



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M2...../GP/2022

RAPPORT DU PROJET DE FIN DE CYCLE

Présenté pour obtenir le diplôme de

MASTER EN INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUE

Option : Génie Pétrochimique

Par

– JUNIOR Richard Adamo Zama

*Traitement de GN étude d'un problème de moussage dans la
section de décarbonatation et calcul d'un échangeur tube à
calandre « GL2/Z »*

Soutenu le 15/ 06 /2022 devant le jury composé :

Président :	Dr. MEKHATRIA Djilali	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	Dr. BESSAHA Fatiha	MCA	Université de Mostaganem
Encadrant :	Dr. BELLOUL Mohamed	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2021/2022

REMERCIEMENTS

Tout d'abord, J'aimerais remercier le bon Dieu pour la santé, la provision et le courage qu'il m'a donné au long de mon parcours universitaire en Algérie, et la force pour réaliser des travaux pour accomplir la pratique à travers de c'est magnifique stage, et d'avoir une bonne Santé et persévérance.

*J'adresse mes plus sincères remerciements à **Dr BELLOUL MOHAMED-Professeur au Département de génie des procédés, PhD en Pétrochimique** Vous m'avez aidé à comprendre certains problèmes qui existent dans l'échangeur à tube et calandre, et dans la section Décarbonation la Régénération de MEA, et pour m'avoir aidé à terminer ce beau travail merveilleux que nous avons fait ensemble, je vous souhaite tout le meilleur dans la vie.*

*Et **Mr MOUFFOK HOUARI, ingénieur de Process Dép. Technique GL2/Z,** pour sa direction, ses conseils et sa disponibilité et ces enseignements concernant le Procédé de train de liquéfaction.*

*Je suis très reconnaissant à Mme. **BELHAOUARI SAMIA MONA** pour votre manière d'être, et votre dispositions, patience d'être l'a ma disposition, et votre conseil, merci pour tous.*

*Je remercie aussi, Département Technique, **Mr AMARA KHALED, Mr RAFIK MAROUF, Mr Rachid Kaddouri, Fadia Guella,** qui ont contribué qui je Comprenne de comment en traite le GN et pourquoi le séparé et Liquéfie GL2/Z, et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour que ce travail soit achevé.*

*Je remercie Spécialement Mr Chef de DRH du Complexe GL2/Z Mr **MADJID YAHIANI** c'est une personé très spécial, qui ma donne beaucoup de remorqueurs d'oreilles pour me motive à avancer et à me battre pour mes Rêves, c'est un Bon Père une personne Super bonne, que Dieu le Bénisse toujours, a lui et sa famille, je n'oublierai jamais tout ce qu'il a fait pour moi, Merci encore.*

Et à tous les membres du Service GL2/Z pour leur sympathie, leur Gentillesse et leur disponibilité et d'apporter leur jugement sur le rapport de stage, afin d'alourdir mes compétences.

*Je suis profondément reconnaissant. – **Junior Richard Adamo Zama.***

DEDICACES

Je dédie ce travail à mes chers parents qui m'ont toujours soutenu durant tout mon Parcours, à qui j'exprime mon profond amour et ma sincère gratitude, et qui n'ont pas cessé de m'encourager et j'espère qu'ils seront fiers de moi.

Longue vie et que Dieu vous protège.

*À mes frères, à qui je souhaite beaucoup de bonheur : Jammya Richard Zama, Adaiton de Castro Assamudine, Keiling Richard Zama, Seedorf Richard Zama
À toute ma grande famille, et à mon Père Mr. Richard Adamo Zama.*

À ma défunte Mère Mme. Julia Ibrahim Abdul Carim Azam.

A ma 2ème Mère Mme. Luisa Barreto Zama.

À vous mes chers amis et cousins avec qui j'ai passé d'agréables moments, spécialement Renata Marisa René, Alex Luis Carvalho, Manzur Amade, Delson Wilson, Santa Muanambani Lucia, Fortunato Patricio, Tomás Patricio, Hasting Dercio Barreto, Duarte Pedro Domingos, Augusto Barreto, Maria Ana Felipe Selemene, Gimo Wallace, Guive Wallace, Félix Mario Tomás Lourenço, Silvestre Macie, José Guila, Claudio Marina Cossa, Caleb Kabayo, Roberto Junior, Rachidi Michee, Adolfo Olesogum Junior, Justice Mbaya, Ezekiel Majoma, Destiny Manzevera, Fabrice, Rachetés de l'éternel, Capece José, Lopes Belo, Jojo Nota, Delito Njaje, Jubile Kudzalshe Mangezi, Helder Mendonça, Ivan Baltazr, Neves Joaquim, Doivan Carlos, Ruben Kandja, Brain Inoque Diruai, Lázaro Alberto Chambal, Zaid Zubair, Valdemar Fulano, Abudo Siteo, Siaquil Vucane, Libório Jose, Et à toutes personnes qui m'aime et que je n'ai pas cité.

Junior Richard Adamo Zama.

