège et les bénisse

A la personne que je l'ai aimé vraiment « S.H », je te souhaite tout le bonheur et le succès in sha allah.

A mes très frères et sœurs.

A mes très chers grands parents, mes tantes et oncles.

A mon binôme en qui j'ai trouvé un frère et avec qui j'ai eu le plaisir de travailler et de partager des moments inoubliables durant toutes ces années.

Merci « kourak Mohamed el amin » pour ta gentillesse, ta présence et ta générosité.

Ma dédicace va aussi au personne qui est mon intime, je te dirai tu es mon frère vraiment « AKHDARI ABDELLAH », ma famille et mes meilleurs amis que je n'ai pas cités mais leurs noms resteront toujours gravés dans mon cœur.

Encore à tous un grand merci.

BENYAHIA

SLIMANE





Dédicace

Avant tout c'est grâce à dieu que je suis arrivée là.

Je dédie ce simple travail à mes chers parents qui m'ont

Encouragé à donner le meilleur de moi-même, et qui m'ont fourni

Les moyens d'être ce que je suis aujourd'hui, surtout une pieuse

pensée à mon père défunt.

Je le dédie aussi à mes sœurs et mon frère. Une carrière pleine de

succès. Que dieu les garde tous.

*À mes très chères amies : Salah, Abdellah, Kada, Mostapha,
Mokhtar, Yassin, Naceur, Brahim, Nawar, elhaj, Haba.*

Et mon cher binôme Ben Yahia Slimane

À tous les êtres chers à mon cœur.

Kourak Mohamed Elamin



TABLE DES MATIERES

REMERCIEMENT	
DEDICASSE	
SOMMAIRE	
LISTE DES ABREVIATIONS	I
NOMENCLATURE	II
LISTE DES FIGURES	VI
LISTE DES TABLEAUX	VII
INTRODUCTION GENERALE	1

PARTIE THEORIQUE

Chapitre I : Présentation de complexe GL1/Z

I. 1 Introduction.....	2
I. 2. Fiche technique du GNL1/Z.....	3
I. 3. Caractéristiques.....	3
I. 4. Historique.....	4
I. 5. Présentation du Complexe GL1/Z.....	5
I. 6. Mission de l'usine GL1/Z.....	6
I. 7. L'Organisation du complexe.....	6
I. 8. Description du complexe GL1/Z.....	

I. 8.1 Zone d'utilités	10
I. 8.2. Zone de process.....	12
I. 8.3 Zone de stockage.....	14

Chapitre II : Description de procédé de complexe

II. 1 Introduction.....	15
II. 2 Généralité sur le gaz naturel.....	15
II. 2. 1. Composition.....	15
II. 2. 2. Caractéristiques du gaz naturel.....	16
II. 2. 2. 1 Pouvoir calorifique.....	16
II. 2. 2. 2 Densité.....	17
II. 3 Description de procédé de complexe.....	17
II. 3. 1 Traitement du gaz.....	18
II. 3. 2 Section de décarbonatation.....	18
II. 3. 3 Section de déshydratation.....	19
II. 3. 4 Pré-refroidissement au propane.....	19
II. 3. 5 Régénération des sécheurs.....	20
II. 3. 6 Section de démercurisation.....	20
II. 3. 7 Section de séparation.....	20
II. 3. 8 Section de fractionnement.....	21

II. 3. 9 Boucle de propane.....	22
II. 3. 10 Boucle MCR.....	23
II.3. 11 Section de liquéfaction.....	23

Chapitre III : Descriptions de l'unité de l'élimination de CO₂

III. 1 Généralités sur le dioxyde de carbone.....	26
III. 1. 1 Définition.....	26
III. 1. 2 Les propriétés du CO ₂	26
III. 2 Rôle de la section de décarbonatation.....	27
III. 3 Caractéristiques de la réaction chimique.....	27
III.4 Description générale de la section décarbonatation.....	28
III. 5 Caractéristiques des principaux équipements.....	29
III.5. 1 Absorbeur de MEA.....	29
III. 5. 2 Régénérateur.....	29
III. 5. 3 Pompes MEA.....	29
III. 5. 4 Pompe gaz acide J-506.....	29
III. 5. 5 Condenseur de tête E-501.....	29
III. 5. 6. Epurateur E-505.....	29
III. 5. 7 Rebouilleur E-502.....	29
III. 5. 8 Refroidisseur E-504.....	29
III. 5. 9 Echangeur de solution de MEA E-503 A/B.....	30
III. 5. 10 Filtre à charbon P-501.....	30
III. 5. 11 Pompe de lavage J-510/511.....	30
III. 6 Procédé d'absorption du CO ₂	30

III. 7 Gaz naturel d'alimentation.....	31
III. 8 Régénération de la solution MEA.....	32
III. 9 Epuration de la solution de MEA.....	34
III. 10 Stockage de la solution.....	35
III. 11 Principaux problèmes rencontrés dans le système MEA.....	35
III. 11 Principaux problèmes rencontrés dans le système MEA.....	35
III. 11. 1 Problème de dégradation de la MEA.....	36
III. 11. 2 Problème de la corrosion.....	36
III.11. 3 Problème de contamination.....	36
III. 11. 4 Problème de moussage.....	36
III.11.5. Engorgement de la colonne.....	37
III. 12 Système d'injection de produit anti-mousse.....	37
III. 13 Modifications réalisées après rénovation.....	38
III. 13. 1 Système De Lavage.....	38
III. 13. 2 Ballon de détente de MEA.....	38
III. 13. 3 Modifications sur les pompes MEA.....	38
III. 13. 4 Système d'injection d'inhibiteur de corrosion.....	39

PARTIE PRATIQUE

Chapitre IV : Etude et vérification des performances de l'unité de décarbonatation

IV. 1 Bilan quantitatif et bilan qualitatif.....	40
--	----

IV. 1.1 Introduction.....	40
IV. 1. 2 Bilan quantitatif.....	40
IV.1. 3 Bilan qualitatif.....	49
IV. 1. 4 Conclusion.....	49
IV. 2 Dimensionnement de l'absorbeur.....	51
IV. 2. 1 Dimensionnement de l'absorbeur.....	51
IV.3 La vérification des performances de l'échangeur E504.....	56
IV.3. 1 Introduction.....	56
IV. 3. 2 Caractéristiques thermo physiques des deux fluides de l'échangeur E504.....	56
IV. 3. 3 La vérification des performances de l'échangeur E504.....	58
CONCLUSION GENERALE.....	69
RECOMMANDATION.....	70
BIBLIOGRAPHIE	
ANNEXES	

LISTE DES ABREVIATIONS

GN : Gaz naturel.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GNT : Gaz naturel traité.

HP : Vapeur haute pression.

BP : Vapeur basse pression.

MEA : Mono éthanol amine.

MCR : Réfrigérant Multi-Composant.

LQS : La division liquéfaction et séparation des gaz.

PV : Vanne de pression « **Pressure Valve** ».

TV: Vanne Thermique « **Thermal valve** ».

CCW: The Component Cooling Water.

MSF: Multi Stage Flash.

PCS : Pouvoir calorifique supérieur.

PCI : Pouvoir calorifique inférieur.

ppm : partie par million.



NOMENCLATURE

G_e : Débit du gaz d'alimentation (Nm^3/h).

V_G : Volume molaire du mélange GN en ($Nm^3/kmol$).

Y_{e,CO_2} : Concentration molaire du CO_2 dans le gaz d'alimentation à l'entrée de l'absorbeur.

G_n : Débit de gaz à la sortie de l'absorbeur.

Y_{n,CO_2} : Concentration molaire de CO_2 dans le gaz d'alimentation à la sortie de l'absorbeur.

L_e : Débit de la solution aqueuse à l'entrée de l'absorbeur (**MEA pauvre**)

X_{e,CO_2} : Concentration molaire du CO_2 dans la solution **MEA** à l'entrée de l'absorbeur.

L_1 : Débit de la solution aqueuse à la sortie de l'absorbeur (**MEA riche**).

X_{1,CO_2} : Concentration molaire du CO_2 dans la solution **MEA** à la sortie de l'absorbeur

N : Nombre de plateaux

$Y_{CO_2}^e$: Concentrations molaire de CO_2 dans le gaz riche.

$Y_{CO_2}^s$: Concentration molaire de CO_2 dans le gaz pauvre.

E : Efficacité d'un plateau pour l'absorbeur à plateau perforé

W_{max} : Vitesse maximal du gaz en m / s .

K_v : Facteur de **BROWN**

ρ_L : La masse volumique de la solution liquide

ρ_G : La masse volumique du gaz.

T : Température de service

M_m : Masse moléculaire moyenne du gaz.

P : Pression de service

T_0 et P_0 température et pression aux conditions normales

H : La hauteur entre deux plateaux

H_1 : La hauteur de la zone trouvant en dessous du plateau inférieur

H_1^F : La hauteur de fond.

H_1^S : La hauteur de sécurité entre le plateau inférieur et le niveau du liquide

H'_1 : La hauteur de tronçon rempli du liquide

V_1 : Volume de l'absorbant

S_1 : La section libre entre les plateaux.

H_2 : La hauteur de la zone trouvant au-dessus du plateau supérieur.

H_T : la hauteur de l'absorbeur

H_J : La hauteur de la jupe

Q : la quantité de chaleur (**kJ/h**).

M : Débit massique circulant à l'intérieur des tubes (**kg / h**).

C_p : Chaleur spécifique de fluide froid (**kJ /kg °C**).

T_1 : Température d'entrée côté tube (°C).

T_2 : Température de sortie côté tube (°C).

\mathfrak{R} : Le rendement

T_1 : Température d'entrée **EDM**

T_2 : Température de sortie **EDM**

t_1 : Température d'entrée **MEA**

t_2 : Température de sortie **MEA**

ΔTLM : l'écart logarithmique moyen de température

Q : Quantité de chaleur de fluide froid (**KJ /h**).

F : Facteur de correction.

Us' : coefficient de transfert sale

N_t^2 : Nombre de tubes

d_0 : Diamètre intérieur de tube (**m**)

l : Longueur de tube (**m**)

D_e : Le diamètre de calandre.

Up : coefficient de transfert propre

R_{et} : Nombre de Reynolds

j_h : le coefficient de colburn

\emptyset_t : Coefficient de film externe.

R_s : Résistance d'encrassement

Gt : Vitesse massique de fluide froid (**Kg/h.m²**).

L : Longueur de tube (**m**).

d_i : Diamètre intérieure de tube (**m**).

n_c : Nombre de passes côté calandre.

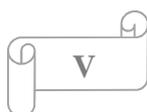
n_t : Nombre de passes côté tubes.

d : Densité du fluide froid (l'eau).

G_c : Vitesse massique de fluide chaud (**$\text{Kg/m}^2 \text{ h}$**).

N_c : Nombre de chicanes.

D_e : Diamètre équivalent (**m**).



Liste des figures

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

Figure. I. 2. Organigramme du département de sécurité

Figure. I. 3. Organigramme du département technique.

Figure. I.4. Organigramme du département finances & Juridique.

Figure. I.5. Organigramme du Département Travaux Neufs.

Figure I. 6. Organisation du complexe.

Figure I. 7. Schéma représente un plan général du complexe GL1/Z.

Figure II. 1. Section de décarbonatation.

Figure II. 2. Section de déshydratation.

Figure II. 3. Section de séparation.

Figure II. 4. Section de liquéfaction.

Figure III.1. Schéma de la structure moléculaire de CO_2 .

Figure III. 2. Schéma représente le procédé de décarbonatation du gaz (**l'absorbeur F-502**).

Figure III.3. Schéma représente la régénération de la solution **MEA** (**régénérateur F-501**).

Figure III. 4. schéma global résume le procédé de décarbonatation du gaz.

Figure IV.1. Absorbeur et régénérateur de **MEA**.

Figure IV.2. Position de l'échangeur de chaleur **E.504** dans la section de décarbonatation

Liste des tableaux

Tableau. I. 1. Fiche technique du complexe **GNL1/Z**.

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

Tableau I. 3. Composition chimique du gaz naturel.

Tableau II. 1 Composition chimique du **GN**.

Tableau II. 2 Composition chimique du réfrigérant **Multi-Composant (MCR)**.

Tableau. III. 1. Les propriétés physico-chimiques du **CO₂**.

Figure IV.1 absorbeur et régénérateur de **MEA**.

Tableau IV.1 les débits volumiques du gaz naturel.

Tableau IV.2 Compositions molaires moyennes annuelles du gaz naturel.

Tableau IV.3 Volume molaire de gaz naturel pour **100%** de charge.

Tableau IV.4 Les débits massiques de la **MEA** pauvre.

Tableau IV.5 Les débits volumiques du gaz décarbonaté.

Tableau IV.6 quantité de **CO₂** rejetée par train pour **100%**.

Tableau IV .7 quantité totale de **CO₂** rejeté pour **100%**.

TableauIV .8 Composition des rejets du gaz carbonique vers l'atmosphère

Tableau IV .9 les résultats obtenus

Tableaux IV .10 les propriétés thermo physique du **MEA**

Tableau IV .11 les propriétés thermo physique de l'**EDM**

Tableau IV .12 les paramètres de fonctionnement de l'échangeur **E504 (design)**

Tableau IV .13 les paramètres de fonctionnement de l'échangeur **E504 (actuel)**

Tableau IV .14 les caractéristiques mécanique de l'échangeur **E504**

INTRODUCTION GÉNÉRALE

La liquéfaction du gaz naturel est un impératif lié au transport du gaz naturel. Cette liquéfaction ne peut s'effectuer qu'à la suite d'un certain nombre de traitements préliminaires destinés à purifier le gaz naturel de composants qui peuvent être source de graves problèmes dans le train de liquéfaction, tels que le dioxyde de carbone, l'eau, le mercure.

L'unité de décarbonatation est l'une des unités de traitements du gaz naturel conçue pour l'élimination d'une grande partie du gaz carbonique « CO_2 » contenu dans le gaz d'alimentation, le passage des températures ambiantes aux températures cryogéniques (-162°C) pour sa liquéfaction impose la nécessité d'éliminer ce gaz carbonique de la composition initiale afin d'éviter la formation de glace carbonique dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation. Pour cela, une solution chimique appelée Monoéthanolamine (MEA) à **15% en poids** est utilisée comme solvant dans une colonne d'absorption.

Aussi, Parmi les traitements nécessaires que subit le gaz naturel avant qu'il entre dans la chaîne cryogénique, on distingue la déshydratation, la démercurisation et l'élimination des hydrocarbures lourds.

Dans ce contexte, le but de ce travail est de vérifier le performance de la section de décarbonatation de l'ensemble des trains de production du complexe **GL1Z**.

Ce travail est présenté, autre que l'introduction générale, il se forme de deux parties :

1. Une partie théorique composée de trois chapitres :
 - Le premier est une présentation sur le complexe **GL1/Z**.
 - Le second chapitre décrit les généralités sur le gaz naturel et la description du procédé de complexe.
 - Le troisième chapitre est consacré à l'explication de phénomène de passage de CO_2 au niveau de la section de décarbonatation.
2. Une partie pratique se compose de deux étapes:
 - La première étudie exclusivement les bilans quantitatifs et qualitatifs.
 - la deuxième étudie exclusivement le dimensionnement des équipements du procédé.

Et on finit ce travail par une conclusion générale.

Chapitre I

Présentation de complexe GL_1/\mathbb{Z}

I. 1 Introduction :

La société nationale de transport et de commercialisation des hydrocarbures **SONATRACH** parmi les grandes sociétés pétrolières et gazières dans le monde, a été créée en décembre **1963** afin de contribuer au développement économique de **l'Algérie**.

Le groupe **SONATRACH** confie par le contrat signé le **21 janvier 1973**, l'achèvement de la construction du complexe à la société américaine «**BECHTEL**» à partir du **mai 1976**, l'entrée en exploitation du complexe ayant débute le **25 novembre 1978**.

L'organisation de groupe **SONATRACH** s'articule principalement sur deux divisions:

- La division liquéfaction et séparation des gaz (**LQS**) chargée de l'exploitation de l'appareil de production. Cette activité est assurée par Cinq complexes de liquéfaction de gaz naturel (**GL1/Z, GL2/Z, GL3/Z, GL4/Z, GL1/K**), d'une capacité totale de production de **44,3 millions de m³ de GNL** par an qui sera augmentée à **53,5 millions de m³ de GNL** par an à partir de **2009** et de deux complexes de séparation de **GPL** (**GPL1/Z, GP2/Z**), d'une capacité totale de production de **9,7 millions de tonnes par an**.

- La division chargée du développement des activités de liquéfaction et de transformation des hydrocarbures. Ainsi, une association avec trois filiales de production industrielles **NAFTTEL** (raffinage), **ENEP** (pétrochimie) et **HELIOS** (hélium).

Trois filiales de service **SOMIZ** (maintenance industrielle **ARZEW**), **SOMIK** (maintenance industrielle de **SKIKDA**), **SOTRAZ** (société de transport à **ARZEW**).

Deux entreprises de gestion de zones industrielles **EGZIA**(**ARZEW**), **EGZIK**(**SKIKDA**).

Le complexe **GL1/Z D'ARZEW** figure parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures par **SONATRACH**.

I. 2. Fiche technique du GNL1/Z

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

Localisation	Bethioua
Superficie	72 hectares
Objet	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. 3. Caractéristiques

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

Capacité de production GNL	17,5 millions m ³ /an
Gazoline	123000 tonnes/an
Capacité totale de stockage	3 bacs aériens de 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. 4. 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 de l'hydrocarbure, exploitée par la société **SONATRACH** en **Algérie**. Comme toutes créations industrielles d'envergure, 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, avec comme objectifs la fiabilité, la sécurité et l'augmentation à **100%** de la capacité de production de l'unité [3].

Entre **1993-1995** le complexe **GL1/Z** a connu la première expérience au monde du **GNL** consistant à rénover les installations tout en exploitant. L'objectif de cette suite [3]:

- **Sécurité**
 - Les bras de chargement avec un système de déconnection rapide.
 - Les systèmes d'arrêt d'urgence.
 - Détecteur les fuites de gaz.

- **Exploitation**
 - Augmentation de capacité vapeur par le rajout de quatre chaudières de **400 tonne /heure**

- Nouvelle pomperie de **GNL**.
 - Nouvelle unité d'électrochloration.
 - Source d'énergie électrique supplémentaire de **60 KW**.
- **Contrôle**
 - Circuit fermé de télésurveillance des installations.
 - Système central d'intercommunication.
 - Une nouvelle salle de contrôle centralisée.

I. 5 Présentation du Complexe GL1/Z (Figure. I.1)

La liquéfaction du gaz naturel induite par l'émergence du marché mondial du gaz, fait partie de cette branche d'activité. L'appareil de production de **GNL** est composé de trois complexes dénommés par codification : **GL1/Z**, **GL2/Z**, et **GL3/Z**. Leur implantation fait partie du pôle industriel pétrochimique et gazier de la région, une des plus importantes concentrations industrielles du pays.