Sommaire

INTRODUCTION GÉNÉRALE.....	15
I. PRÉSENTATION DU COMPLEXE GL2/Z.....	17
I.1 HISTORIQUE	17
I.2 Date de mise en service.....	17
I.2.1 FONCTION DU L'USINE GL2/Z	18
I.2.2 SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE.....	18
I.2.2.1 DESCRIPTION DE L'USINE.....	18
I.2.2.2 Zone Utilités.....	19
I.2.2.3 Zone process.....	20
I.2.3 Zone de stockage et chargement	21
I.2.3.1 DEFINITION DU GAZ NATUREL	21
I.2.3.1 LA COMPOSITION DU GAZ NATUREL.....	22
ORGANIGRAMME.....	23
II.1. DESCRIPTION DE LA SECTION DE DECARBONATATION.....	25
II.1 INTRODUCTION	25
II.2 PLACE DANS LE PROCEDE	25
II.2.3 PRINCIPES OPERATOIRES	26
II.2.3.1. Description générale.....	26
III.1 CHOIX DE L'ABSORBAT	32
III.1 INTRODUCTION	32
III.2 Caractéristique sommaire des Ethanols Amines.....	32
III.2.1 Comparaison entre les principales alcanamines	33
III.2.2 Choix de la solution de la MEA	34
III.2.3 Propriétés physico-chimiques de la MEA	34
III.2.3.1 Toxicologie.....	35
III.2.3.2 Propriétés chimiques.....	35
III.3 Mécanisme d'interaction entre le CO2 et la MEA.....	35
III.3.1 Les problèmes rencontrent dans la section de décarbonatation	36
III.3.2 Problème de dégradation de la MEA.....	36
III.5 Problème de corrosion	38
III.5.1 Corrosion par gaz acides.....	38
III.5.2 Corrosion par des amines.....	38
III.5.3 Problème de moussage	38
III.6 Problème de contamination.....	40
III.6.1 Pertes de la solution de MEA.....	40
III.7 Engorgement de la colonne.....	40
III.8 Stockage et manutention de la MEA.....	41

IV. THEORIE SUR LE PROBLEME DE MOUSSAGE	43
IV.1 INTRODUCTION AU MOUSSAGE	43
IV.2. FACTEURS FAVORISANT LE MOUSSAGE	43
IV.3 PRECAUTION A PRENDRE CONTRE LE MOUSSAGE.....	44
IV.4 CARACTERISTIQUES FONDAMENTALES DES ANTI-MOUSSE	45
IV.5 TYPES DE FILTRES.....	45
V.1 REDIMENSIONNEMENT DE L'ABSORBEUR.....	47
V.2 BILAN DE MATIERE	48
V.2.1 Bilan matière à l'entrée	48
V.3 RELATION ENTRE QUANTITE CO₂/MEA/H₂O.....	48
V.4 Calcul de débit massique et molaire de la solution.....	49
V.4.1 Calcul du débit massique et molaire du gaz naturel	50
La masse moléculaire moyenne	50
V.5 BILAN MATIERE A LA SORTIE DE L'ABSORBEUR.....	54
V.6 Calcul de la quantité de CO ₂ dans la MEA riche.....	54
V.6.1 Calcul de la quantité de H ₂ O dans le gaz riche	55
V.6.2 Calcul du débit de H ₂ O dans la solution riche de MEA	56
V.7 BILAN THERMIQUE	58
V.7.1 Calcul de la chaleur dégagée par la réaction.....	58
V.7.2 Quantité de chaleur apportée par le gaz riche.....	59
V.7.2.1 Quantité de chaleur apportée par la MEA pauvre	59
V.7.2.2 Quantité de chaleur emportée par le gaz pauvre	59
V.7.2.3 Quantité de chaleur emportée par la MEA riche	59
VI. LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LA SECTION DE DECARBONATATION	67
VI.1 DYSFONCTIONNEMENT DE LA SECTION	67
VI.2 CONTAMINATION DE LA SOLUTION MEA.....	68
VI.2.1 Partie analyse.....	69
VI.2.2 Introduction.....	69
VI.3. INFLUENCE DE LA TEMPERATURE DE LA SOLUTION DE MEA SUR LE MOUSSAGE.....	69
VI.3.1 Principe.....	69
VI.3.2 Mode opératoire	69
VI.3.3 Exploitation des résultats	70
VI.4 INFLUENCE DES HYDROCARBURES SUR LE MOUSSAGE	71
VI.4.1 Principe.....	71
VI.4.2 Mode opératoire	71
VI.5 INFLUENCE DE L'EXCES D'ANTI MOUSSE SUR LE MOUSSAGE	72
VI.5.1 Influence de l'acide sur le moussage.....	73
VI.5.2 Interprétation des résultats	73
VI.5.3 CONTAMINATION DA LA MEA PAR LES CHLORURES.....	74
VI.6 GENERALITES SUR LES ÉCHANGEURS DE CHALEUR.....	75
VI.6.1 Description des échangeurs tubes et calandre	76
Les chicanes	77
VI.6.2 Les passes	79
VI.6.2.1 Les boîtes de distribution	80
VI.6.2.2 La disposition des tubes	81

VI.6.3 Dimensions des tubes et des calandres	81
Tableau VI.7 : des Informations de Performance de AES de la Norme TEMA.....	82
Tableau VI.8 : des informations du Datasheet Côté Construction	83
Spécification de Échangeur par Datasheet X32C.....	84
VI.7 Description d'échangeur X32- C.....	85
Procédure de soudage :.....	89
Nettoyage de la boite d'entrée eau de mer :	90
<i>Annexe A1 : Schéma du procédé de la section de décarbonatation</i>	<i>103</i>
<i>Annexe A2 : Schéma de design de l'anneau d'épreuve de l'équipement X32C.....</i>	<i>104</i>

Annexe A1 : Schéma du procédé de la section de décarbonatation.....	103
Annexe A2 : Schéma de design de l'anneau d'épreuve de l'équipement X32C, la confection d'un nouvel anneau d'épreuve est primordiale.	104

Liste des abréviations et des Symboles

APCI: Air Production and chemical Incorporation

GN : Gaz Naturel

GNL : Gaz Naturel Liquéfié

MEA : Monoéthanolamine

MCR : Multi Réfrigérant Composants

Ppm : Partie par million

CO₂ : Gaz carbonique

GL2/Z : Gaz liquéfié Zone 2 Arzew

SAG 10 : Agent anti mousse

COS : sulfure de carbonyle

CS₂ : désulfure de carbonyle

GNL/h : Gaz Naturel Liquéfié par heure

Pext : pression extérieure

HP : Haute Pression

BP : Basse Pression

R : Rayon

DEA : Diéthanolamine

TEA : Triéthanolamine

G_T' : débit molaire de gaz à l'entrée de l'absorbeur

L' : débit de la solution de MEA à l'entrée

X^e_{MEA} : fraction molaire de MEA à l'entrée de l'absorbeur

X^e_{CO₂} : fraction molaire de CO₂ à l'entrée de l'absorbeur dans la solution pauvre

X^e_{H₂O} : fraction molaire de H₂O à l'entrée de l'absorbeur dans la solution pauvre

Y^e_{CO₂} : fraction molaire de l'entrée de l'absorbeur dans le gaz riche

Y^e_{H₂O} : fraction molaire de l'eau à l'entrée de l'absorbeur dans le gaz riche

N₂ : le nombre de moles de MEA

N₁ : le nombre de moles de CO₂

X^e : fraction massique à l'entrée

V_{gaz} : Volume de gaz

G^{abs}_{CO₂} : la quantité de CO₂ absorbé par la MEA

G^{abs}_{CO₂} : quantité de CO₂ absorbée

Liste des abréviations et des symboles

Q_1 : la chaleur apportée par la MEA pauvre

Q_3 : la chaleur apportée par le gaz riche

Q_{abs} : la chaleur dégagée par la réaction

Q_2 : la chaleur emportée par la MEA riche

Q_4 : la chaleur emportée par le pauvre

G'_R : quantité du gaz riche à l'entrée

H_{GR} : enthalpie du gaz riche

T : température d'entrée du gaz riche

C_P : chaleur spécifique moyenne (Kcal/Kmole $^{\circ}$ K)

C_{Pi} : chaleur spécifique de chaque constituant

L_P : quantité de solution pauvre à l'entrée

H_P : enthalpie de la MEA pauvre

H_P : l'enthalpie d'un gaz à la sortie (pauvre)

G'_P : quantité du gaz sortie

N : Nombre de plateaux

$Y'_{CO_2}{}^e$: Concentrations molaire de CO₂ dans le gaz riche

$Y'_{CO_2}{}^s$: Concentration molaire de CO₂ 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 détermine en fonction de l'espacement entre les plateaux

ρ_L : La masse volumique de la solution liquide

ρ_G : La masse volumique du gaz

M_m : Masse moléculaire moyenne du gaz

P : Pression de service (42,8 bars).

T_0 et P_0 : température et pression aux conditions normales

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

D : Diamètre réel

Liste des abréviations et des symboles

h : La hauteur entre deux plateaux

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

H^F₁ : La hauteur de fond qui est déterminée en fonction du diamètre de la colonne

H^S₁ : La hauteur de sécurité entre le plateau inférieur et le niveau du liquide ($H^S_1 = 1,371\text{m}$).

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

V₁ : Volume de l'absorbant (Kg/h).

S₁ : La section libre entre les plateaux

H₂ : La hauteur de la zone trouvant au-dessus du plateau supérieur

H_c : hauteur de la colonne

H_J : La hauteur de la jupe

H_T : hauteur de l'absorbeur

TEMA : Tubular Exchanger Manufacturer Association

AES : Advanced Encryptions Standard

EDM : eau de Mer

X : Le nombre de Train

MP : Motopompe

PRC : Régulateurs de pression

LIC : Régulateur de niveau

TRC : Régulateur de température

FRC : Régulateur de débit de vapeur

R : Réglementation de produit chimique

L : Vannes de niveau

PV 101 (1'') : Vannes by-pass du by-pass

MOV 101(1'') : Vannes by-pass MOV

Pv 207 (8'') : Vanne by-pass sécheurs

Liste des abréviations et des symboles

F : Vanne de débit / Ballon

X31 JT : Vannes aspiration et refoulement disposées

FV 116 : Vanne d'isolement

X31 JAM : Aspiration et refoulement disposées

TCM : Température critique de miscibilité

μ : Viscosité

Pv : Vanne Plumatique

GNT : Gaz naturel traite

Listes des tableaux

Tableau I.1 Conditions de stockage de GNL.....	11
Tableau I.2 Composition du gaz naturel et la température d'ébullition & fusion de chaque composant.....	14
Tableau III.1 : Propriétés de la MEA.....	27
Tableau V.1 : Composition du gaz Riche.....	39
Tableau V.2 : Fractions Massiques de chaque constituant.....	43
Tableau V.3 : Fraction molaire et Débit molaire.....	44
Tableau V.4 : Constituants et fraction et débit Massique.....	45
Tableau V.5 : Composition du gaz riche.....	46
Tableau V.6 : Composition du Gaz pauvre.....	49
Tableau V.7 : Composition de la MEA Entrée (pauvre).....	49
Tableau V.8 : Sortie (riche).....	49
Tableau V.9 : Bilan de matière global de l'absorbeur.....	50
Tableau V.10 : Bilan thermique.....	52
Tableau VI.1 : influence de la température de la MEA sur le moussage.....	62
Tableau VI.2 : Composition molaire par Chromatographie.....	63
Tableau VI.3 : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage.....	63
Tableau VI.4 : Viscosité cinématique = 41,03 cts.....	64
Tableau VI.5 : L'évolution de la viscosité.....	65
Tableau VI.6 : Contamination de MEA par Chlorures.....	66
Tableau VI.7 : des Informations de Performance de AES de la Norme TEMA.....	74
Tableau VI.8 : des informations du Datasheet Côté Construction.....	75
Tableau VI.9 : de Description d'échangeur	77