Le complexe industriel de **GNL1/Z** constitue l'une des plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société **SONATRACH** en Algérie.



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

➤ **Situation géographique du complexe GL1/Z**

Le complexe industriel de **GNL1/Z** est situé au nord de **Bethioua**, à **7 Km** de la ville d'**Arzew**, il couvre une superficie de **72 hectares**, et se compose de plusieurs zones. Comme toute création industrielle d'envergure, le complexe **GL1/Z** a franchi des étapes qui sont autant d'événements marquants de son histoire récente [4].

I. 6. Mission de l'usine GL1/Z

Le complexe **GL1 /Z** a pour mission de liquéfier le gaz naturel provenant des champs gaziers de **HASSI R'MEL**, avec possibilité d'extraction du propane, du butane et de la gazoline. Le **GNL** est pompé et chargé dans des méthaniers spécialement conçus pour le transport cryogénique pour être expédié vers l'étranger [4].

I. 7. L'Organisation du complexe (Figure I.6)

Les départements liés directement avec la direction du complexe **GL1/Z** dites des **structures de contrôle** sont [1]:

a- Département Sécurité

Le département Sécurité, est un des points vitaux du complexe GL1/Z. la sécurité humaine et industrielle reste primordiale, c'est un des soucis majeurs de ce département il compte trois sévices.

- Service prévention.
- Service intervention.
- Service surveillance des installations.

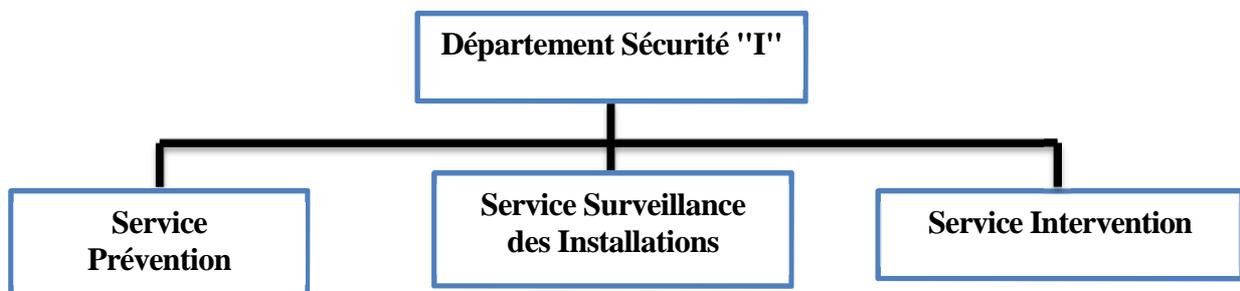


Figure. I. 2 Organigramme du département de sécurité.

b- Département technique

C'est un département de contrôle chargé de la garantie des installations industrielles, il contrôle la qualité des produits finis, des installations et le suivi des équipements. Il travaille en permanence avec le département production.

Le département technique comporte cinq services et une bibliothèque (**Figure. I.3**) qui est chargée de fournir aux structures la documentation spécifique.

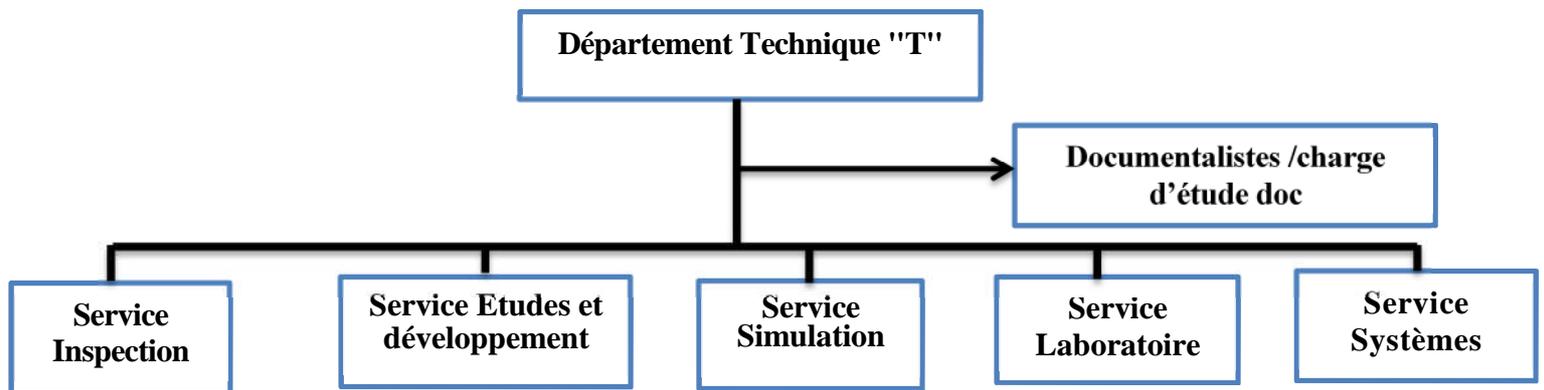


Figure. I. 3. Organigramme du département technique.

c- Département finances et juridique

Le département finances est chargé de :

- Suivre toutes les opérations financières et juridiques au sein du complexe.
- Fournir l'information de gestion.
- Le contrôle budgétaire.

Ce département est composé de Cinq services (**Figure. I.4**) :

- Service comptabilité générale.
- Service trésorier.
- Service information de Gestion.
- Service comptabilité analytique.
- Service juridique.

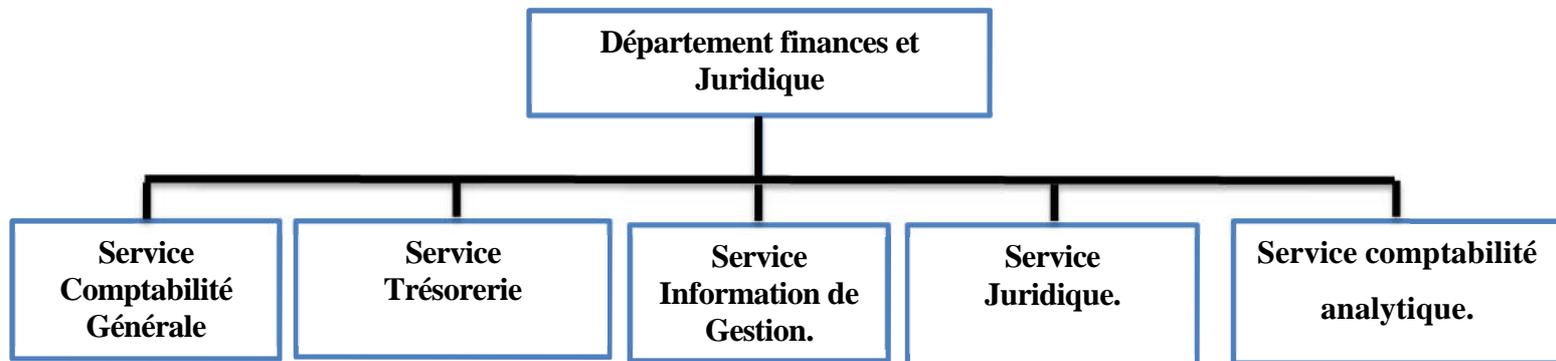


Figure. I.4. Organigramme du département finances & Juridique.

d- Département Travaux Neufs

C'est un département nouvellement créé dans le but de l'extension du complexe et rénovation, son rôle est de réaliser les différents petits projets, il gère les deux types de projets liés (ex: usine) et non lié à la production (ex: bâtiment), il est composé de deux services et deux ingénieurs liés directement au département (**Figure. I. 5**).

- Service travaux.
- Service procurèrent.

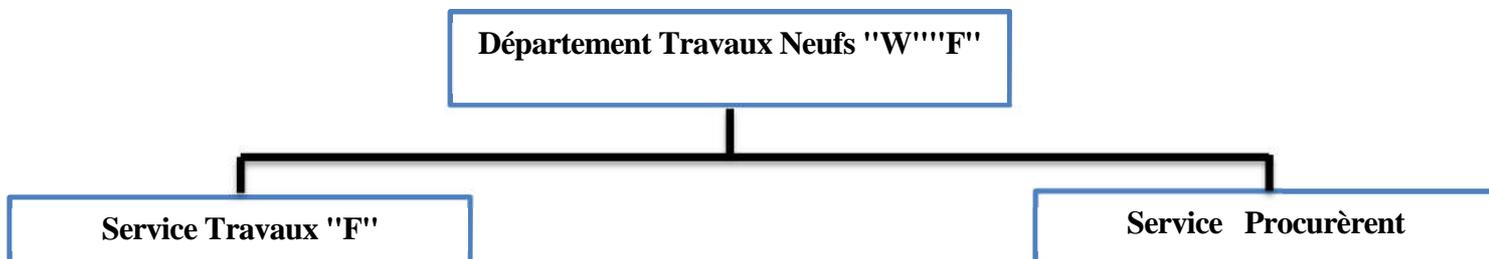


Figure. I.5. Organigramme du Département Travaux Neufs.

Et aussi le complexe GL1/Z se divise en deux **sous directions**, à savoir :

1- Sous-direction de l'exploitation qui englobe :

- Département production.
- Département maintenance.
- Département des approvisionnements.

2- **Sous-direction du personnl** et qui se compose de :

- Département des ressources humaines.
- Département des moyens généraux.
- Département du personnel.

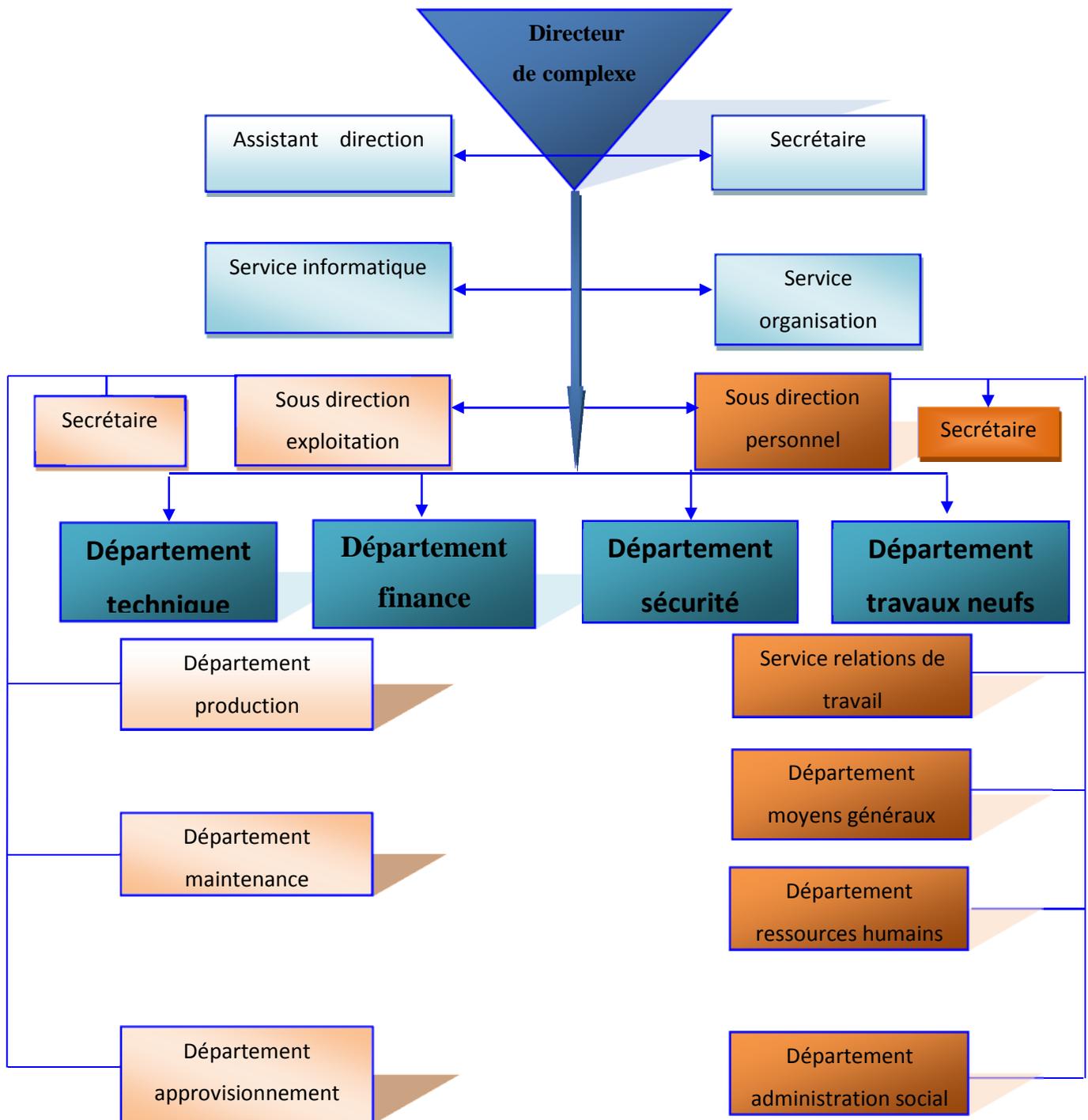


Figure I. 6. Organisation du complexe [1].

I. 8. Description du complexe GL1/Z

Le complexe **GL1/Z** dispose d'une capacité de production de **7.8 Millions** de **tonnes** par an de **GNL** et se compose de **6 trains** de liquéfaction identiques conçus chacun pour un fonctionnement autonome.

Le complexe **GL1/Z** est constitué de quatre zones:

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

I. 8.1 Zone d'utilités

Cette zone fournit d'une manière continue, toutes les utilités nécessaires pour le démarrage et le fonctionnement des trains de liquéfaction [4], dont :

- Production de vapeur.
- Circuit d'eau potable.
- Production d'eau distillée.
- La pomperie eau de mer.
- Electrochloration.
- Réseau de gaz combustible.
- Production d'électricité.
- Production d'air instrument et d'azote.

➤ Production de vapeur

- **Vapeur haute pression HP**

Les vapeurs **HP** sont utilisées pour l'entraînement des turbines des compresseurs, elles sont produites par les chaudières process qui sont au nombre de **17**, chacune d'une capacité de **136t/h** de vapeurs à **62 bars** et **442°C**, par **06 chaudières de 400t/h** et **trois chaudières de 91t/h**.

- **Vapeur basse pression BP**

Elle est obtenue après détente par des **vannes PV**(vanne de pression « **Pressure Valve** ») et désurchauffée par des **vannes TV**(Vanne Thermique « **Thermal valve** ») pour obtenir successivement **16.5 bars, 10.3 bars** et **3.45 bars** utilisées pour l'entraînement des **turbo-pompes MEA** (Mono éthanol amine.) , **turbo-pompes** d'huile et fuel gaz, des éjecteurs pour la création du vide au niveau des condenseurs à surface, épurateur **MEA** et rebouilleurs, ainsi qu'une chaudière de **51t/h à 27 bars**.

➤ **Circuit d'eau potable**

L'eau potable est fournie par une société privée, elle se déverse dans le réservoir de stockage d'eau potable, d'où elle est transférée par pompage dans le collecteur de distribution pour l'utilisation du complexe.

➤ **Production de l'eau distillée (Unités de dessalement)**

L'eau distillée est utilisée essentiellement pour générer de la vapeur ou comme réfrigérant dans les échangeurs et les condenseurs sensibles à la corrosion (**CCW : The Component Cooling Water**).

La production d'eau distillée est assurée par six dessaleurs dont cinq utilisent le procédé **MSF** (**Multi Stage Flash**) et un la compression de vapeur.

➤ **La pomperie eau de mer**

Qui se compose de six pompes d'alimentation en eau de mer chacune associée à un filtre et à un bassin où se déposent les sédiments. Cette eau est utilisée comme source de refroidissement des condensât et des différents gaz de process, comme source de production de l'eau distillée et aussi pour la lutte anti-incendie.

➤ **Electrochloration**

La chloration des eaux de mer a pour but d'empêcher le développement des substances marines vivantes telles que les moules pouvant se proliférer et causant un bouchage ou une obstruction au niveau des condenseurs à eau de mer.

➤ **Réseau de gaz combustible**

Le réseau de gaz combustible assure l'alimentation de toutes les chaudières du complexe ainsi que les veilleuses des torches.

➤ **Production d'électricité**

La production d'électricité est assurée par trois alternateurs entraînés par des turbines à vapeurs. Les **turbo-alternateurs** fournissent l'énergie de **18 MW** par générateur en plus d'un branchement **Sonelgaz**.

➤ **Production d'air instrument et d'azote**

- **Production d'air comprimé**

L'air instrument est utilisé pour l'alimentation des instruments de contrôle et les machines de régulation pneumatique. L'air de service est utilisé pour le nettoyage. Une fois comprimé, l'air instrument subit un séchage préalable pour éviter la corrosion des organes d'instrumentation. Le besoin du complexe est **4600 m³/h**. Cet air comprimé est assuré par un ensemble de **cinq compresseurs centrifuges** avec une pression de refoulement de **10 bars**.

- **Production Azote**

L'azote est utilisé sous forme de vapeur pour purger les circuits et pour certaines opérations de liquéfaction. Il est obtenu sous forme gazeuse ou liquide dans l'unité d'azote à partir du fractionnement de l'air, Il est liquéfié et stocké sous forme liquide.

Il est utilisé pour les opérations d'inertage et entre dans la composition du **MCR (Multi Composants Réfrigérants, « fluide frigorigène »)**.

I. 8. 2. Zone de process

Cette zone est constituée de six unités de liquéfaction appelées trains, identiques, tant dans leur design 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 [5]:

- 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**)

Tableau I. 3. Composition chimique du gaz naturel [1].

Composants	% Molaire
Ne (Azote)	5,80
He (Hélium)	0,19
CO ₂ Dioxyde (de carbone)	0,21
C ₁ (Méthane)	83,00
C ₂ (Ethane)	7,10
C ₃ (Propane)	2,25
iC ₄ (Iso Butane)	0,40
nC ₄ (Butane)	0,40
iC ₅ (Iso pentane)	0,12
nC ₅ (pentane)	0,15
C ₆₊ (Les essences)	0,18
TOTAL	100 ,00

I. 8. 3 Zone de stockage

Cette zone comprend trois bacs aériens de **GNL** d'une capacité de **100.000m³** stocké sous une pression de **1,03 bar** et à une température de **-162°C**. [5]

I. 8. 4 Zone de pompage

Cette zone contient une station de pompage de **GNL** d'une capacité de **10000 m³/h** et deux quais d'expédition avec dix bras de chargement pour méthaniers de **50.000 m³** à **125.000 m³**.