Liste de figures

Figure I.1 : Zone de process.....	12
Figure I.2 : Zone de stockage te chargement.....	13
Figure VI.1 : Vaporisateur de MEA.....	59
Figure VI.2 : Contamination intérieur de la pompe.....	59
Figure VI.3 : Surface du puisard.....	60
Figure VI.4 : surface du puisard.....	60
Figure VI.5 : Puisard Ouvert.....	60
Figure.VI.6 : variation du moussage en fonction de la température de la solution MEA.....	62
Figure.VI.7 : variation du moussage en fonction du volume de la gazoline.....	63
Figure.VI.8 : la variation du moussage en fonction de la concentration d’anti mousse.....	64
Figure VI.9 : Echangeurs à tube et calandre.....	67
Figure VI.10 : Orifice Circulaire pour la Couvrir de boite et layout.....	67
Figure VI.11 : Démonstration d’échangeur tube et calandre.....	68
Figure VI.12 : Tube entre les plaques tubulaires.....	68
Figure VI.13 : Faisceau de tubes forme de U.....	69
Figure VI.14 : Chicanes Démonstrations entrée calandre e Sortie.....	69
Figure VI.15 : Chicane Démonstrations sortie calandre.....	70
Figure VI.16 : Chicane Démonstration de circulation de fluide (côte calandre)	70
Figure VI.17 : Le Chicanes.....	70
Figure VI.18 : Boîte de distribution.....	71
Figure VI.19 : Les passes côte tube.....	72
Figure VI.20 : Boîtes de distribution de tête et de fond.....	72
Figure VI.21 : disposition des tubes.....	73
Figure VI.22 : Spécification de Échangeur par Datasheet X32C.....	76
Figure VI.23 : Débris marin sur la plaque.....	77
Figure VI.24 : Corrosion dans Tube Layout.....	78
Figure VI.25 : Tube fuyard.....	79
Figure VI.26 : Plaque tubulaire.....	80
Figure VI.27 : Tube Fuyard Soude.....	81

Liste des figures

Figure VI.28 : Nettoyage de la Plaque Tubulaire.....	82
Figure.VI.29 : Place de l'échangeur X32-C dans le procédé.....	84

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Le gaz naturel est considéré comme une source d'énergie qui joue un rôle très important dans l'industrie moderne, La liquéfaction de gaz naturel est un procédé de base pour transporter le maximum de GNL en diminuant son volume d'environ 600 fois et cela pour pouvoir faciliter son transport.

Le GL2/Z est une importante installation de liquéfaction de gaz naturel qui produit le GNL, du propane, du butane et de Gazoline elle présente un essor économique important pour l'Algérie. Le Gaz naturel qui alimente une unité de liquéfaction doit subir au préalable, un traitement afin d'éliminer les gaz contaminants susceptibles de se solidifier lors de la liquéfaction comme le CO₂ qui s'élimine par un traitement à la monoéthanolamine. Il est utilisé à une concentration de l'ordre de 15 à 20 % (pourcentage massique).

Dans le procédé d'élimination des gaz acides, la MEA joue un rôle très important.

Des études ont montré que cette monoéthanolamine est souvent contaminée, ce qui conduit à :

- Sa dégradation d'où son inaction dans l'absorption du CO₂.
- Des pertes de la solution de monoéthanolamine par entraînement durant le lavage à l'eau ou par évaporation.
- Sa contamination par différentes ressources sortant par les chlorures de l'eau de mer due aux fuites : dans les tubes des échangeurs à eau de mer (après leur corrosion).

Notre travail a pour objectifs de :

- . Détecter les anomalies dans la section de décarbonatation et déterminer les causes qui provoquent le moussage
- . Assurer le bon fonctionnement de la section de décarbonatation pour une normalisation du mode de fonctionnement et de contrôle.

Ce travail est divisé en deux parties :

- 1- La première est consacrée à la présentation du complexe et la description du procédé de décarbonatation ainsi la théorie sur le problème de moussage.
- 2- La seconde concerne à vérifier le dimensionnement de l'absorbeur afin de faire la comparaison avec le design, et faire un suivi d'une chaîne d'analyses pour déterminer l'influence de :

- ✚ La température de la solution MEA sur le moussage.
- ✚ Les hydrocarbures lourds sur le moussage.
- ✚ L'excès de l'anti mousse sur le moussage.

-Déterminer l'origine de contamination de la solution MEA par les chlorures et leur influence sur le moussage.

-Identification de l'influence d'autres paramètres par les échangeur a tubes et Calandres, problème de Corrosion par l'eau de mer corrosion (Par piqure).

Chapitre I

Présentation de complexe GL_2/\mathbb{Z}

I. PRÉSENTATION DU COMPLEXE GL2/Z

I.1 HISTORIQUE

Le complexe GL2/Z représente le dernier complexe en date construit pour le compte de la « sonatrach » dans le domaine de la liquéfaction.