- Le schéma suivant représente un plan général du complexe **GL1/Z** [5] :

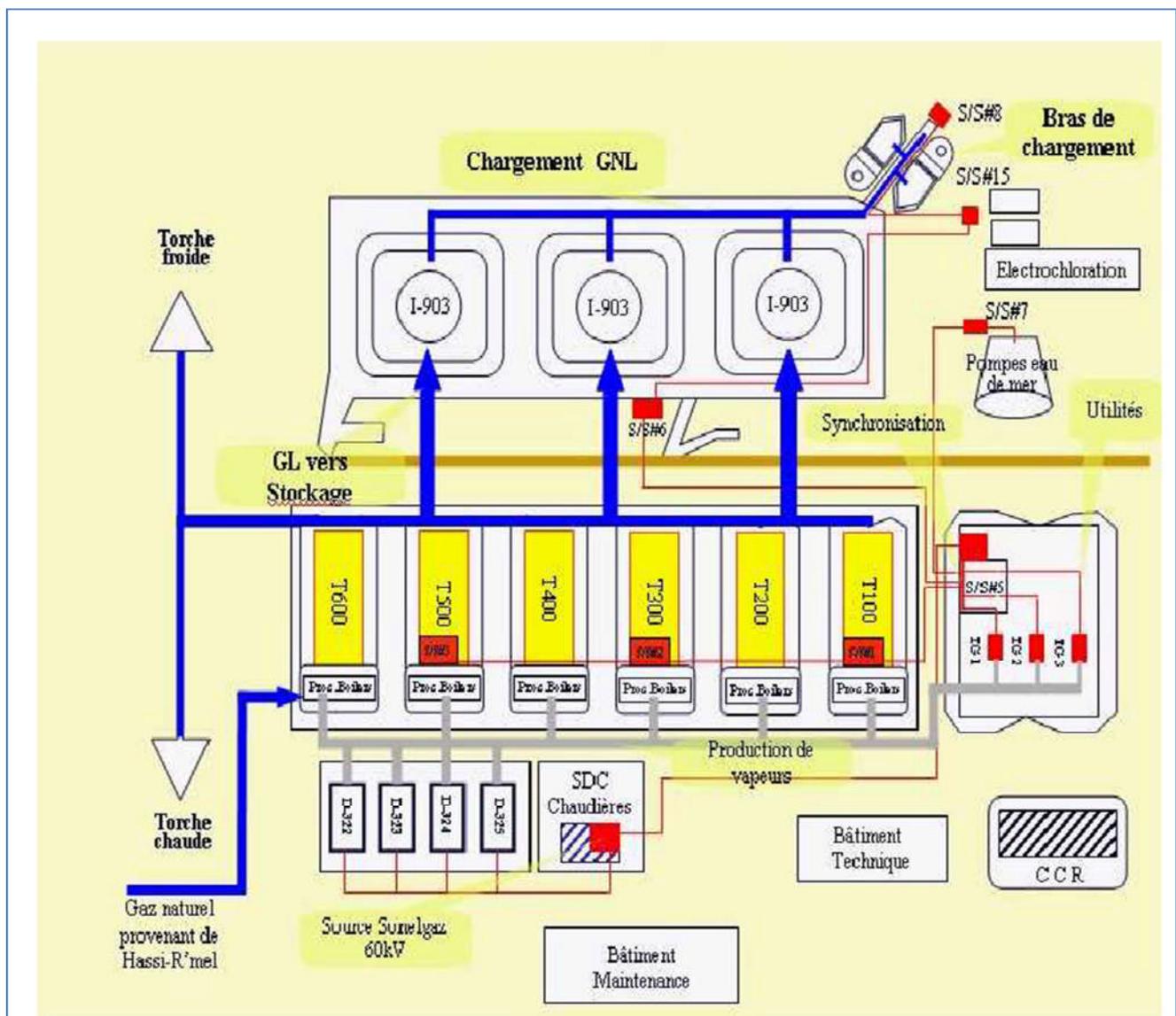


Figure I. 7. Schéma représentant un plan général du complexe GL1/Z [5].

Chapitre **II**

Description de procédé de complexe

II. 1 Introduction

Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse. C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et son usage se développe rapidement.

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements.

Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur final.

Il est connu surtout pour son usage domestique, le chauffage, cuisson et est il comme matière première dans l'industrie chimique, notamment pour la pétrochimie et le raffinage. Il sert à La production d'électricité et le transport.

II. 2 Généralité sur le gaz naturel

II. 2. 1. Composition

Le constituant principal du gaz naturel est le méthane CH_4 et on peut le trouver en quantité extrêmement variable d'un gisement à un autre [6]:

- ✓ Des hydrocarbures plus lourds que le méthane (de C_2 à C_8).
- ✓ Du dioxyde de soufre SO_2 .
- ✓ Du sulfure d'hydrogène appelé aussi gaz acide H_2S .
- ✓ Du dioxyde de carbone CO_2 .
- ✓ De l'azote N_2 .
- ✓ Parfois de petites quantités d'Hélium (He) et de Mercure (Hg).

Et le **Tableau I.3** représente les compositions chimiques du GN.

II. 2. 2. Caractéristiques du gaz naturel

II. 2. 2. 1 Pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique d'un combustible est la quantité de chaleur exprimée en **KWh** ou **MJ**, qui serait dégagée par la combustion complète d'un m³ normal de gaz sec dans l'air à une pression absolue constante égale à **1,01325 bar**, le gaz et l'air étant à une température initiale de **0°C**, tous les produits de combustion étant ramenés à **0°C** et une pression de **1,01325 bar**. On distingue deux pouvoirs calorifiques [7]:

1) Pouvoir calorifique supérieur PCS

C'est la quantité de chaleur (**KWh** ou **MJ**) qui serait dégagée par la combustion complète d'un m³ normal de gaz, l'eau formée pendant la combustion restant à l'état liquide, et les autres produits étant à l'état gazeux.

2) Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la chaleur dégagée par la combustion complète d'un m³ normal de gaz dont laquelle l'eau formée se transformerai en vapeur.

Le **PCI** se calcule en déduisant du **PCS** la chaleur latente de vaporisation (**2511 KJ/Kg**) de l'eau au cours de la combustion.

II. 2. 2. 2 Densité

La densité se définit par le rapport de la masse volumique dans les conditions de références choisies (**Ex : 1 atm et 15°C**) à celle de l'air dans les mêmes conditions (**1,225 Kg/m³**).

II. 3 Description de procédé de complexe

A sa sortie du gisement, le gaz naturel est inutilisable. Le gaz brut extrait est composé essentiellement de méthane, mais contient une quantité variable d'autres composants dont certains sont impropres à la consommation.

Le gaz naturel subit une série d'opérations de traitement pour éliminer les éléments nocifs, conserver ceux qui peuvent être commercialisés et donner au gaz son odeur caractéristique.

Pour réaliser ces opérations l'usine de liquéfaction comprend **six trains** de liquéfaction indépendants qui fonctionnent en parallèle avec une capacité unitaire de production de gaz naturel liquéfié (GNL) de **8400 m³/h** Le gaz d'alimentation passe par trois différentes étapes comme suite [8] :

a) Traitement de gaz : elle comprend **trois** sections :

- Décarbonatation.
- Déshydratation.
- Démercurisation.

b) Séparation et liquéfaction : elle comprend deux sections :

- Séparation des hydrocarbures lourds.
- Liquéfaction du gaz naturel

b) fractionnement : elle comprend quatre sections :

- Déméthanisation : récupération de méthane.
- Dééthánisation : récupération de l'éthane.
- Dépropanisation : récupération du propane.
- Débutanisation : récupération du butane.

II. 3. 3 Section de déshydratation

Après la section de décarbonatation le gaz naturel est acheminé vers une seconde section appelée section de déshydratation, le gaz naturel saturé en eau passe par un refroidisseur à propane, qui réduit sa température de **38 à 21°C** pour éliminer une grande partie d'eau (**60%**) au niveau de séparateur (**G.787**). Ce dernier passe ensuite par un sécheur (**R.310 OU R.311**) constitué de tamis moléculaire ou il sera complètement séché jusqu'à teneur de **1 ppm max**. A la sortie de chaque sécheur, le gaz passe à travers des filtres afin de retenir les particules en suspension[11]. (**Figure II. 2**)

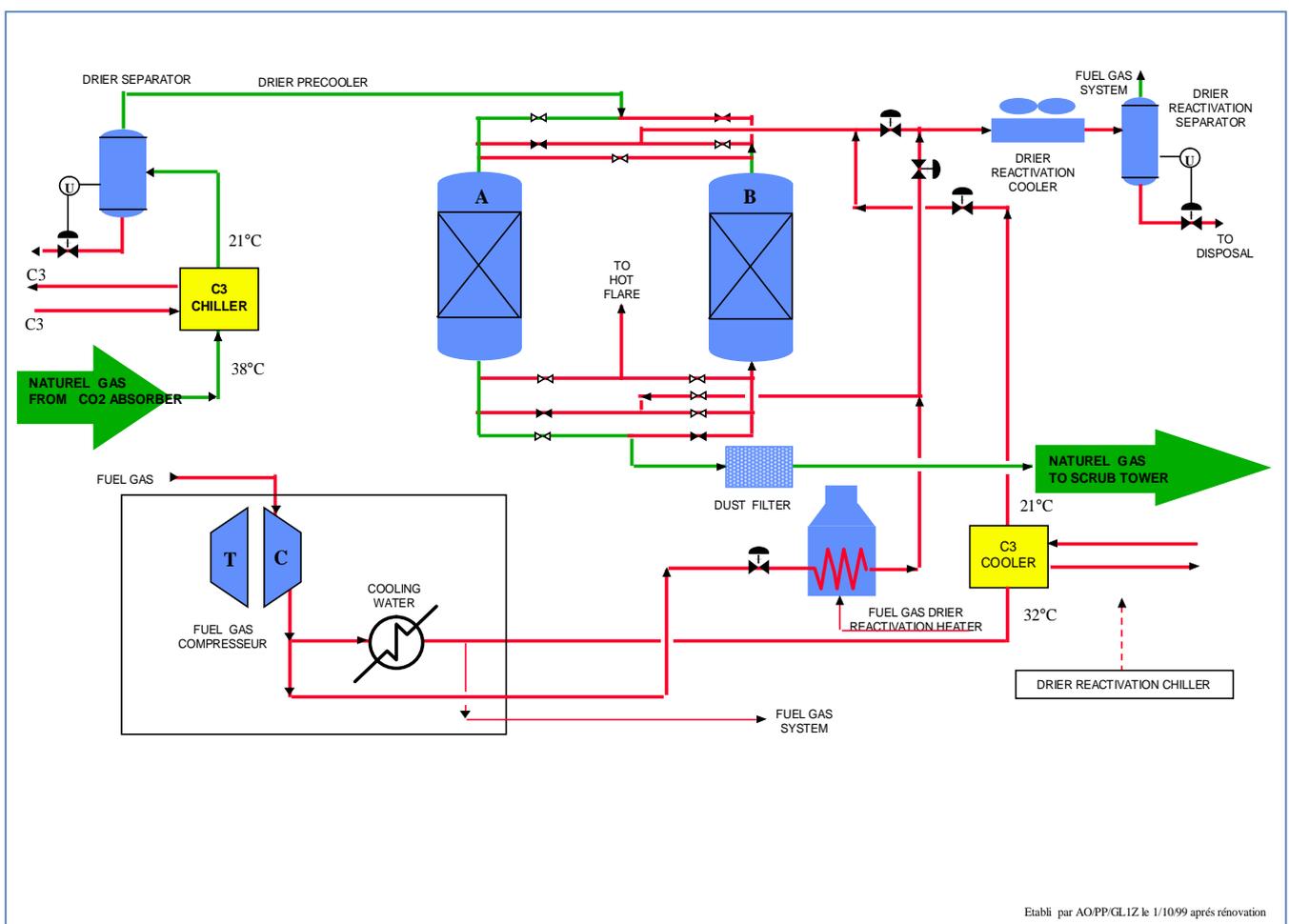


Figure II. 2 Section de déshydratation [11].

II. 3. 4 Pré-refroidissement au propane

Le gaz d'alimentation sortant de l'absorbeur est refroidi à (**21 °C**) dans le prérefroidisseur des sécheurs afin de réduire au maximum la quantité d'eau que les

sécheurs devront absorber. Le gaz d'alimentation est refroidi par du propane sous haute pression. Avant d'être envoyé dans le séparateur des sécheurs. L'eau libre condensée est séparée dans le séparateur et envoyée à l'extérieur [9].

II. 3. 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 en entraînant avec lui toute l'eau contenue dans les tamis à la sortie du sécheur. Le gaz de régénération pénètre dans un refroidisseur, alors que l'eau est condensée, séparée puis dirigée vers la décantation, tandis que le gaz est renvoyé vers le réseau fuel gaz, la torche ou vers l'absorbeur. Le sécheur est refroidi par un gaz à une température de **21°C** pour être prêt au service [9].

II. 3. 6 Section de démercurisation

La dernière étape de traitement est l'élimination du mercure. Elle consiste à piéger le mercure contenu dans le gaz pour éviter la corrosion des équipements en aluminium comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. L'adsorbant utilisé est le charbon à base de soufre, et passe ensuite à travers deux filtres.

Le **GNL** sortant de cette section avec une teneur de mercure inférieure à **7 nanogramme** par Nm^3 est envoyé vers la section de refroidissement [9].

II. 3. 7 Section de séparation

- **Section de refroidissement**

Le **GNT** arrive à la section de séparation à une température de **21°C** et une pression effective de **40 bars** où il doit subir un refroidissement par deux échangeurs au propane, le premier pour ramener la température du gaz à **-1°C**, le second à **-26°C**, qui est la température de fonctionnement de la tour de lavage [9].

- **Tour de lavage**

La section de séparation a pour objectif de séparer le **GNT** en composants lourds et composants légers. Le gaz refroidi subit une séparation (**flash**) dans la tour de lavage **F-711** au niveau du **9 plateaux**. La phase vapeur riche en méthane et en éthane s'élève à travers huit plateaux supérieurs de la colonne ; les vapeurs de tête subissent une

condensation dans l'échangeur à propane jusqu'à une température de -40°C où les vapeurs sont partiellement condensées pour être séparées dans le ballon de flash. Le liquide est refoulé vers la tour de lavage comme un reflux et les vapeurs de tête s'écoulent vers la section de liquéfaction ; le liquide de fond de la tour de lavage passe par un rebouilleur partiel au butane E-713 (70°C), le butane est chauffé dans un échangeur à vapeur d'eau E-717 (117°C), puis s'écoule vers la section de fractionnement. (Figure II. 3) [9].

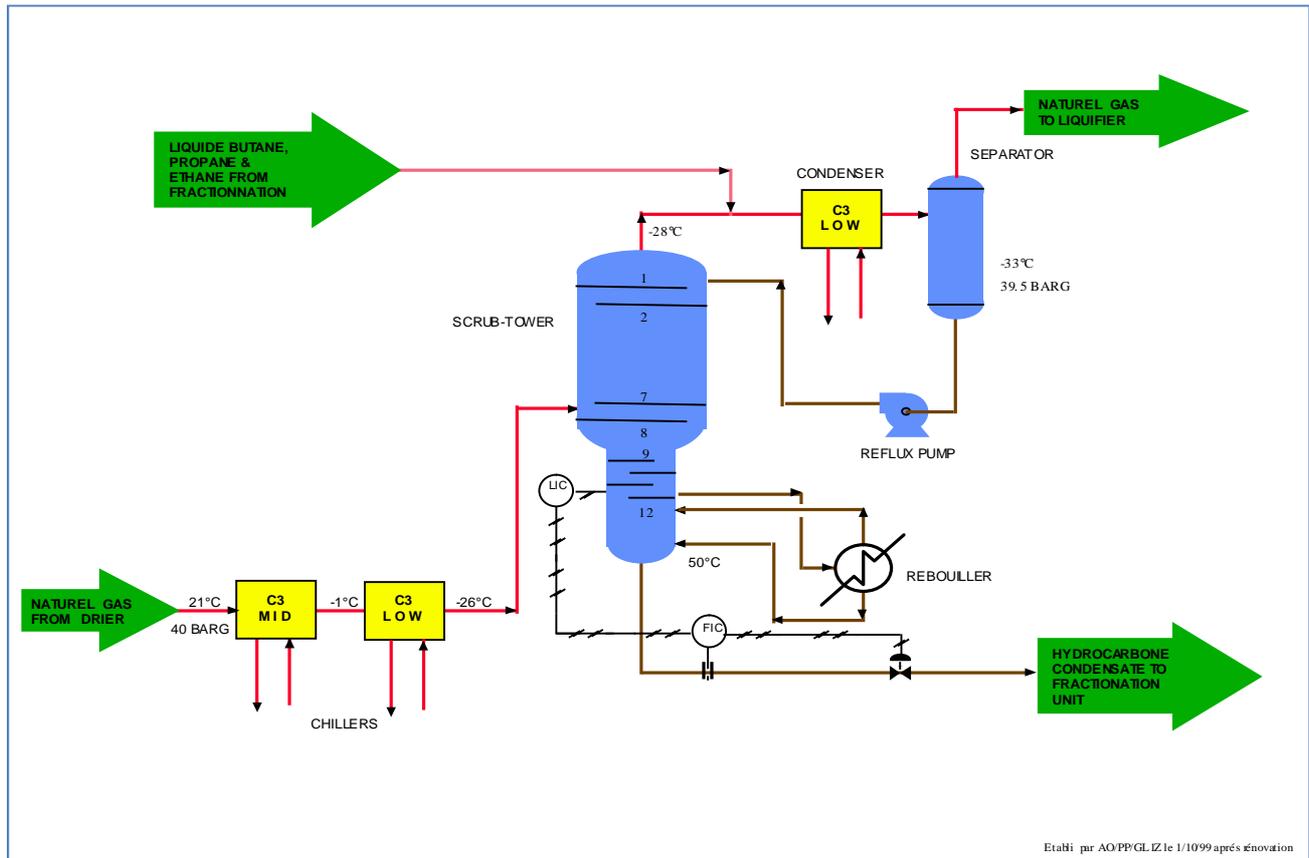


Figure II. 3 : Section de séparation [9].

II. 3. 8 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 process. Cette section est constituée de quatre colonnes de distillation. (Chaque colonne a un rebouilleur, un condenseur et un ballon de reflux) [9].

- **Déméthanisation**

Les composés légers (C1 et des traces de C2) sont séparés des hydrocarbures lourds

et passent vers le haut de la colonne à contrecourant par rapport à un débit de reflux continu qui s'écoule vers le fond.

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

- **Déethanisation**

Le produit de fond du déethaniseur est fractionné à son tour dans le déethaniseur, 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 dé-propanisation.

- **Dépropanisation**

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.

- **Débutanisation**

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

II. 3. 9 Boucle de propane

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

Enfin, il sera accumulé dans un ballon qui alimente le ballon séparateur **HP-791** et l'échangeur de propane **E-521**. Le propane liquide subit des détentes successives dans

trois ballons de séparation **G-791**, **G-790** et **G-785** respectivement à haute, moyenne et à basse pression. Les vapeurs obtenues après chaque flash sont aspirées par le corps du compresseur, à la pression correspondante. Le propane à moyenne pression alimente le condenseur de tête de la tour de lavage **E - 523**, le premier échangeur **E - 522** et le **E-525 A et B** [9].

II. 3. 10 Boucle MCR

La boucle **MCR** comprend deux étages de compression, un refroidissement à l'eau de mer après chaque refoulement et une séparation avant chaque aspiration. Les vapeurs **MCR** sont aspirées par un compresseur de basse pression et refroidies jusqu'à **38°C** dans l'échangeur à eau de mer pour être séparées dans le ballon séparateur de basse pression. Le compresseur de haute pression aspire les vapeurs du ballon de haute pression et les refoule 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 de haute pression pour alimenter les condenseurs de tête du déméthaniseur, de la tour de lavage et l'échangeur principal. Le tableau (**Tableau II. 1**) suivant représente la composition chimique du réfrigérant Multi-Composant **MCR** [9].

Tableau II. 2 : Composition chimique du réfrigérant Multi-Composant (MCR) [9].

Composants	% Molaire
N₂	3
CH₄	40
C₂H₆	54
C₃H₈	3

II. 3. 11 Section de liquéfaction

La liquéfaction du **GN** est réalisée dans l'échangeur principal au moyen d'un réfrigérant mixte **MCR** (**Figure II. 4**).

Le gaz naturel d'alimentation quitte le séparateur de la tour de lavage avec une pression effective de **39 bars** et une température de **- 34°C** pour pénétrer dans l'échangeur principal. Il reçoit un appoint d'éthane, propane et butane afin d'assurer les contrôles de la qualité du **GNL** à produire. Le gaz est subdivisé en deux flux dont le

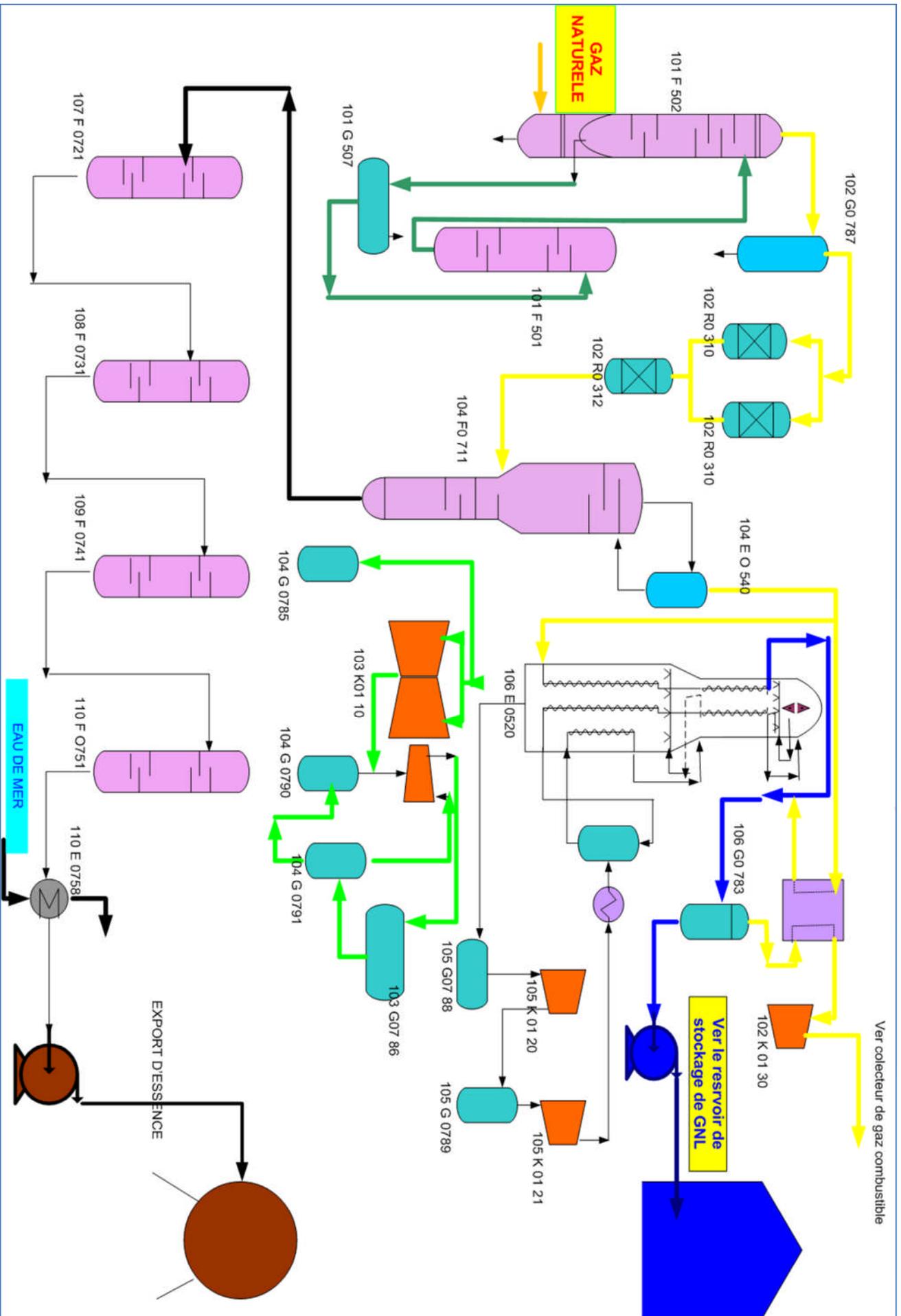
plus important (**90%**) pénètre par le fond de l'échangeur à l'intérieur d'un faisceau de tubes, où il circule en flux parallèle avec le **MCR** (vapeur et liquide).

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

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

Le **GNT** traverse l'échangeur principal en passant par des zones de plus en plus froides. Le **GNL** produit sort à l'état liquide à une température de **-150°C** et une pression effective de **25 bars**; il pénètre alors dans le désazoter en passant par une vanne de détente qui permet de réduire sa pression effective à **0,3 bar** et sa température à **-162°C**. Le deuxième flux de gaz d'alimentation (**10%**) quitte la colonne de séparation pour passer dans un échangeur de gaz et de rejet où il est totalement condensé par la vapeur issue du ballon de flash d'azote. Il quitte alors l'échangeur à **-159°C** afin de rejoindre le flux de **GNL** produit par l'échangeur principal. Le gaz de réfrigération issu de l'échangeur de gaz et de rejet est envoyé vers le réseau de gaz combustible ou vers le réseau de torche. Le **GNL** produit s'écoule du ballon de flash d'azote et il est refoulé vers trois réservoirs de stockage de **GNL** par des pompes spécialement adaptées [9].

Figure II. 4 Section de liquéfaction. [9]



Chapitre III

Descriptions de l'unité de l'élimination de CO₂

III. 1 Généralités sur le dioxyde de carbone

III. 1. 1 Définition

Le CO₂ est le symbole chimique de la molécule de dioxyde de carbone, également appelée **anhydride** de carbone ou gaz carbonique. Cette molécule est constituée d'un atome de carbone (**symbole chimique C**) et de deux atomes d'oxygène (**symbole chimique O**), d'où son nom. [15]

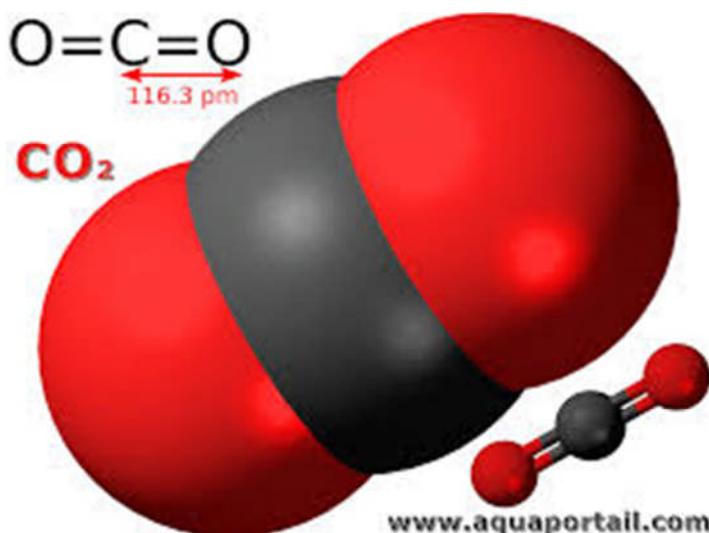


Figure III.1 Schéma de la structure moléculaire de CO₂.

III. 1. 2 les 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 ainsi que sa saveur aigrelette 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**). [15] **Tableau. I. 1.**

Tableau. III. 1. Les propriétés physico-chimiques du CO₂ [16].

Caractéristiques chimiques	
Formule chimique	CO₂
Poids moléculaires	44 g/mol
Densité à 0 ° et 101 kPa*	1.98 kg/m³
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 Rôle de la section de décarbonatation

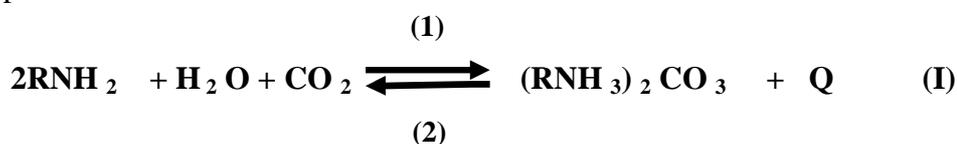
Cette épuration se fait dans le but d'éviter le colmatage du système par la solidification du CO₂ dans les sections froides situées en aval du procédé de liquéfaction.

Le principe d'élimination du gaz carbonique à une teneur maximale de **90 ppm** est mis en œuvre par un procédé d'absorption conduit dans une colonne d'absorption **F-502 à 27** plateaux à haute pression (**42 bars**) et basse température (**38 °C**) [12].

III. 3 Caractéristiques de la réaction chimique

Le gaz carbonique est extrait du gaz naturel par lavage de celui-ci à contre-courant dans une colonne par une solution aqueuse à **15 à 20 % de MEA**.

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



R: C₂H₄OH.

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



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

III. 4 Description générale de la section décarbonatation

Cette section est composée des équipements suivants. [13] :

- 01 - Colonne d'absorption de la MEA X01-F-502.
- 02 - Préchauffeur de gaz X01-E-506.
- 03 - Ballon de détente MEA X01- G-507.
- 04 - Pompe de la solution MEA X01-J-505.
- 05 - Échangeur de la solution MEA X01-E-503A et E503B
- 06 - Refroidisseur de la solution MEA X01-E-504.
- 07 - Turbo-pompe MEA X01-J-503.
- 08 - Moto-pompe MEA X01-J-504.
- 09 - Filtre à charbon X01-P-501.
- 10 - Filtre à cartouche X01-P-502.
- 11 - Épuration MEA X01-E-505.
- 12 - Condenseur de tête de MEA X01-E-501.
- 13 - Colonne de régénération de MEA X01-F-501.
- 14 - Séparateur gaz acide X01-G-502.
- 15 - Pompe de retour X01-J-506.
- 16 - Système anti-mousse X01-R-502.
- 17 - Inhibiteur de corrosion X01-R-503.

III. 5 Caractéristiques des principaux équipements

III.5. 1 Absorbeur de MEA

Constitué de **27** plateaux d'origine (**modifié en tête avec suppression de 4 plateaux pour installer le système de lavage**). La pression de service **42 bars**, concentration de MEA entre **12 et 15 %** et la température **38 °C** [13].

III. 5. 2. Régénérateur

Le régénérateur a **21** plateaux, la pression de service est de **0,7 bars**, et la température de fond égale à **118 °C**, et celle de tête de **108 °C** [13].

III. 5. 3 Pompes MEA

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

III. 5. 4. Pompe gaz acide J-506

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

III. 5. 5 Condenseur de tête E-501

La pression de service est de **0,7 bars**, la pression maximale de **5 bars**, la température d'entrée égale à **110 °C**, et la température de sortie à **69 °C**, la température maximale de **135 °C** [13].

III. 5. 6. Épurateur 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** [13].

III. 5. 7 Rebouilleur E-502

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

III. 5. 8 Refroidisseur E-504

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

celle de **MEA** de sortie est de **40 °C** [13].

III. 5. 9 Échangeur de solution de MEA E-503 A/B :

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

III. 5. 10 Filtre à charbon P-501

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

III. 5. 11 Pompe de lavage J-510/511

La capacité du système **64,6 m³**, la température d'aspiration comprise entre **38 °C** et **45 °C**, la vitesse est de **3700 tr/min**, et la capacité de la pompe est de **19 litres/h** [13].

III. 6 Procédé d'absorption du CO₂

Le gaz naturel d'alimentation pénètre dans l'unité avec une pression contrôlée à **42 bars**. Le gaz et tout d'abord admis dans une section de séparation rapide située au fond de l'absorbeur **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 **CO₂** pénètre elle aussi dans l'absorbeur à **38 °C** et une pression légèrement supérieur à **42 bars**, et son débit est régulé à **54.000 kg/h**. 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 [12].

III. 7 Gaz naturel d'alimentation

A. But et principe

La décarbonatation du gaz naturel a pour but d'éliminer l'anhydride carbonique « CO₂ » contenu dans le gaz naturel jusqu'à un niveau inférieur à **90 ppm molaires**, afin d'éviter les obstructions dans les parties froides ; des installations fonctionnant aux basses températures dans les unités de liquéfaction du gaz naturel, la décarbonatation du gaz naturel est un procédé de chimisorption (**physico-chimique**).

- L'un physique servant à transformer le constituant désiré de la phase vapeur à la phase liquide, sous l'influence de la différence des pressions partielles ou des concentrations du constituant considéré (**facteur de potentialité**).
- L'autre chimique a pour rôle de faire disparaître le constituant dissout dans la phase liquide. Grâce aux réactions chimiques qui interviennent dans cette phase, en vue de ralentir l'établissement de l'équilibre et permettre ainsi au processus physique de continuer à se dérouler.

B. Circuit du gaz naturel

Le gaz naturel d'alimentation est acheminé vers la section par une ligne de **20''** réglée par un régulateur de pression à **42.4 bars**. Il entre dans la partie basse de l'absorbeur à **MEA X01-F-502** par une section de séparation des liquides où les hydrocarbures liquides et les impuretés entraînés sont séparés du courant de gaz d'alimentation.

Les hydrocarbures liquides s'accumulent au fond du séparateur de liquides. Le niveau du liquide est réglé par un régulateur de niveau qui envoie le liquide au système de décantation des hydrocarbures.

Le gaz séparé traverse un éliminateur de buée qui est aussi prévue dans la section de séparation comme une protection supplémentaire contre l'entraînement de liquide dans le gaz.

Le gaz d'alimentation passe ensuite dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation **X01-E-506** ou sa température est élevée si nécessaire à **38 °C** à l'aide de vapeur à **3.45 bar g**. On injecte la vapeur à **62 bars** dans le gaz d'alimentation par un branchement placé à la sortie du préchauffeur de gaz d'alimentation afin de régler la teneur en eau dans l'absorbeur à **MEA X01-F-502** et de saturer le gaz sec avant son entrée dans la colonne.

Le gaz naturel d'alimentation pénètre dans l'absorbeur à **MEA X01-F-502** sous le plateau à soupapes inférieur et s'élève en traversant **27** plateaux à soupapes, à **contre-courant** d'une solution aqueuse de **MEA** qui descend dans la colonne.

Le dioxyde de carbone (CO₂) est absorbé par la solution de **MEA** ; et avant de quitter l'absorbeur à **MEA X01-F-502**, le courant de gaz traverse un éliminateur de buées qui retient le reste de la solution de **MEA** qui pourrait être entraîné par le courant de gaz d'alimentation à une température de **38 °C**.

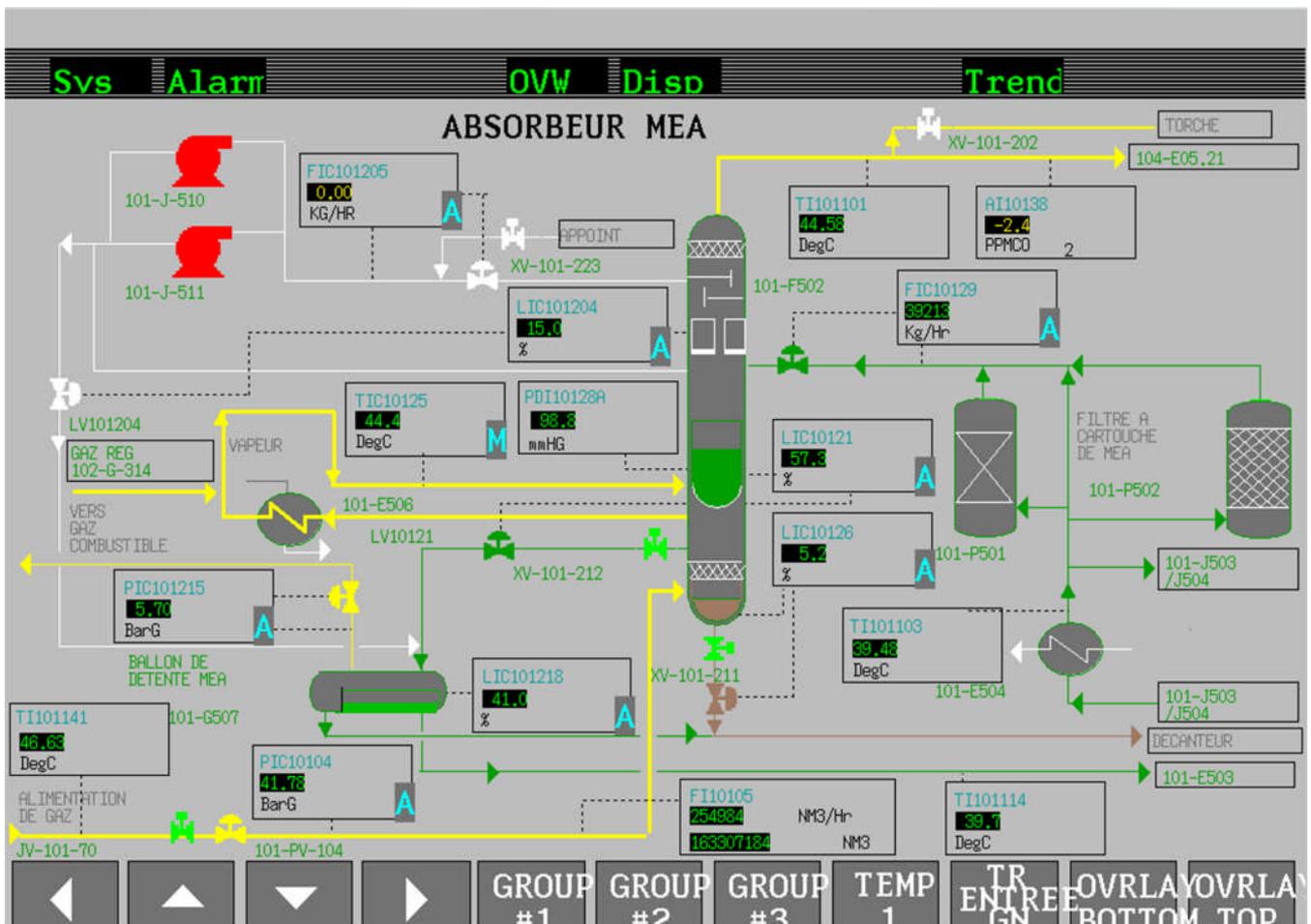


Figure III. 2. schéma représente le procédé de décarbonatation du gaz (l'absorbeur F-502) [1].