C'est un projet qui a été réalisé par la société américaine « Pullman Kellogg Plant service Alegria Inc. » [1] , chargée des études et de la construction et du démarrage des différentes installations du complexe.

Le complexe GL2/Z assure la liquéfaction de 41.25 millions de m³ / jour de gaz naturel en provenance de champs gaziers de Hassi-R'mel avec ou extraction de propane et de gazoline.

- Signature de contrat 09 février 1976.
- Mise en vigueur 01 avril 1976
- Lancement engineering 15 avril 1976
- Ouverture du chantier 15 mars 1977.
- Pose de la première pierre 21 février 1978.
- Début de montage mécanique 01 juillet 1981.
- Première expédition de GNL 20 juillet 1981.

I.2 Date de mise en service

a) Zones Utilités

- Achèvement mécanique : 26 novembre 1980.
- Production vapeur / électricité : 27 juillet 1980.
- Production des utilités : 25 janvier 1981.

b) Zone process (train 100)

- Achèvement mécanique : 14 octobre 1981.
- Première production GNL : 29 juillet 1981.

c) Zone de Stockage et chargement

- Première production de juillet 1981.
- Production cumulée GNL 1533000 m³ 11 septembre 1981.

I.2.1 FONCTION DU L'USINE GL2/Z

Le complexe GL2/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 (Gaz Naturel Liquéfié) est pompé et chargé dans des méthaniers spécialement conçus pour le transport cryogénique pour être expédié vers l'étranger.

Le complexe GL2/Z comporte Six trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. La production des utiles nécessaires au fonctionnement des trains est comme suit :

L'air de service, l'azote, l'eau potable, l'eau de mer, l'électricité et la vapeur d'eau. Pour cela le complexe dispose de :

- 01 chaudière basse pression d'une capacité de 50 T / h.
- 18 chaudières de procédé à haute pression d'une capacité de 122 T / h.
- 04 turbogénérateurs d'une capacité de 20MW chacun.
- 03 chaudières utilités d'une capacité de 90 T / h.
- 05 unités de dessalement d'une capacité de 45 T / h chacune.
- 01 station de pompage d'eau de mer qui se compose.
- Une unité d'air de 5100 m³ / h.
- 06 pompes de 32000m³/h chacune.

I.2.2 SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE

Le complexe GL2/Z est situé au nord-est de Béthioua environ 40km à l'est d'Oran au bord de la méditerranée sur une superficie de 70 hectares, son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau distille et la lutte anti- incendie.

I.2.2.1 DESCRIPTION DE L'USINE

L'usine de liquéfaction de gaz naturel d'Arzew (**GL2Z**) comprend 6 trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. Le gaz naturel d'alimentation est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation. Le débit de gaz naturel distribué est d'environ **1.500.000 m³/h** pour les 6 trains soit en moyenne **250.000 m³/h / train**. Dans chaque train, le gaz naturel d'alimentation est traité pour éliminer le gaz carbonique et la vapeur d'eau ; il est ensuite réfrigéré et distille pour en extraire les hydrocarbures lourds et il est finalement liquéfié à **-162°C**.

Une fois liquéfié, le gaz naturel est envoyé par pompage dans 3 réservoirs de stockage sous une pression de **1,03 bar** absolu, qui desservent l'ensemble des 6 trains. Il est prévu que chaque train de liquéfaction produira en moyen **8.400 m³/h** de GNL soit l'équivalent de **47.000.000 Thermie**.

Les réservoirs de stockage ont une capacité de **100.000 m³** chacun et la capacité totale de stockage correspond à la production de 5 journées complète de l'ensemble des 6 trains.

Chaque méthanier a une capacité moyenne de **125.000m³** et lorsque ces réservoirs sont préparés, le chargement s'effectue en **12h30'** à raison d'un débit de chargement de **1.000m³ GNL/h**.

Tableau I.1 : Conditions de stockage de GNL :

Masse moléculaire	18,2 g/mole
Pression	1,03 bar absolu
Température	- 162°C

L'usine est composée de trois zones :

- Zone des utilités.
- Zone des procédés.
- Zone de stockage et de changement.

I.2.2.2 Zone Utilités

Cette zone est essentiellement autonome et assure la fourniture de toutes les utilités pendant le démarrage et la mise en marche des six (06) trains de liquéfaction ainsi, de toutes les installations de production.

Elle consiste principalement à la production et la fourniture de ce que suit :

a) Energie électrique : Elle est fournie en grande partie par trois (03) turbo- générateurs d'une capacité de 20 MW chacun et de la source Sonelgaz pour également 20 MW, soit un total de 80 MW.

b) Vapeur : Elle est fournie par un ensemble de chaudières de différents tonnages répartis comme suit :

- Trois (03) chaudières HP (Haute Pression) de 90 Tonnes par heure chacune au niveau des utilités ;
- Une (01) chaudière BP (Basse Pression) de 58 Tonnes par heure au niveau des utilités ;
- Neuf (09) chaudières HP de 136 Tonnes par heure ;
- Quatre (06) chaudières HP de 400 Tonnes par heure chacune au niveau de la zone de procédé.

c) Eau dessalé : Elle est fournie par cinq (05) unités de dessalement produisant chacune 45 tonnes par heure utilisée comme eau d'appoint pour les chaudières.

d) Air : Il est fourni par quatre (04) compresseurs d'air permettant la production de l'air instrument servant pour toutes les installations de productions et de l'air service pour les autres besoins du complexe.[1]

e) *Eau de refroidissement* : Elle est fournie par six (06) pompes d'eau de mer d'une capacité de 37 000 m³ par heure chacune.