III. 8 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.

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

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

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 [12].

III. 10 Stockage de la solution

On stocke la solution de **MEA** de concentration de **15 % à 20 %** dans deux réservoirs de stockage **G-501 et G-505**. Le réservoir **G-501** fournit la solution de base et d'appoint des trains **100, 200, 300**, tandis que **G-505** alimente les trains **400, 500, 600**.

Chaque section d'élimination du **CO₂** est munie d'un puisard à **MEA**, **X01-G-504**, et d'une pompe de puisard à **MEA X01-J-505**. Ces derniers sont associés aux réservoirs de stockage pour le transfert de la solution, et la dilution de la **MEA** pure dans les condensats. Le puisard est également employé pour recueillir la solution de **MEA** évacuée des équipements de la section:

- Le régénérateur **X01-F-501**.
- Le rebouilleur de **MEA X01-E-502**.
- L'échangeur thermique à la solution de **MEA X01-E-503**.
- L'absorbeur **X01-F-502**.
- Le filtre à charbon actif **X01-P-501**.

La pompe de puisard à **MEA X01-J-505** peut transférer la solution à son propre circuit, à l'épuration de **MEA**, et aussi à un autre train de process ou au réservoir de stockage de **MEA** [12].

III. 11 Principaux problèmes rencontrent dans le système MEA

Dans la section de décarbonatation, du gaz naturel, l'utilisation de la solution de la **MEA**, peut provoquer des sérieux problèmes si on ne l'utilise pas convenablement.

Ces problèmes peuvent avoir des répercussions nuisibles sur le traitement ultérieur du gaz, par conséquent le rendement global de l'unité accuse une baisse relativement importante.

Les problèmes importants rencontrés sont les suivants [14] :

III. 11. 1 Problème de dégradation de la MEA

La dégradation de la **MEA** peut entraîner les conséquences d'une mauvaise absorption du **CO₂**. Les produits formés lors de la dégradation de la **MEA** sont généralement moins volatiles et peuvent être séparés de la solution par vaporisation.

III. 11. 2 Problème de la corrosion

La corrosion constitue le problème le plus grave dans les unités à éthanol amine, l'étendue est le type de corrosion rencontré dans les systèmes **MEA** dépendent d'un certain nombre de facteurs tels que le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution, les pressions et les températures qui règnent dans les différentes parties du système.

III. 11. 3 Problème de contamination

La contamination de la **MEA** a une grande influence non seulement sur les équipements, mais aussi sur les processus.

Les chlorures provoquent la dégradation partielle de la solution, ce qui rend la réaction entre la solution **MEA** et **CO₂** non parfaite, d'où mauvaise absorption de **CO₂**, il faut que la quantité des chlorures soit négligeable.

III. 11. 4 Problème de moussage

On définit la mousse comme un système micro-hétérogène composé d'une phase dispersée gazeuse et d'un milieu dispersant liquide tirée en pellicules.

La **MEA** a une tension superficielle de **48,8 erg/cm²** à **20 °C** tandis que celle de l'eau à la même température est de **72,6 erg/cm²**, les solutions aqueuses de la **MEA** sont à caractères moussants même s'elles sont propres, c'est pourquoi l'augmentation de la concentration de la solution en **MEA** fournit le moussage d'une part et augmente les pertes de la **MEA** d'autre part.

Il est recommandé d'opérer à des concentrations aussi basses que possible, ce qui permet d'avoir une solution de **MEA** à une haute tension superficielle.

Lors du moussage, les espacements entre les plateaux et les déversoirs sont totalement remplis de mousse, le liquide ne peut plus absorber le **CO₂** qui crée le bouchage au niveau

des échangeurs cryogéniques.

Les différents promoteurs de moussage reconnus sont les suivants :

- Matières premières finement divisées ou solides en suspension.
- Hydrocarbures lourds condensés.
- Particules étrangères provenant des inhibiteurs de corrosion, de la présence des graisses où d'impuretés dans l'eau.
- Produits de dégradation de la **MEA**.

III.11.5. Engorgement de la colonne :

Ce phénomène est comparable à celui de l'inondation, mais rien que la zone de déversement est engorgée à cause d'un débit de liquide élevé et le liquide ne se stabilise pas d'une manière plus ou moins longue sur le déversoir. Cet engorgement provoque l'augmentation de la pression dans la colonne qui est due :

- Au niveau du liquide de plus en plus haut sur les plateaux.
- Au manque de souplesse des clapets qui soient bouchés, soient gênés dans leurs courses par une texture fibreuse provoquant généralement de la polymérisation de l'oxyde d'éthylène.

III. 12 Système d'injection de produit anti-mousse

La solution anti-mousse est injectée par le système **X01-R-502** dans la solution de **MEA** à très faible débit pour contrôler le moussage dans le circuit de séparation de **CO₂** à la **MEA**. On a reconnu qu'une injection trop importante aggrave les conditions de moussage parce que des particules solidifiées se collent aux plateaux.

Le moussage peut être la conséquence soit de variations excessivement rapides de débit de la solution, soit de l'accumulation d'impuretés dans le réseau.

Le moussage est mis en évidence par [5] :

- Une perte de charge à la traversée des plateaux de **X01-F-502**.
- L'augmentation de la quantité de liquide dans le séparateur des sécheurs **X02-G-787**.
- Une perte de charge à la traversée de la colonne **X01-F-501**.

L'augmentation de la quantité de liquide dans le ballon de gaz acide **X01-G-502** après que la colonne du régénérateur s'est obstruée.

III. 13 Modifications réalisées après rénovation

III. 13. 1 Système de Lavage

Située en tête de la colonne d'absorption, cette section a pour rôle d'empêcher les entraînements de **MEA** afin d'éviter la contamination du tamis moléculaire des sécheurs.

Cette contamination par la **MEA** diminue l'efficacité du tamis moléculaire et réduit sa durée de vie. Les plateaux n° **1** et **2** ont été éliminés et remplacés par d'autres types de plateaux qui permettent de maintenir un niveau d'eau déminéralisée circulant en circuit fermé par l'intermédiaire de **2** pompes (une en service la 2eme à l'arrêt) **X01-J-510** et **X01-J-511** [5].

III. 13. 2 Ballon de détente de MEA

Suite aux problèmes répétitifs d'érosion de la cage de la vanne de contrôle **X01-LV-121** de niveau de l'absorbeur à cause de la détente de **40 bar g (absorbeur)** à **0.7 bar g (régénérateur)** un ballon intermédiaire a été installé pour éviter le phénomène d'érosion interne des vannes et des dommages de la plaque séparatrice supérieure du régénérateur.

Ce ballon est muni [5] :

- d'une vanne de contrôle de pression **PV121** consignée à **8 bar g** ; elle décharge vers le réseau fuel gaz.
- Une vanne de contrôle de niveau **LV1218 du ballon X01-G-507**.
- Une séparation interne est réalisée pour permettre l'évacuation vers le décanteur d'hydrocarbures.

III. 13. 3 Modifications sur les pompes MEA

Les pompes de la solution de **MEA** pauvre **X01-J-503** et **504** ont été modifiées avec un débit de **63 m³/h** avec une pression de **51.6 bars**. En plus de la nouvelle turbine avec régulateur **Wood Word hydraulique** pour réguler la vitesse [5] .

III. 13. 4 Système d'injection d'inhibiteur de corrosion

L'injection d'inhibiteur de corrosion **X01-R-503** consiste en une nouvelle pompe **R.53J** reliée au bac de mélange existant. Celui-ci ayant une capacité de **380 litres** et équipé d'un agitateur entraîné par un moteur électrique.

La pompe doseuse **X01-R-503J** à un débit maximum égale à **19 L/h**. Elle est équipée d'un système d'ajustement.

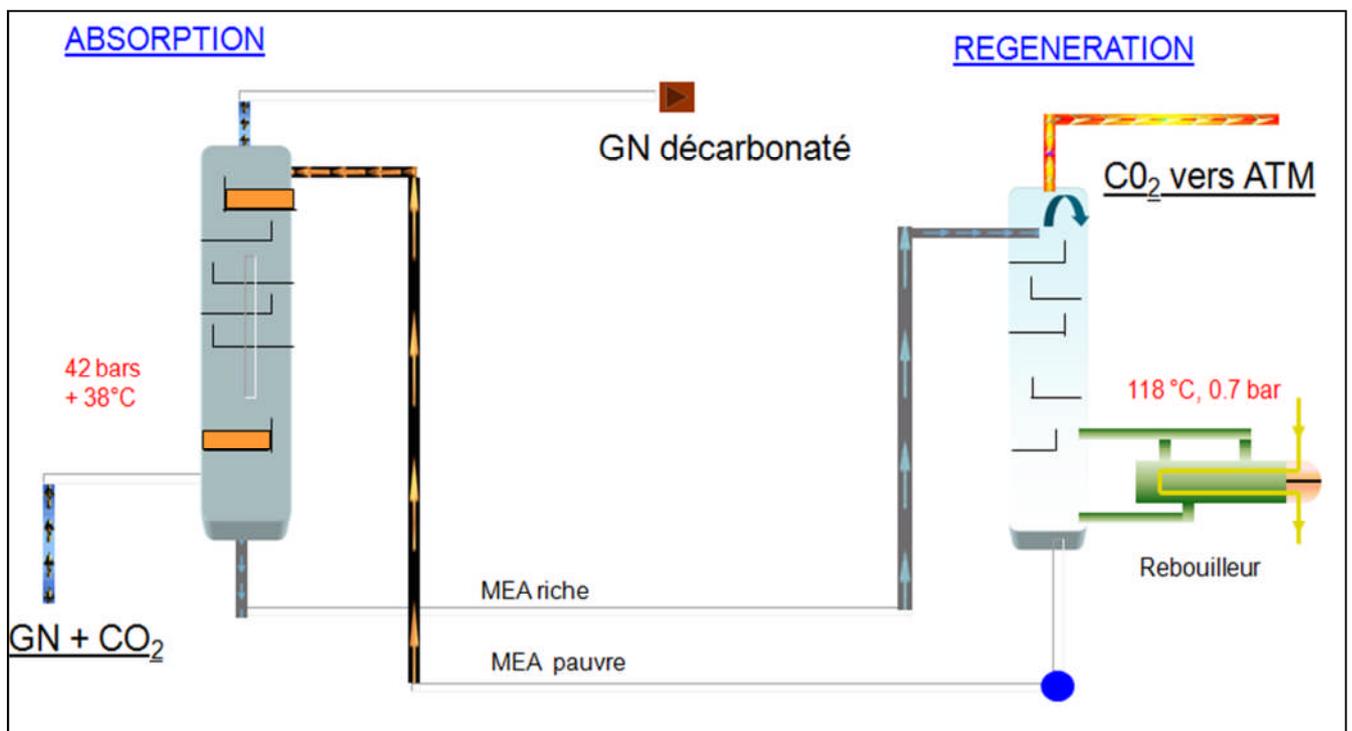


Figure III. 4. schéma global résume le procédé de décarbonatation du gaz [1].

Chapitre **IV**

*Etude et vérification des performances
de l'unité de décarbonatation*

IV. 1 Bilan quantitatif et bilan qualitatif

IV. 1.1 Introduction

Afin de déterminer si la quantité et la qualité de CO_2 récupérée répond aux besoins et aux exigences des clients, on a jugé utile d'effectuer tout d'abord un certain nombre de calcul de bilans autour des deux colonnes d'absorption et de régénération de solvant de la section de décarbonatation, devant être conçues pour traiter le gaz naturel du complexe **GL1/Z**.

Ces mêmes bilans vont nous permettre de proposer les différents équipements de l'unité de récupération et leurs dimensions.

IV. 1. 2 Bilan quantitatif

Pour le calcul de la quantité de CO_2 récupéré pour 100% de charge, on a établie des bilans de matières autour des deux équipements clés de la section de décarbonatation (colonnes d'absorption et de régénération) suivants le schéma représenté sur la **figure IV. 1** [17].

a. Bilan autour de la colonne d'absorption

$$\text{Bilan global} \quad : \quad G_e + L_e = L_1 + G_n \quad (1)$$

$$\text{Bilan sur le } \text{CO}_2 \quad : \quad G_e Y_{e,\text{CO}_2} + L_e X_{e,\text{CO}_2} = L_1 X_{1,\text{CO}_2} + G_n Y_{n,\text{CO}_2} \quad (2)$$

G_e : Débit du gaz d'alimentation (Nm^3/h).

V_G : Volume molaire du mélange GN en (Nm^3/kmol).

Y_{e,CO_2} : Concentration molaire du CO_2 dans le gaz d'alimentation à l'entrée de l'absorbeur.

G_n : Débit de gaz à la sortie de l'absorbeur.

Y_{n,CO_2} : Concentration molaire de CO_2 dans le gaz d'alimentation à la sortie de l'absorbeur.

L_e : Débit de la solution aqueuse à l'entrée de l'absorbeur (**MEA pauvre**).

X_{e,CO_2} : Concentration molaire du CO_2 dans la solution MEA à l'entrée de l'absorbeur.

L_1 : Débit de la solution aqueuse à la sortie de l'absorbeur (MEA riche).

X_{1,CO_2} : Concentration molaire du CO_2 dans la solution MEA à la sortie de l'absorbeur.

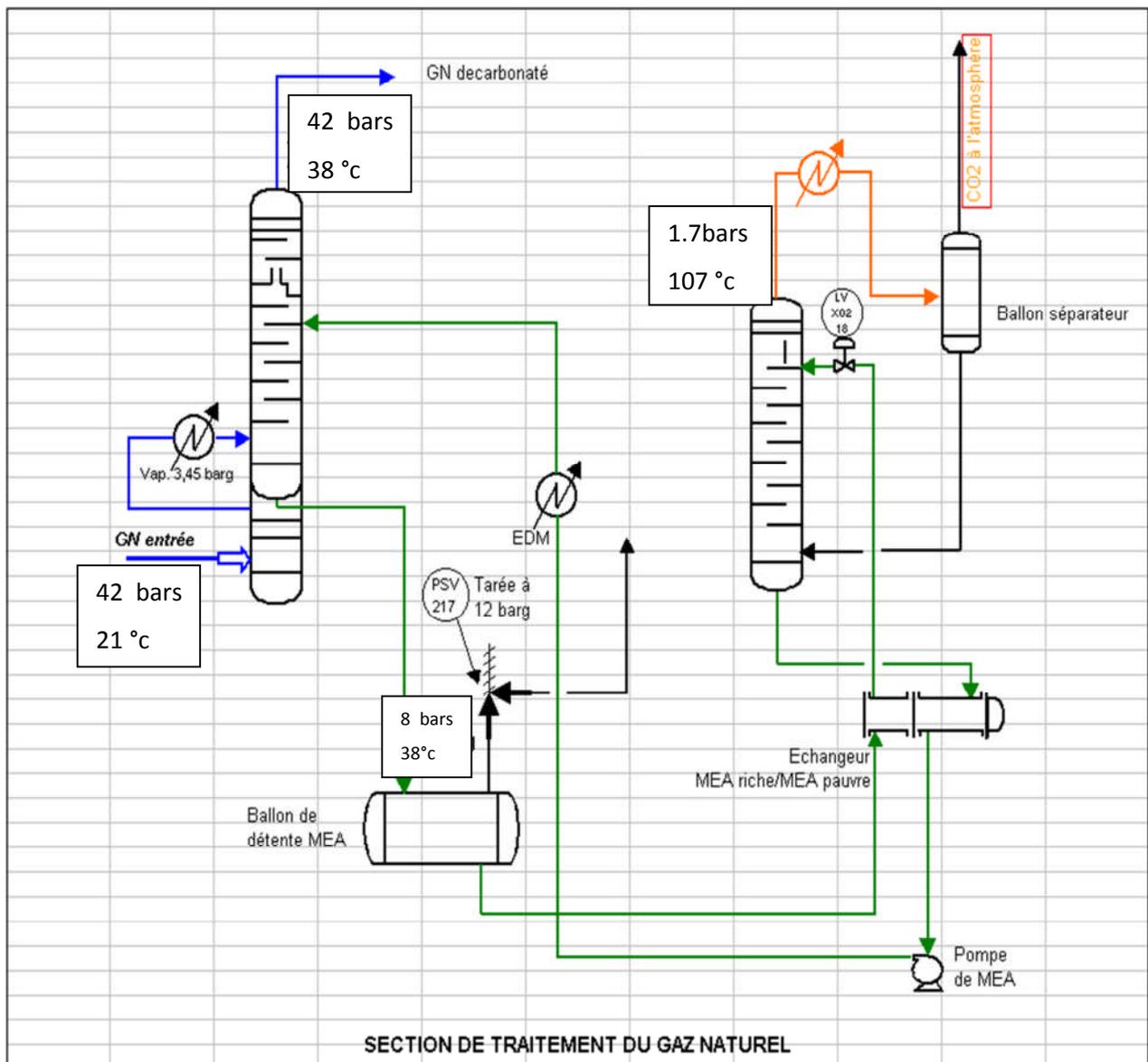


Figure IV.1 absorbeur et régénérateur de MEA [1].

Le tableau suivant présente les prélèvements des débits volumiques de gaz d'alimentation.

Tableau IV.1 les débits volumiques du gaz naturel [19].

Date	Débit de gaz naturel (N m ³ /h)
06/03/2016 à 15 :01	226802,28
06/03/2016 à 19 :01	225575,98
07/03/2016 à 03 :01	220129,05
07/03/2016 à 13 :01	224303,56
07/03/2016 à 19 :01	224929,28
08/03/2016 à 00 :01	219353,42

Sachant que :

- Le débit moyen du gaz naturel d'alimentation à **100%** de charge et de **223515,595 Nm³/h**.
- La concentration molaire de **CO₂** dans le gaz d'alimentation à la sortie de l'absorbeur ne dépasse pas **90 ppm**.
- La concentration molaire de **CO₂** dans le gaz d'alimentation à l'entrée de l'absorbeur est de **0,21%** molaire.

Tableau IV.2 Compositions molaires moyennes annuelles du gaz naturel [3].

Composants	Formules Chimiques	% Molaire
Hélium	H ₂	0,19
Nitrogène	N ₂	5,61
Oxyde Carbonique	CO ₂	0,21
Méthane	C ₁ H ₄	83,22
Ethane	C ₂ H ₆	7,69
Propane	C ₃ H ₈	2,03
Iso -Butane	iC ₄ H ₁₀	0,36
Nor-Butane	nC ₄ H ₁₀	0,46
Iso-Pentane	iC ₅ H ₁₂	0,09
Nor-Pentane	nC ₅ H ₁₂	0,10
Hexane	C ₆ +	0,04

On utilise le tableau suivant pour les conversions des débits.

Tableau IV.3 Volume molaire de gaz naturel pour 100% de charge [20].

Composants	Fraction molaire	Volume molaire (Nm ³ /Kmol)	Fraction du volume molaire (Nm ³ /Kmol)
CO ₂	0,21	22 .260	0.047
H _e	0,19	22.4	0.043
N ₂	5,61	22.4	1.257
C ₁ H ₄	83,22	22.380	18.625
C ₂ H ₆	7,69	22.170	1.705
C ₃ H ₈	2,03	21.840	0.443
iC ₄ H ₁₀	0,36	21.780	0.078
nC ₄ H ₁₀	0,46	21.500	0.099
iC ₅ H ₁₂	0,09	21.030	0.019
nC ₅ H ₁₂	0,10	20.860	0.021
C ₆ ⁺	0,04	20.300	0.008
TOTAL	100		22.345

La quantité de CO₂ dans la MEA riche est calculée comme suit :

$$L_1 X_{1,CO_2} = \tau_a G_e Y_{e,CO_2} + L_e X_{e,CO_2}$$

Et $L_e X_{e,CO_2} = (1-\tau_r) L_1 X_{1,CO_2}$

$$L_1 X_{1,CO_2} = \tau_a G_e Y_{e,CO_2} + (1-\tau_r) L_1 X_{1,CO_2} ,$$

Avec : $\tau_r = \tau_a$

$$\rightarrow L_1 X_{1,CO_2} = G_e Y_{e,CO_2} = 223515,595 * 0.0021 = 469.38 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$G_e Y_{e,CO_2} = 21.086 \text{ Kmole/h}$$

Donc la quantité de CO₂ présente dans la MEA riche est égale à :

$$L_1 X_{1,CO_2} = 21.086 \text{ Kmole/h.}$$

- Les quantités de MEA pure et d'eau sont calculées comme suit

Le tableau suivant présente les prélèvements des débits massiques du MEA pauvre.

Tableau IV.4 Les débits massiques de la MEA pauvre [19].

Date	Le débit du MEA pauvre (Kg/h)
06/03/2016 à 15 :01	37994,52
06/03/2016 à 19 :01	38273,68
07/03/2016 à 03 :01	38213,29
07/03/2016 à 13 :01	38979,08
07/03/2016 à 19 :01	38274,88
08/03/2016 à 00 :01	38047,65

$L'_{\text{MEA}}(\text{solution}) = 38297,18 \text{ Kg/h}$ (donnée), le débit massique moyen du MEA pauvre

$$L'_{\text{MEA}}(\text{pure}) = 38297,18 * 0,15 = 5744,577 \text{ Kg/h}$$

$$M_{\text{MEA}} = 61,08 \text{ Kg/kmol}$$

$$L'_{\text{MEA}}(\text{pure}) = 5744,577 / 61,08 = 94,05 \text{ Kmole/h}$$

$$L(\text{EAU}) = L'_{\text{MEA}}(\text{solution}) - L'_{\text{MEA}}(\text{pure})$$

$$L(\text{EAU}) = 38297,18 - 5744,577$$

$$L(\text{EAU}) = 32552,603 \text{ Kg/h} \quad \text{avec } M_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \text{ Kg/kmol}$$

$$L(\text{EAU}) = 32552,603 / 18 = 1808,48 \text{ Kmole/h}$$

Les débits de solvant à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur (L_e, L_1) sont ensuite calculés connaissant la quantité de la MEA pure, de l'eau et de CO_2 contenus de la solution aqueuse de solvant en circulation.

A l'entrée de l'absorbeur la solution aqueuse de MEA contient les quantités suivantes

$$L_{e,\text{MEA}} = 94,05 \text{ Kmole/h} ; L_{e,\text{eau}} = 1808,48 \text{ Kmole/h}$$

Et celle du CO_2 résiduel représentant 0,87% soit :

$$L_{e,CO_2} = 0.0087 * 21.086 = 0.1834482 \text{ Kmol/h.}$$

➤ Donc le débit de solvant à l'entrée de l'absorbeur L_e c'est la contribution des trois constitutions :

$$L_e = 94.05 + 1808.48 + 0.1834482 = 1902.71 \text{ kmol/h}$$

Ce qui permet d'en déduire les fractions molaires des trois constituants de la solution aqueuse de MEA pauvre :

$$X_{e,MEA} = 94.05 / 1902.71 = 0.0494 = 4.94 \%$$

$$X_{e,eau} = 1808.48 / 1902.71 = 0.9505 = 95.05 \%$$

$$X_{e,CO_2} = 0.1834482 / 1902.71 = 0.000096 = 0.0096 \%$$

➤ A la sortie de l'absorbeur la solution aqueuse contient :

$$L_{e,MEA} = 94.05 \text{ kmol/h; } L_{e,eau} = 1808.48 \text{ kmol/h}$$

$$L_{1,CO_2} = 21.086 \text{ Kmol/h.}$$

Soit :

$$L_1 = 94.05 + 1808.48 + 21.086 = 1923.616 \text{ Kmol/h.}$$

De la même manière on peut calculer les fractions molaires des trois constituants :

$$X_{e,MEA} = 94.05 / 1923.616 = 0.04889 = 4.89 \%$$

$$X_{e,eau} = 1808.48 / 1923.616 = 0.94014 = 94.014 \%$$

$$X_{e,CO_2} = 21.086 / 1923.616 = 0.01096 = 1.096 \%$$

➤ **Détermination de la quantité du CO₂ dans le gaz décarbonaté :**

Données :

La fraction du CO₂ dans la MEA pauvre.....(1)

$$X_{e,CO_2} = 0.1834482 / 1902.71 = 0.000096 = 0.0096 \%$$

La fraction du CO₂ dans la MEA riche.....(2)

$$X_{e,CO_2} = 21.086 / 1923.616 = 0.01096 = 1.096 \%$$

La quantité du CO₂ éliminée est calculée comme suit :

$$(2) - (1) = 1.096 - 0.0096 = 1.0864\% = 0.010864.....(3)$$

$$(3) * L_1 = 0.010864 * 1923.616 = 20.898 \text{ Kmol/h}$$

La quantité du CO₂ restée dans la MEA pauvre et le gaz décarbonaté est ;

$$L_{CO_2 \text{ rst}} = L_{1,CO_2} - L_1 \implies L_{CO_2 \text{ rst}} = 21.086 - 20.898 = 0.188 \text{ Kmol/h}$$

Sachant que la quantité du CO₂ résiduel est :

$$L_{e,CO_2} = 0.0087 * 21.086 = 0.1834482 \text{ Kmol/h}$$

Donc la quantité du CO₂ sortante avec le gaz décarbonaté est calculée :

$$L_s = L_{CO_2 \text{ rst}} - L_{e,CO_2} \implies L_s = 0.188 - 0.1834482 = 0.004518 \text{ Kmol/h}$$

$$L_s = 0.004518 * 22.26 = 0.10057 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Le tableau suivant présente les prélèvements des débits volumiques du gaz décarbonaté.

Tableau IV.5 Les débits volumiques du gaz décarbonaté [19].

Date	Le débit de gaz décarbonaté (Nm ³ /h)
06/03/2016	224119,20
06/03/2016	222631
07/03/2016	222315
07/03/2016	216113
07/03/2016	221741
08/03/2016	197181

Donc le débit moyen du gaz décarbonaté est : $G_n = 217350 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (donnée)

Alors la teneur du CO_2 dans le gaz décarbonaté est :

$$Y_{n,\text{CO}_2} = L_s / G_n = 0057 / 217350 = 46 \text{ ppm}$$

- **Interprétation**

La teneur du CO_2 dans le gaz décarbonaté est inférieure à **90 ppm**.

b. bilan autour de la colonne de régénération

Bilan global: $L_1 = D + w$

Bilan sur le CO_2 : $L_1 X_{1,\text{CO}_2} = D Y_{D,\text{CO}_2} = W_n X_{w,\text{CO}_2}$

Le débit de CO_2 récupéré en tête de la colonne est :

$$D_{\text{CO}_2} = D Y_{D,\text{CO}_2} = \tau_r L_1 X_{1,\text{CO}_2}$$

$$D_{\text{CO}_2} = 0,95 * 1923.616 * 0.01096 = 20.0287 \text{ Kmol/h.}$$

Etant donné que le gaz quittant le ballon de reflux ne contient que la vapeur d'eau non condensée et du CO_2 , le calcul du débit d'eau entrainé sous forme de vapeur avec le CO_2 permet de déterminer le débit total du distillat D ainsi que sa composition : Y_{D,CO_2} , $Y_{D,\text{eau}}$

$$D = D_{\text{H}_2\text{O}} + D_{\text{CO}_2}$$

$$D_{\text{H}_2\text{O}} = D Y_{D,\text{H}_2\text{O}}$$

$$D_{\text{H}_2\text{O}} = (D_{\text{H}_2\text{O}} + D_{\text{CO}_2}) Y_{D,\text{H}_2\text{O}}$$

$$D_{\text{H}_2\text{O}} = D_{\text{CO}_2} (Y_{D,\text{H}_2\text{O}} / (1 - Y_{D,\text{H}_2\text{O}})) \dots\dots\dots(*)$$

Puisqu'on est en phase gazeuse on peut écrire :

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = Y_{D,\text{H}_2\text{O}} \cdot P_T$$

Par ailleurs, la pression partielle de l'eau peut être exprimée par la loi de **RAOULT**, soit :

$$P_{H2O} = X_{H2O} \cdot P^{\circ}_{H2O}$$

Dans nos condition de fonctionnement, seul l'eau est condensée, le CO_2 restant à l'état gazeux, ce qui signifie que :

$$X_{H2O} = 1 \text{ et } X_{CO2} = 0 \rightarrow P_{H2O} = P^{\circ}_{H2O}$$

$$\text{Donc : } P^{\circ}_{H2O} = Y_{D,H2O} \cdot P_T$$

En remplaçant $Y_{D,H2O}$ par sa valeur dans l'équation (*), on aura :

$$D_{H2O} = D_{CO2} (P^{\circ}_{H2O} / (P_T - P^{\circ}_{H2O}))$$

La tension de vapeur de l'eau à une température de $60^{\circ}C$ égale à **0.196 ATM**

$$D_{H2O} = 20.0287 (0.196 / (1.28 - 0.196)) = 3.62 \text{ Kmol/h}$$

La quantité d'eau dans le distillat est : $D_{H2O} = 3.62 \text{ Kmol/h}$

Le débit de distillat total est :

$$D = 20.0287 + 3.62 = 23.6487 \text{ Kmol/h}$$

$$D = 23.6487 * 44.01 = 1040.78 \text{ kg/h}$$

Sa composition molaire serait :

$$Y_{D,H2O} = 3.62 / 23.6487 = 0.153 = 15.3 \%$$

$$Y_{D,CO2} = 20.0287 / 23.6487 = 0.8469 = 84.69 \%$$

Tableau IV.6 quantité de CO_2 rejetée par train pour 100%.

Production du train	Débit GN (Nm ³ /h)	Débit GN (Kmol/h)	Quantité de CO ₂ (kg/h)	Débit de CO ₂ (Nm ³ /h)	Quantité de CO ₂ (tonne/jour)	Quantité de CO ₂ (tonne/an)
100%	223515,595	935,52	881.46	445.84	21.155	7721.575

Tableau IV .7 quantité totale de CO₂ rejeté pour 100%.

Production	100% de production (tonne/an)
Total (6 train)	46329.45

IV.1. 3 Bilan qualitatif

La quantité de fluide dégagée vers l'atmosphère au niveau des ballons séparateurs des gaz acides est répertoriée dans le tableau suivant :

TableauIV .8 Composition des rejets du gaz carbonique vers l'atmosphère.

Composants	% molaire
CO ₂	84,69
H ₂ O	15,3

- **Commentaire**

Le CO₂ et l'eau représentent **99,99%** du mélange et **0,01%** représente le reste des hydrocarbures, on peut dire alors que le mélange est binaire.

- **Interprétation**

On déduire qu'il y a une quantité très importante de gaz carbonique qui est rejetée vers l'atmosphère au niveau de section de décarbonatation de ce complexe.

IV. 1. 4 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons pu déterminer la quantité de CO₂ à la sortie de l'absorbeur qui est égale à **881.46 Kg/h**.

Pour arriver à cette valeur on a passé par les bilans quantitatifs entrés de l'absorbeur et le régénérateur de MEA et sa nous a permet d'identifier les paramètres qui suit.

Tableau IV .9 les résultats obtenus

Les paramètres		résultats
la quantité de CO ₂ présent dans la MEA riche		21.086 Kmol/h.
Les quantités de MEA pure 15%		5744.577 kg/h
La quantité d'eau nécessaire à la dilution de la MEA		1808.48 Kmol/h
le débit de solvant à l'entrée de l'absorbeur		1902.71 kmol/h.
A l'entrée	X _{e,MEA}	4.94 %
	X _{e,eau}	95.05 %
	X _{e,CO2}	0.0096 %
La quantité de CO ₂ à la sortie de l'absorbeur		21.086 Kmol/h
A la sortie	X _{e,MEA}	4.89 %
	X _{e,eau}	94.014 %
	X _{e,CO2}	1.096 %
Le débit de CO ₂ récupéré en tête de la colonne de régénération		20.0287 Kmol/h.
La quantité d'eau dans le distillat		3.62 Kmol/h
Le débit de distillat		23. 6487 Kmol/h
la composition molaire du distillat	Y _{D,H2O}	15.3 %
	Y _{D,CO2}	84.69 %
Quantité de CO ₂ Produite par un train		21.155 (tonne/jour)
Total (6 train)		46329.45 (tonne/an)
composition des rejets du gaz carbonique ver l'atmosphère.	CO ₂	84,69 %
	H ₂ O	15,3 %
La teneur du CO ₂ dans le gaz décarbonaté		46 ppm est inférieure à 90 ppm

IV. 2 Dimensionnement de l'absorbeur

Données

- Débit d'entrée gaz riche : 223515.595 Nm³/h
- Température à l'entrée du gaz naturel : 38 °C
- Pression d'entrée du gaz naturel : 42 bars
- Température de MEA : 38 °C
- Débit d'entrée de la MEA pauvre : 38297, 18 Kg/h
- Concentration de MEA : 15%
- Teneur en CO₂ à l'entrée : 0,21%
- Teneur en CO₂ à la sortie : 90 ppm
- Température de MEA à la sortie 42 °C

La masse moléculaire moyenne du gaz naturel :

$$M_{\text{moy}} = \sum Y_i' \cdot M_i, \quad M_{\text{moy}} = 18,955 \text{ Kg/Kmol.}$$

IV. 2. 1 Dimensionnement de l'absorbeur

Le dimensionnement de l'absorbeur concerne de calculer le diamètre, le nombre de plateaux et la hauteur [21].

a. Détermination du nombre de plateaux réels

On détermine le nombre de plateaux par la formule suivante :

$$N = \frac{\log\left(\frac{Y_{\text{CO}_2}^{\text{s}}}{Y_{\text{CO}_2}^{\text{e}}}\right)}{\log(1 - E)}$$

N : Nombre de plateaux

$Y_{\text{CO}_2}^{\text{e}}$: Concentrations molaire de CO₂ dans le gaz riche.

$Y_{\text{CO}_2}^{\text{s}}$: Concentration molaire de CO₂ dans le gaz pauvre.

E : Efficacité d'un plateau pour l'absorbeur à plateau perforé (E = 0,08 - 0,14).

$$N = \frac{\log\left(\frac{90 \cdot 10^{-6}}{0,0021}\right)}{\log(1 - 0,11)} = 27,029$$

Nombre de plateau réel est 27 plateaux.

$N = 27$ plateaux.

b. Calcul du diamètre de l'absorbeur D

Calcul de la vitesse maximale de gaz

$$W_{\max} = K_v \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Avec

W_{\max} : Vitesse maximal du gaz en m / s .

K_v : Facteur de **BROWN** déterminé en fonction de l'espacement entre les plateaux

$K_v = 0,06$.

ρ_L : La masse volumique de la solution liquide ($\rho_L = 997 \text{ kg} / \text{m}^3$ à $t = 38 \text{ }^\circ\text{C}$).

ρ_G : La masse volumique du gaz.

$$\rho_G = \frac{M_m \cdot P \cdot T_0}{22,4 P_0 \cdot T}$$

T : Température de service ($38 \text{ }^\circ\text{C}$).

M_m : Masse moléculaire moyenne du gaz.

P : Pression de service (**42 bars**).

T_0 et P_0 température et pression aux conditions normales ($T_0 = 273 \text{ K}$, $P_0 = 1 \text{ atm}$).

$$\rho_G = \frac{18,955 \cdot 42 \cdot 273}{22,4 \cdot 311} = 31,198 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$$W_{\max} = 0,06 \sqrt{\frac{997 - 31,198}{31,198}} = 0,334 \text{ m/s}$$

Calcul de diamètre

$$D = \sqrt{\frac{4 \bar{V}}{\pi \cdot W_{\max}}}$$

Avec :

\bar{V} : Débit volumique du gaz dans les conditions de service.

$$G = \rho_G \cdot \bar{V}$$

$$\bar{V} = \frac{G}{\rho_G}$$

$$\bar{V} = \frac{223515,595}{31,198 * 3600}$$

$$\bar{V} = 1,99 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 * 1,99}{3,14 * 0,334}} = 2,755 \text{ m}$$

Diamètre réel est de **2,877 m**.

c. Calcul la hauteur de l'absorbeur

Calcul de la hauteur garni par les plateaux

$$H_p = (N - 1) \cdot h$$

h : La hauteur entre deux plateaux (**h = 0,7 m**).

$$H_p = (27 - 1) \cdot 0,7$$

$$H_p = 18,2 \text{ m.}$$

Détermination de la hauteur **H₁**

H₁ : La hauteur de la zone trouvant en dessous du plateau inférieur peut être devise en deux parties.

$$H_1 = H_1^F + H_1' + H_1^S$$

H_1^F : La hauteur de fond qui est déterminée en fonction du diamètre de la colonne.

$$H_1^F = \frac{D}{4} = \frac{2,755}{4} = 0,689 \text{ m}$$

H_1^S : La hauteur de sécurité entre le plateau inférieur et le niveau du liquide ($H_1^S = 1,371 \text{ m}$).