I.2.2.3 Zone process

La zone de procédé est constituée de six trains identiques fonctionnant en parallèle.[2]

Ils sont alimentés de GN qui provient de Hassi-R'mel à une pression de 46 bars et à des températures ambiantes.

Chaque train est composé de sections suivantes :

- Démercurisation ;
- Décarbonatation ;
- Déshydratation ;
- Fractionnement des hydrocarbures ;
- La liquéfaction ;

Le GN contient des hydrocarbures lourds et légers ainsi que des huiles, de l'eau, du gaz carboniques (CO₂) de l'azote, de l'hélium (He) et de mercure (Hg).[2]



Figure I.1 : Zone de process

I.2.3 Zone de stockage et chargement

Le GNL est stocké à -162°C dans 3 bacs d'une capacité unitaire de 100 000 m³ chacun. Le chargement du produit est assuré au niveau de 2 quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de 40 000 à 145 000 m³ GNL.[2]

Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux (02) bacs de 14.500 m³ chacun.



Figure I.2 : Zone de stockage et chargement

I.2.3.1 DEFINITION DU GAZ NATUREL

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane (**CH₄**) en grande proportion ainsi que d'autres hydrocarbures gazeux tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane et l'hexane en proportion décroissante. Sa composition révèle en outre suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, de gaz carbonique et la vapeur d'eau. La genèse du gaz naturel est tout à fait analogue à la genèse du pétrole (qui est un mélange d'hydrocarbures lourds) et résulte de la décomposition de la matière organique essentiellement sous-marine déposée au cours des époques géologiques et en forme sous les couches sédimentaires. C'est la raison pour laquelle les couches dans lesquelles se trouvent piégé du gaz naturel sont en général plus profondes.[2]

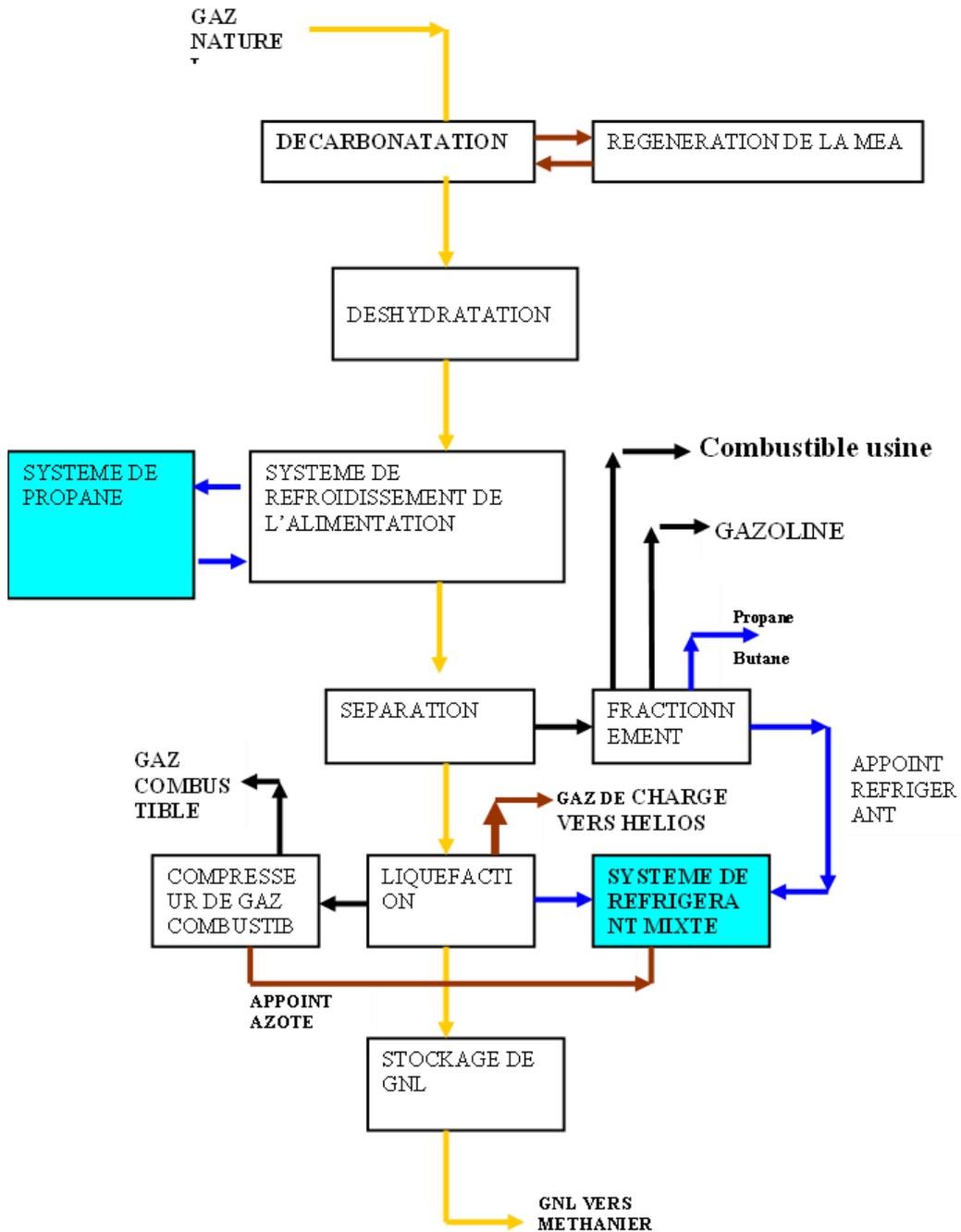
Une certaine quantité du gaz naturel se présente toujours en association avec les gisements de pétrole, c'est le cas par exemple à **HASSI MESSAOUD**.