H_1' : La hauteur de tronçon rempli du liquide qui est calculée en fonction de temps de séjour « τ » du liquide au fond de la colonne, le temps est compris entre 05 et 10 min on prend :

$$\tau = 8 \text{ min.}$$

$$H_1' = \frac{V_1}{S_1}$$

V_1 : Volume de l'absorbant (Kg/h).

S_1 : La section libre entre les plateaux.

$$V_1 = \frac{L_{AR} \cdot \tau}{60 \cdot \rho_{MEA}}$$

$$V_1 = \frac{38297,18 \cdot 8}{60 \cdot 997} = 5,12 \text{ m}^3$$

$$S_1 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{(3,14 \cdot 2,755^2)}{4} = 5,96 \text{ m}^2$$

Donc :

$$H_1' = \frac{V_1}{S_1}$$

$$H_1' = \frac{5,12}{5,96} \Rightarrow H_1' = 0,86 \text{ m}$$

Finalement ; On calcule la hauteur (H_1)

$$H_1 = 0,689 + 0,86 + 1,371$$

$$H_1 = 2,92 \text{ m}$$

d. Calcul la hauteur de la colonne (H_C)

H_2 : La hauteur de la zone trouvant au-dessus du plateau supérieur.

$$H_2 = 3 \text{ m (donnée)}$$

$$H_C = H_1 + H_2 + H_P$$

$$H_C = 2,92 + 3 + 18,2$$

$$H_C = 24,12 \text{ m}$$

e. Calcul de la hauteur de l'absorbeur (H_T)

$$H_T = (H_j - H_1^F) + H_C$$

H_J : La hauteur de la jupe ($H_J = 2,5 \text{ m}$).

$$H_T = (2,5 - 0,689) + 24,12 = 25,93 \text{ m} \quad \longrightarrow \quad \boxed{H_T = 25,93 \text{ m}}$$

IV.3 La vérification des performances de l'échangeur E504 (Figure IV.2)

IV.3.1 Introduction

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération 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.

Pour réaliser le dimensionnement de l'échangeur, l'identification des données physiques des flux est indispensable.



Figure IV.2. Position de l'échangeur de chaleur E.504 dans la section de décarbonatation [1].

IV. 3. 2 Caractéristiques thermo physiques des deux fluides de l'échangeur E504

Dans les tableaux nous avons exposé les données de base recueillies sur site et la documentation disponible :

Tableaux IV .10 les propriétés thermo physique du MEA

Propriétés thermo physique	Valeur utilisé par le service technique
Capacité calorifique (CP')	4.199 kJ/kg. °C
Masse volumique (ρ')	1016.97 kg/m ³
Viscosité (μ')	0,4505.10 ⁻² pa.s
Conductivité (λ')	0.5844w/m.°C

Tableau IV .11 les propriétés thermo physique du EDM

propriétés thermo physique	Valeur utilisé par le service technique
Capacité calorifique (CP')	4.004 kJ/kg. °C
Masse volumique (ρ')	997.99 kg/m ³
Viscosité (μ')	0,847.10 ⁻³ pa.s
Conductivité (λ')	0.612w/m°C

Tableau IV .12 les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E504 (design)

Fluide	MEA (côté calandre)	H ₂ O (côté tube)
Débit (kg/h)	54964	148404
Température d'entrée (°C)	t ₁ =72.2	T ₁ = 25
Température de sortie (°C)	t ₂ =37.7	T ₂ =38.4

Tableau IV .13 les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E504 (actuel)

Fluide	MEA (côté calandre)	H ₂ O (côté tube)
Débit (kg/h)	48964	149685.482
Température d'entrée (°C)	61	25
Température de sortie (°C)	37.49	38.1

Tableau IV .14 les caractéristiques mécanique de l'échangeur E504 (Annexe 1)

Caractéristiques mécaniques	Paramètres
Longueur du faisceau	L = 6.096 m
Nombre de passe :	Calandre nc = 1
	Faisceau nt = 2
Diamètre extérieur des tubes	do = 0.01905 m
Diamètre intérieur des tubes	di = 0.01351 m
Diamètre extérieur calandre	dc = 0.635 m
Disposition des tubes	pas Carré
Le pas	p = 0.0254 m

IV. 3. 3 La vérification des performances de l'échangeur E504

La vérification de performance d'un équipement quelconque consiste à faire une comparaison entre son état actuel avec le désigne, autrement dit c'est calculer son rendement.

a. Le calcul de rendement de l'échangeur

Un échangeur de chaleur est quantifié avec la grandeur nome flux de chaleur

a.1 Le flux de chaleur design échangé coté tube

$$Q = w * Cp*(T_{chaude} - T_{froide})$$

$$Q = 148404 * 4.004 * (38.4 - 25)$$

$$Q = 7962408.85 \text{ kJ/h}$$

a.2 Le flux de chaleur actuel échangé coté tube :

$$Q = w * Cp * (T_{\text{chaude}} - T_{\text{froide}})$$

$$Q = 149685.482 * 4.004 * (38.1 - 25)$$

$$Q = 7851362.776 \text{ kJ/h}$$

Avec :

Q : la quantité de chaleur (**kJ/h**).

M : Débit massique circulant à l'intérieur des tubes (**kg / h**).

C_p : Chaleur spécifique de fluide froid (**kJ /kg °C**).

T_1 : Température d'entrée côté tube (**°C**).

T_2 : Température de sortie côté tube (**°C**).

$$\text{Le rendement} = \frac{\text{Le flux de chaleur actuel}}{\text{Le flux de chaleur designe}}$$

$$\mathfrak{R} = \frac{7851362.776}{7962408.85} = 0.986 \quad \Rightarrow \quad \text{le rendement est égale a : 98.6 \%}$$

b. Dimensionnement d'échangeur

Nous avons utilisé la méthode de **KERN** pour le dimensionnement de cet échangeur.

b.1 Calcul thermique

b. 1. 1 Quantité de chaleur

On établit un bilan thermique global de l'échangeur.

La quantité de chaleur, Q est calculée par utilisation de l'équation suivante

Coté tube : design

$$\left. \begin{aligned} Q &= M * C_p * (\Delta T) = M * C_p * (T_{b1} - T_{b2}) \\ Q &= 148404 * 4.004 * (38.4 - 25) \end{aligned} \right\} \longrightarrow Q = 7962408.85 \text{ kJ/h}$$

Coté calandre : design

$$\left. \begin{aligned} Q &= M * C_p * (\Delta T) = M * C_p * (T_{c1} - T_{c2}) \\ Q &= 54964 * 4.199 * (37.7 - 72.2) \end{aligned} \right\} \longrightarrow Q = -7962387.34 \text{ kJ/h}$$

Coté tube : actuel

$$\left. \begin{aligned} Q &= M * C_p * (\Delta T) = M * C_p * (T_{b1} - T_{b2}) \\ Q &= 149685.482 * 4.004 * (38.1 - 25) \end{aligned} \right\} \longrightarrow Q = 7851362.776 \text{ kJ/h}$$

Coté calandre : actuel

$$\left. \begin{aligned} Q &= M * C_p * (\Delta T) = M * C_p * (T_{c1} - T_{c2}) \\ Q &= 48964 * 4.199 * (37.49 - 61) \end{aligned} \right\} \longrightarrow Q = -4833652.14 \text{ kJ/h}$$

b. 1. 2 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température (ΔTLM)

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 constants en tout point, et qu'il n'y a pas une perte thermique. L'écart de température ΔTLM est déterminé par utilisation de l'équation suivant [18]:

$$\Delta TLM = \frac{\Delta t_{max} - \Delta t_{min}}{\ln(\Delta t_{max} / \Delta t_{min})} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln((t_1 - T_2) / (t_2 - T_1))}$$

$$\Delta TLM_{\text{design}} = \frac{(72.2 - 38.4) - (37.7 - 25)}{\ln((72.2 - 38.4) / (37.7 - 25))} = 21.56^\circ \text{C}$$

$$\Delta TLM_{\text{actuel}} = \frac{(61 - 38.1) - (37.49 - 25)}{\ln((61 - 38.1) / (37.49 - 25))} = 17.17^\circ \text{C}$$

Avec :

T_1 : Température d'entrée EDM

T_2 : Température de sortie EDM

t_1 : Température d'entrée MEA

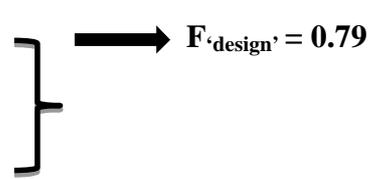
t_2 : Température de sortie MEA

c. Calcul du Facteur de correction (F)

Le facteur (F) varié suivant le nombre de passe de chaque côté, il prend dans le cas idéal la valeur de 1. Sa valeur est tirée à partir des abaqués après avoir calculé les rapports E et R.

- **Facteur de correction (F) 'design', annexe 2**

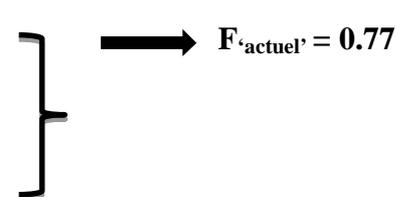
$$E = \frac{T_2 - T_1}{t_1 - T_1} = \frac{38.4 - 25}{72.2 - 25} = 0.283$$

$$R = \frac{t_1 - t_2}{T_2 - T_1} = \frac{72.2 - 37.7}{38.4 - 25} = 2.57$$


$F_{\text{'design'}} = 0.79$

- **Facteur de correction (F) 'actuel'**

$$E = \frac{T_2 - T_1}{t_1 - T_1} = \frac{38.1 - 25}{61 - 25} = 0.36$$

$$R = \frac{t_1 - t_2}{T_2 - T_1} = \frac{61 - 37.49}{38.1 - 25} = 1.79$$


$F_{\text{'actuel'}} = 0.77$

d. Calcul du nombre de passes coté calandre (nc)

À partir de l'abaque on tire $nc = 1$ et $nt = 2$ (Voir annexe 2).

e. Calcul de la surface disponible (d_A)

Estimation du coefficient de transfert sale Us' :d'après le tableau (l'annexe 3).

$$1250 \text{ kcal/ (h.m}^2 \cdot \text{°C)} < Us' < 2500 \text{ kcal/ (h.m}^2 \cdot \text{°C)}$$

La valeur estimée est : U_s' **1300 kcal/(h.m².°C)**

Estimation de la surface d'échange :

$$A'_{\text{design}} = \frac{Q}{U_s' \times F_{\text{design}} \times \Delta TLM} = \frac{7962408.9}{5434 \times 0.79 \times 21.56} = \mathbf{86.3 m^2}$$

$$A'_{\text{actuel}} = \frac{Q}{U_s' \times F_{\text{actuel}} \times \Delta TLM} = \frac{7851362.78}{5434 \times 0.77 \times 17.17} = \mathbf{109.28 m^2}$$

Q : Quantité de chaleur de fluide froid (**KJ /h**).

F : Facteur de correction.

ΔTLM : Ecart de température.

f. Calcul du nombre des tubes (N'_t)

Calcul de la surface d'échange d'un tube :

$$\alpha = \pi \times d_0 \times l \Rightarrow \alpha = \mathbf{3.14 \times 0.01905 \times 6.096 = 0.364 m^2}$$

Estimation du nombre de tubes par calandre :

$$N'_{t/\text{design}} = \frac{A'}{\alpha \times n_c} = \frac{86.3}{0.364} = \mathbf{238 \text{ tubes}}$$

$$N'_{t/\text{actuel}} = \frac{A'}{\alpha \times n_c} = \frac{109.28}{0.364} = \mathbf{300 \text{ tubes}}$$

d_0 : Diamètre intérieur de tube (**m**)

l : Longueur de tube (**m**)

N'_t : Nombre de tubes

D'après tableau (**l'annexe 4**) Le diamètre de calandre correspondant à ce choix est $D_c = \mathbf{54 \text{ cm}}$.

g. Calcul du coefficient de transfert sale (U_s)

$$U_{s \text{ design}} = U_s' \times \frac{N'_t}{N_t} = 5434 \times \frac{238}{410} = 3154.37 \text{ kJ/ (h.m}^2 \cdot \text{°C)}$$

$$U_{s \text{ actuel}} = U_s' \times \frac{N'_t}{N_t} = 5434 \times \frac{300}{410} = 3976.1 \text{ kJ/ (h.m}^2 \cdot \text{°C)}$$

h. Calcul du coefficient de transfert propre U_p

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

Coté faisceau (EDM)

- Section par passe

$$\alpha_t = \frac{N_t}{n_t} \times \frac{\pi \times d_i^2}{4} = \frac{410}{2} \times \frac{3.14 \times (1.351 \cdot 10^{-2})^2}{4} = 0.0293 \text{ m}^2.$$

- Vitesse massique (design)

$$G_t = \frac{Q_m}{\alpha_t} = \frac{148404}{0.0293} = 5064982.93 \text{ Kg/h.m}^2$$

- Vitesse massique (actuel)

$$G_t = \frac{Q_m}{\alpha_t} = \frac{149685.482}{0.0293} = 5108719.52 \text{ Kg/h.m}^2$$

- Nombre de Reynolds (design)

$$R_{e t} = \frac{d_i \times G_t}{\mu} = \frac{1.351 \cdot 10^{-2} \times 5064982.93}{3600 \times (0.847 \cdot 10^{-3})} = 22440.68$$

- Nombre de Reynolds (actuel)

$$R_{e t} = \frac{d_i \times G_t}{\mu} = \frac{1.351 \cdot 10^{-2} \times 5108719.52}{3600 \times (0.847 \cdot 10^{-3})} = 22635.05$$

D'après le tableau (Annexe 5) le coefficient de colburn $j_h = 80$

$$\frac{h_i}{\varnothing_t} = j_h \times \frac{\lambda}{d_t} \times \left(\frac{c_p \times \mu}{\lambda} \right)^{1/3} = 80 \times \frac{2.2032}{0.01351} \times \left(\frac{4.004 \times 3.0492}{2.2032} \right)^{1/3}$$

$$= 23086.81 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\frac{h_{i0}}{\varnothing_t} = \left(\frac{h_i}{\varnothing_t} \right) \times \frac{d_i}{d_0} = 16372.85 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{k})$$

Coté calandre (MEA) :

Section par calandre

$$\alpha_{cT} = \frac{D_c}{P} \times (p - d_0) \times B = \frac{6.35 \cdot 10^{-2}}{2.54 \cdot 10^{-2}} \times (2.54 - 1.905) \cdot 10^{-2} \times 1 = 0.0158 \text{ m}^2$$

- Vitesse massique (design)

$$G_{c_t} = \frac{Q_m}{\alpha_{ct}} = \frac{54964}{0.0158} = 3478734.18 \text{ Kg/h.m}^2$$

- Vitesse massique (actuel)

$$G_{c_t} = \frac{Q_m}{\alpha_{ct}} = \frac{48964}{0.0158} = 3098987.34 \text{ Kg/h.m}^2$$

- Diamètre équivalent

$$D_e = \frac{4 \times P^2}{\pi \times d_0} - d_0 = \frac{4 \times (0.0254)^2}{3.14 \times 0.01905} - 0.01905 = 0.02409 \text{ m}$$

- Nombre de Reynolds (design)

$$R_{e \text{ ct/design}} = \frac{D_e \times G_{ct}}{\mu'} = \frac{2.409 \cdot 10^{-2} \times 3478734.18}{3600 \times (0.4505 \cdot 10^{-2})} = 5167.27$$

D'après le tableau (Annexe 6) le coefficient de colburn $j_h = 39$

$$\frac{h_0}{\varnothing_c} = j_h \times \frac{\lambda'}{D_e} \times \left(\frac{c_p' \times \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

$$= 39 \times \frac{2.1038}{2.409 \cdot 10^{-2}} \times \left(\frac{4.199 \times 16.218}{2.1038} \right)^{1/3} = 10854.55 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

Avec :

$$\emptyset_t: \text{Facteur de correction} \longrightarrow \emptyset_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.4} = 1$$

- Calcul du coefficient de film interne rapporté à la surface extérieure

$$h_0 = 10854.55 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2.^\circ\text{C})$$

- Calcul du coefficient de film externe:

$$h_{i0} = 16372.85 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2.^\circ\text{C})$$

- Coefficient du transfert propre :

$$U_{p \text{ design}} = \frac{h_0 \times h_{i0}}{h_0 + h_{i0}} = \frac{10854.55 \times 16372.85}{10854.55 + 16372.85} = 6527.25 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2.^\circ\text{C})$$

- Nombre de Reynolds (actuel)

$$R_{\text{ect/actuel}} = \frac{D_e \times G_{\text{ct}}}{\mu'} = \frac{2.409 \cdot 10^{-2} \times 3098987.34}{3600 \times (0.4505 \cdot 10^{-2})} = 4603.19$$

D'après le tableau (Annexe 6) le coefficient de Colburn $j_h = 35$

$$\frac{h_0}{\emptyset_c} = j_h \times \frac{\lambda'}{D_e} \times \left(\frac{c_{p'} \times \mu'}{\lambda'}\right)^{1/3}$$

$$= 35 \times \frac{2.1038}{2.409 \cdot 10^{-2}} \times \left(\frac{4.199 \times 16.218}{2.1038}\right)^{1/3} = 9741.26 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2.^\circ\text{C})$$

Avec :

$$\emptyset_t: \text{Facteur de correction} \longrightarrow \emptyset_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.4} = 1$$

- Calcul du coefficient de film interne rapporté à la surface extérieure

$$h_0 = 9741.26 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2.^\circ\text{C})$$

- Calcul du coefficient de film externe:

$$h_{i0} = 16372.85 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2.^\circ\text{C})$$

- Coefficient du transfert propre :

$$U_{p \text{ actuel}} = \frac{h_0 \times h_{i0}}{h_0 + h_{i0}} = \frac{9741.26 \times 16372.85}{9741.26 + 16372.85} = 6107.51 \text{ kJ}/(\text{h.m}^2.^\circ\text{C})$$

i. Vérification de la résistance d'encrassement

- design

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{6527.25 - 3154.37}{6527.25 \times 3154.37} = 0.000166 \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C} / \text{kJ}$$

- actuel

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p \times U_s} = \frac{6107.51 - 3976.1}{6107.51 \times 3976.1} = 0.0000878 \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C} / \text{kJ}$$

j. Calcul des pertes de charge

Côté faisceau (tube / design)

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 qui s'écrira donc :

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times n_t \times Gt^2}{1.271 \cdot 10^{15} \times d} \times \left[\frac{f_t \times L}{d_i \times \varnothing_t} + 2 \right]$$

Avec

$$f_t = 0.005(\text{Re}_t)^{-0.33} = 0.005 (22440.68)^{-0.33} = 0.000183$$

f_t : Facteur de friction

Gt : Vitesse massique de fluide froid (**Kg/h.m²**).