I.2.3.1 LA COMPOSITION DU GAZ NATUREL

Tableau I.2 : Composition du gaz naturel et la température d'ébullition & fusion de chaque composant :

Composants	Formule chimique	Proportion en (% molaire)	Température D'ébullition En (°C)	Température De Fusion En (°C)
Méthane	CH ₄	83,49	- 1 6 1,5 2	- 1 8 2 ,4 7
Ethane	C ₂ H ₆	6,85	- 88, 5 8	- 1 8 2 ,8
Propane	C ₃ H ₈	2,15	- 4 2, 0 7	- 1 8 7,6 8
i- Butane	i C ₄ H ₁₀	0,3	- 11, 8 1	- 1 5 9 ,6
n- Butane	nC ₄ H ₁₀	0,5	- 0, 4 9	- 1 3 8,3 6
i – Pentane	i C ₅ H ₁₂	0,08	3 6, 0 3	- 1 2 9,1 3
n – Pentane	nC ₅ H ₁₂	0,11	3 6, 0 3	- 1 2 9,1 3
n – Hexane	nC ₆ H ₁₄	0,13	6 8,7	- 9 5 ,3
Gaz carbonique	CO ₂	0,18	- 7 8, 5 9	- 5 6 ,5 7
Azote	N ₂	6	- 1 9 5,8 0	- 2 1 0
Hélium	He	0,21	- 2 6 8, 9 3	/
Eau	H₂O	50ppm	100	0

ORGANIGRAMME



Chapitre II

Description de la section de décarbonatation

II.1. DESCRIPTION DE LA SECTION DE DECARBONATATION

II.1 INTRODUCTION

Le gaz naturel entrant dans chaque train doit être traité avant d'être liquéfié. Les composants du gaz naturel tels que le gaz carbonique la vapeur d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser dans l'extrémité froide du train de liquéfaction, puis à se solidifier à des températures supérieures à celle de la liquéfaction du gaz naturel, provoquant l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids.[2]

Le traitement du gaz regroupe les sections Décarbonatation et Déshydratation dans lesquelles le gaz naturel d'alimentation est débarrassé du gaz carbonique et de la vapeur d'eau, avant d'entrer dans la section séparation où les hydrocarbures lourds sont éliminés. La teneur en CO₂ est inférieure à 70 ppm et celle de la vapeur d'eau inférieure à 0,5 ppm. Ces deux sections sont sous la responsabilité de l'opérateur Traitement Gaz.[3]

II.2 PLACE DANS LE PROCÉDÉ

Le système de décarbonatation par MEA est situé dans la partie centre-est d'un train de procédé.

L'unité de décarbonatation utilisant la monoéthanolamine (MEA), est la première unité qui reçoit le gaz d'alimentation à son entrée dans le procédé.

Une solution aqueuse de MEA agit comme agent d'absorption dans le système de décarbonatation.

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

La concentration du gaz carbonique (CO₂) doit être réduite à 70 ppm (en volume) pour éviter la formation de glace carbonique dans la section de liquéfaction, dû à la solidification du CO₂ à basses températures. Une concentration trop élevée de gaz carbonique entrant dans la section de liquéfaction causerait une solidification dans les refroidisseurs et dans l'échangeur principal. Cette situation entraînerait un arrêt du train de procédé. En cas de mauvais fonctionnement du système de décarbonatation, il faut déclencher tous les équipements du train affecté.[11]

II.2.3 PRINCIPES OPERATOIRES

II.2.3.1. Description générale

II.2.3.2. Alimentation en gaz naturel et décarbonatation

Le gaz naturel d'alimentation après son admission dans l'unité est réparti vers chaque train de procédé par l'intermédiaire d'un collecteur principal.[3]

Le gaz naturel brut pénètre d'abord dans le ballon séparateur 131-F, afin de séparer tous les hydrocarbures lourds susceptibles d'être présents dans le gaz d'alimentation. Tout liquide s'accumulant au fond de ce ballon est évacué vers le système de rejet des hydrocarbures liquides (installations auxiliaires).[2]

Le gaz naturel sortant en tête de 131-F passe à travers un débrumeur métallique placé au sommet du ballon, puis est préchauffé à 38°C dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation 131-C par de la vapeur à 4,5 bars. Le gaz préchauffé est combiné au gaz recyclé provenant du système de régénération du sécheur de gaz et le courant ainsi obtenu est injecté au fond de l'absorbeur.