L : Longueur de tube (**m**).

d_i : Diamètre intérieure de tube (**m**).

n_c : Nombre de passes côté calandre.

n_t : Nombre de passes côté tubes.

d : Densité du fluide froid (**l'eau**).

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 2 \times (5064982.93)^2}{1.271 \cdot 10^{15} \times 0.8559} \times \left[\frac{0.000183 \times 6.096}{1.351 \cdot 10^{-2} \times 1} + 2 \right] = 0.094 * 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2$$

Coté faisceau (tube / actuel)

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 2 \times (5108719.52)^2}{1.271 \cdot 10^{15} \times 0.8559} \times \left[\frac{0.000183 \times 6.096}{1.351 \cdot 10^{-2} \times 1} + 2 \right] = 0.096 * 10^{-4} \text{ Kg/cm}^2$$

Coté calandre (design)

$$\Delta P_t = \frac{n_c \times Gt^2 \times (N_c + 1) \times D_c}{1.271 \cdot 10^{15} \times d' \times D_c \times \emptyset_c} \times \left[\frac{f_t \times l}{d_i \times \emptyset_t} + 2 \right]$$

$$f_{cT} = 1.87 * (\text{Rec})^{-0.2} = 1.87 (5167.26)^{-0.2} = 0.338$$

$$L = (N_c + 1) \times D_c$$

$$(N_c + 1) = \frac{L}{D_c} = \frac{6.096}{0.635} = 10$$

$$\Delta P_t = \frac{1 \times (3478734.18)^2 \times (9+1) \times 63.5 \cdot 10^{-2}}{1.271 \cdot 10^{15} \times 0.995 \times 2.41 \cdot 10^{-2} \times 1} = 0.0252 * 10^{-2} \text{ Kg/cm}^2$$

Avec :

Gc : Vitesse massique de fluide chaud ($\text{Kg/m}^2 \text{ h}$).

Nc : Nombre de chicanes.

De : Diamètre équivalent (m).

$\Phi : (\mu / \mu_c)^{0.14} = 1$. En régime turbulent.

Coté calandre (actuel)

$$\Delta P_t = \frac{1 \times (3098987.34)^2 \times (9+1) \times 63.5 \cdot 10^{-2}}{1.271 \cdot 10^{15} \times 0.995 \times 2.41 \cdot 10^{-2} \times 1} = 0.02 * 10^{-2} \text{ Kg/cm}^2$$

- **Interprétation**

Plus le nombre de **Reynolds** est élevé plus les échanges thermiques sont élevés mais aussi les pertes de charge sont aussi élevés par conséquent il faudra chercher un compromis entre ces deux phénomènes.

CONCLUSION GÉNÉRALE

Au cours de ce travail nous avons étudié la section de décarbonatation, cette étude consiste à suivre la performance de cette unité, pour cela :

- Nous avons suivi, analysé le passage CO_2 au niveau de la section de décarbonatation avec un bilan de matière sur cet élément.
- Ainsi on est parvenu à quantifier et à localiser la teneur en CO_2 en proportion dans les normes.
- Nous avons étudié le dimensionnement des équipements essentiels dans la section de décarbonatation telles que l'absorbeur (**X01-F-502**) et le régénérateur (**X01-F-501**) de MEA, et le refroidisseur MEA (échangeur **X01-E-504**).

En fin, à partir des résultats de cette étude nous avons conclu que l'unité de l'élimination du CO_2 est performante.

RECOMMENDATION

Si la quantité de CO_2 contenu dans le gaz naturel d'alimentation viendrait des déférents gisements est supérieure à **0.21 %**, alors cette unité de décarbonation n'est pas capable d'éliminer toute cette quantité de CO_2 car cette unité est performante juste pour une quantité de **0.21%** de CO_2 .

Donc, on propose de changer le solvant **MEA** par un autre solvant qui est la **MDEA**.

Bibliographie

- [1] Documentation du complexe **GL1/Z**.
- [2] "Manuel opératoire (fractionnement)", Volume **II**, **GL1/Z**, **1981**.
- [3] Anonyme "présentation du complexe **GNL1/Z**, document interne".
- [4] "Manuel opératoire (Utilities)", Volume **V**, **USA**, **MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY**, **1994**.
- [5] "Manuel opératoire (process)", Volume **I**, **USA**, **MW. PULLMAN KELLOGG COMPANY**, **1994**.
- [6] **NOUREDINE Morsli**, " Augmentation cyclique de la teneur en **CO₂** dans la section de décarbonatation du gaz naturel au sein du complexe **GL1/Z** ", mémoire d'ingénieur, **IAP**, **p 7**, **Boumerdes**, **2010**.
- [7] **Alexandre Rojey**, " Gaz Naturel Production, Traitement, Transport", Editions Technip, **1994**.
- [8] **NOUREDINE Morsli**, " Augmentation cyclique de la teneur en **CO₂** dans la section de décarbonatation du gaz naturel au sein du complexe **GL1/Z** ", mémoire d'ingénieur, **IAP**, **p p 8 - 9**, **Boumerdes**, **2010**.
- [9] "Manuel opératoire (process)", Volume **II**, **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] Formation d'ingénieur, bloc 11, module 03: décarbonatation, **GL1/Z** **8/12/1992**.
- [13] Manuel opératoire du procédé de liquéfaction du complexe **GL1 /Z**.
- [14] Fiche toxicologique (**FT 146**) de **MEA**, établie par les services technique et médicaux de l'**INRS**, édition **2005**.

[15] ‘‘Les lois physiques de l’automobile’’, www.adilca.com.

[16] ‘‘Sicli Fire Protection’’, www.sicli.be, **bruxelles**.

[17] ‘‘Récupération du CO_2 rejeté vers l’atmosphère au niveau de la section de décarbonation’’, mémoire de master, Université **d’USTO, ORAN**

[18] **P. WUITHIER**, ‘‘Raffinage et génie chimie’’, tome **2**, **Paris, Edition Technique, 1972**.

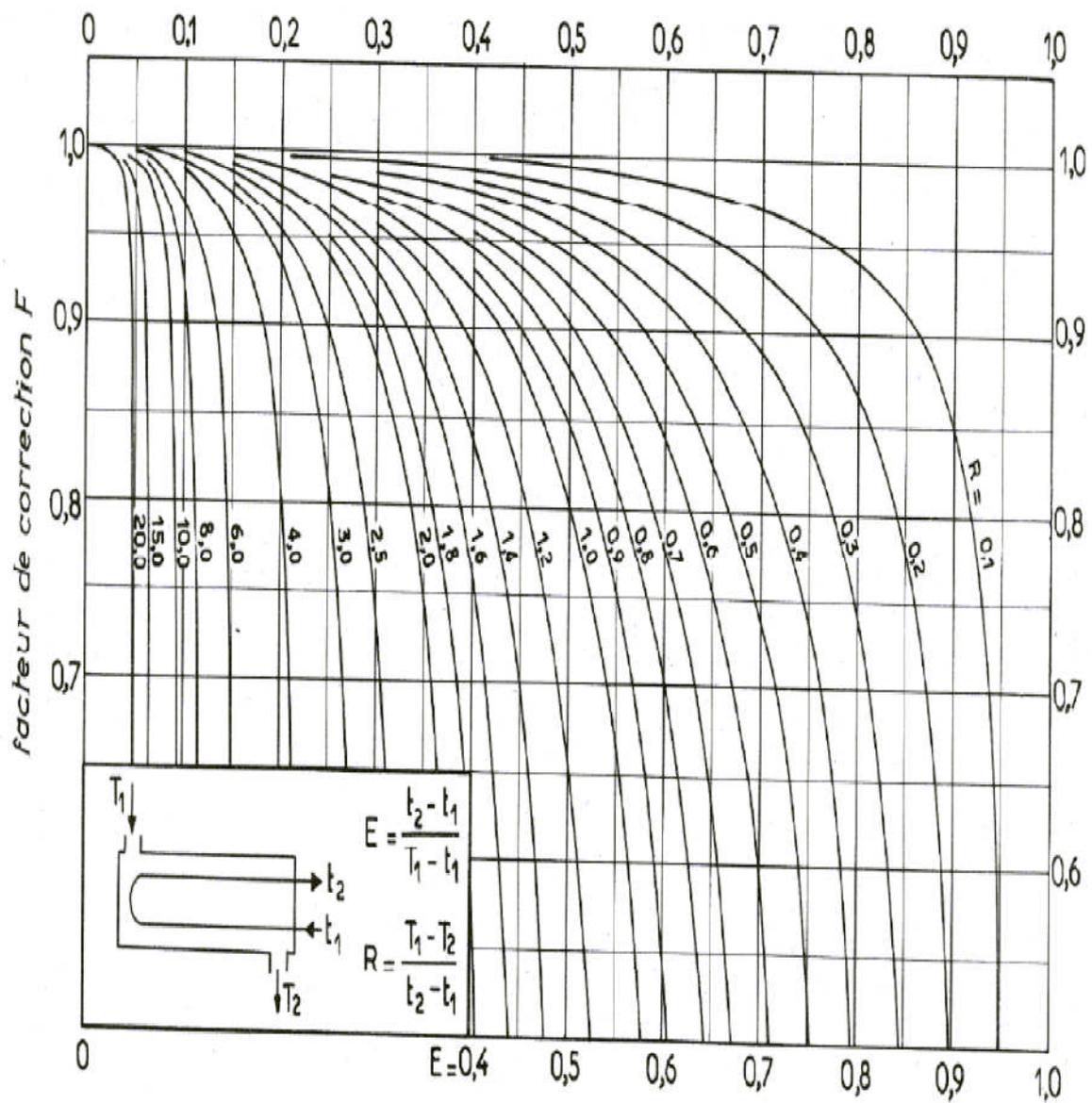
[19] Documentation du complexe **GL1/Z**, Département technique, service de laboratoire, **2016**.

[20] ‘‘Formation d’ingénieur’’, bloc **11**, module **03** : décarbonatation, **GL1/Z, 8/12/1992**.

[21] **MAROUF R A**, ‘‘Etude de problème du moussage dans la section de décarbonatation’’, mémoire d’ingénieur, **IAP, Boumerdes, 2010**.

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (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	0,0584	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

Annexe 1 : caractéristiques des tubes d'échangeur



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

Annexe 2 : facteur de correction

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE U_s ⁽¹⁾

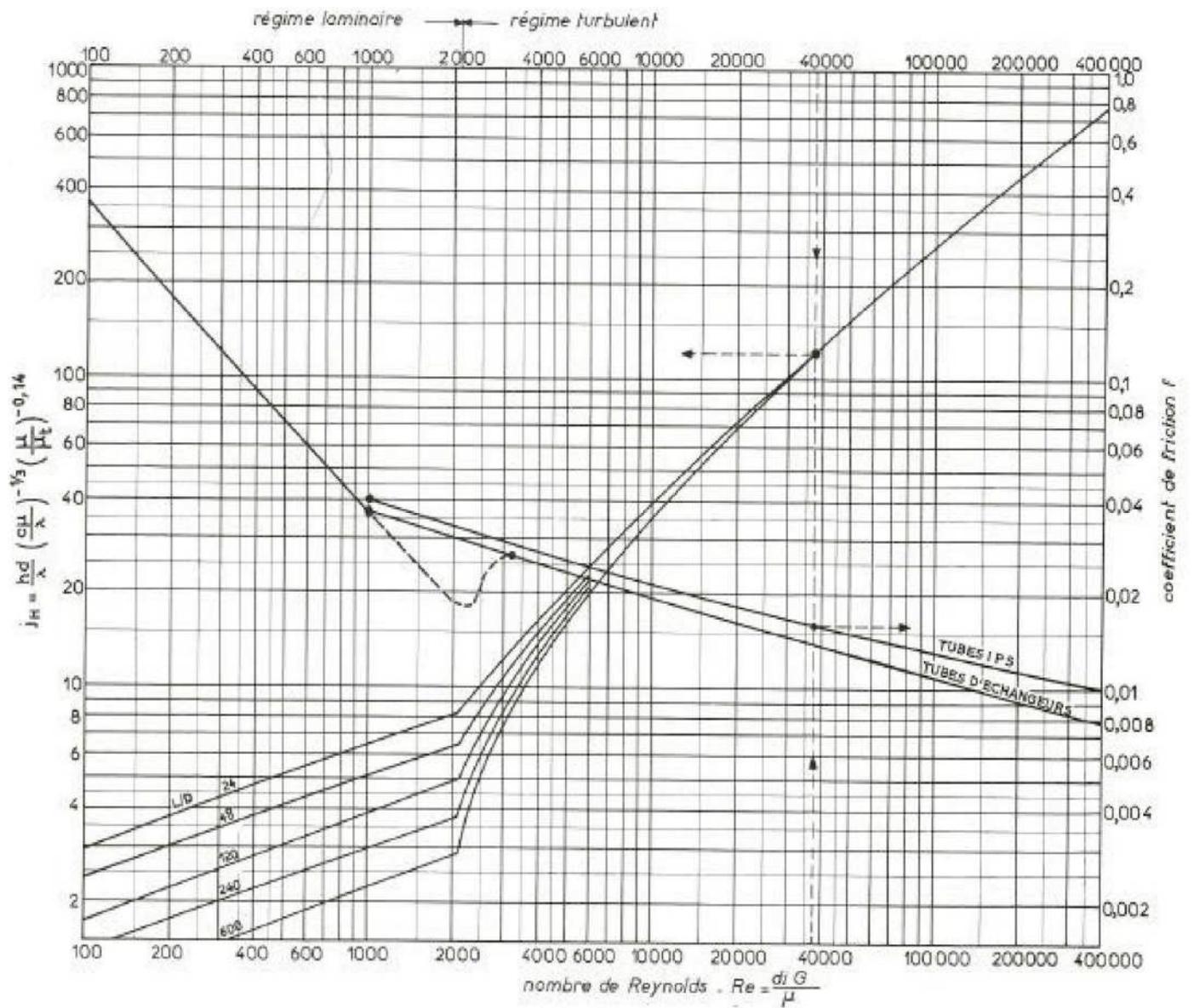
ÉCHANGEURS		U_s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures 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, ammoniaque 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, ammoniaque	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 3 : Détermination du Coefficient de transfert global (U_s).

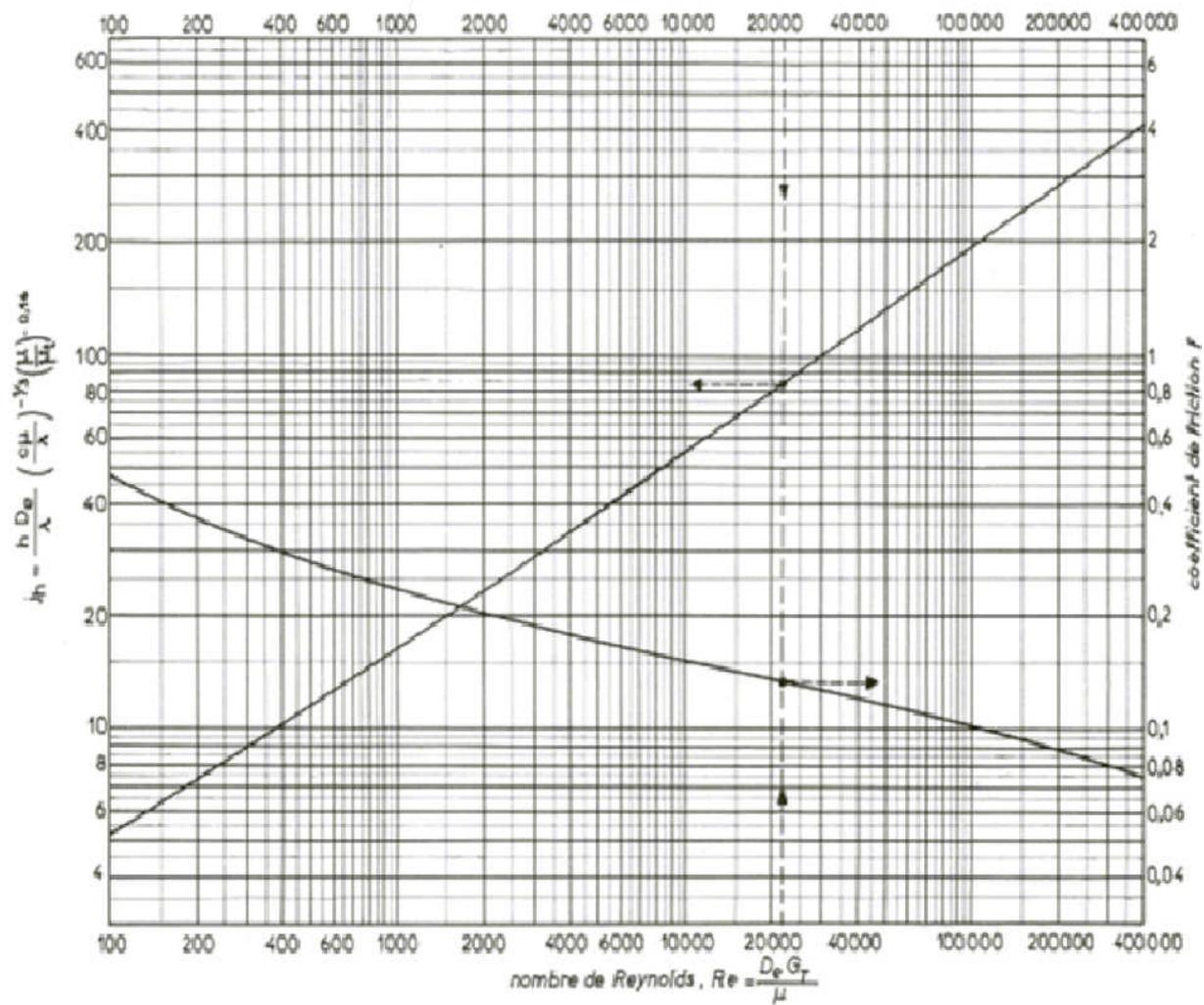
DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

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

Annexe 4 : disposition des tubes en carré



Annexe 5 : Facteur de Colburn côté tube



Annexe 6 : Facteur de Colburn côté calandre.