Le gaz s'élevant dans l'absorbeur est mis en contact à contre-courant avec une solution pauvre (solution de MEA régénérée ou pauvre en gaz carbonique) à 38°C pénétrant par le 5ème plateau de l'absorbeur. Le gaz carbonique est absorbé par la solution pauvre de MEA. Le gaz naturel à 38°C, dont la teneur en gaz carbonique a été réduite à 70 ppm, sort par le sommet de l'absorbeur et est dirigé vers le séchage. La solution « riche » de MEA (riche en gaz carbonique) quitte l'absorbeur par le fond pour entrer dans le ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) à environ 43°C. Dans ce ballon, la plupart des hydrocarbures dissous sont libérés par vaporisation instantanée (flash). Un dispositif est prévu pour permettre aux hydrocarbures lourds liquides accumulés dans le ballon de déborder dans le compartiment de purge situé à l'intérieur du ballon. Ces hydrocarbures lourds sont dirigés vers le système de rejet d'hydrocarbures liquides (installations auxiliaires).[2]

Les quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur sont des plateaux de lavage à l'eau permettant de récupérer la MEA vaporisée et entraînée par le gaz. Ce lavage réduit au minimum les pertes de MEA. Une pompe (136-J) assure un débit d'eau de 17 m³/h du quatrième plateau vers le premier. De l'eau d'appoint (eau d'alimentation chaudières) est ajoutée à l'eau de recyclage avant son entrée au niveau du premier plateau. Une quantité d'eau équivalente est soutirée au refoulement de la pompe et est injectée en aval du préchauffeur de gaz d'alimentation

(131-C). L'injection d'eau a pour but de saturer le gaz d'alimentation de vapeur d'eau de façon à éviter l'encrassement des injecteurs de gaz à l'admission de l'absorbeur. Il est possible de renvoyer l'eau de purge vers le régénérateur comme eau d'appoint.

L'absorbeur fonctionne normalement lorsque le niveau de MEA est au-dessus du point d'admission de gaz c'est à dire que le gaz naturel injecté dans l'absorbeur remonte sous pression dans la solution MEA sous forme de bulles. Le niveau de la solution MEA enrichie, au du fond de l'absorbeur, est contrôlé par la pression différentielle (LIC-I06) développée par la charge du liquide dans l'absorbeur. Ce mode de fonctionnement permet d'extraire le maximum de gaz carbonique du gaz d'alimentation.[3]

II.4 Régénérateur de MEA

La MEA enrichie (MEA + CO₂ dissout) provenant du ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) est chauffée dans les échangeurs 133-C avec la solution chaude de MEA pauvre qui provient du fond du régénérateur'.

La MEA riche est chauffée à 102°C et introduite en tête de la tour de régénération. Le régénérateur à 25 plateaux perforés fonctionne normalement à 110°C et 1,0 bar (effectif) en fond de colonne. Le rebouilleur (134-C) du décarbonateur est chauffé par la vapeur à 4,5 b. Le régénérateur peut fonctionner à 121°C et 1,0 bar (en fond de colonne) permettant ainsi d'extraire le maximum de gaz carbonique.[3]

Le gaz carbonique extrait de la solution riche de MEA passe dans le condenseur de tête (135-C) afin de condenser la majeure partie de la vapeur d'eau à 60°C, Le condensat est séparé dans le ballon de reflux de condensat (133-F). Le gaz carbonique contenant une petite quantité de vapeur d'eau est évacué en tête du ballon de reflux vers l'atmosphère.

Un faible débit de solution MEA pauvre est injecté dans la conduite de vapeur de tête du régénérateur. Ce courant sert d'inhibiteur afin de minimiser la corrosion dans la conduite de vapeur et dans le condenseur de tête du régénérateur 135-C. Ce courant est prélevé côté refoulement de la pompe de circulation de MEA (131-J) et le débit est réglé par une vanne manuelle. Un orifice de restriction de 13 mm est inséré en amont de la vanne pour provoquer une chute de pression. Un autre orifice de restriction de 2 mm est inséré en aval de la vanne. Une pression différentielle d'environ 3,3 bars est créée de manière à permettre une bonne régulation du débit de solution MEA pauvre alimentant la conduite de tête du régénérateur. L'eau condensée dans le condenseur de tête (et l'eau d'appoint constituée par l'eau de lavage de l'absorbeur) est renvoyée au régénérateur de façon à équilibrer le bilan eau du système. Le condensat du séparateur de gaz d'alimentation du sécheur (141-F) peut être renvoyé au ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) pour réduire la quantité d'eau d'appoint nécessaire.[11]

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs 133-C avec la solution MEA riche. Elle est ensuite refroidie dans le refroidisseur (132-C) jusqu'à une température de 38°C par l'eau de mer avant d'être dirigée vers le sommet de l'absorbeur de gaz carbonique.[3]

La pompe de circulation de MEA pauvre (131-J/JA) aspire à la sortie du refroidisseur 132-C et refoule au niveau du 5ème plateau de l'absorbeur de CO₂. Le CO₂ contenu dans le GN est absorbé par la MEA grâce au lavage à contre-courant.

Rebouilleur du régénérateur

La chaleur nécessaire au régénérateur est fournie par le rebouilleur 134-C. La solution s'écoule par gravité à partir du 25ème plateau du régénérateur à travers les tubes du rebouilleur. La vapeur 4,5b nécessaire au rebouillage est désurchauffée par de l'eau d'alimentation des chaudières. Le débit de vapeur est contrôlé par FIC-105. Le rebouilleur est muni d'un pot de condensat dont le niveau est réglé par LIC-121 pour recouvrir de condensat les tubes du rebouilleur en fonction de la demande calorifique nécessaire. Le condensat du rebouilleur est évacué par la vanne de régulation LV-121 vers le collecteur de condensat.

II.4.1 Filtration de MEA pauvre et riche

Un filtre à charbon pour MEA pauvre (132-F) et un filtre à cartouche pour solution MEA riche (131-L) sont prévus pour retenir les impuretés solides de la solution MEA. Si on les laissait s'accumuler, ces impuretés risqueraient de faire mousser la solution dans l'absorbeur 131-E et dans le régénérateur [11]

132-E. Les deux filtres n'admettent qu'une partie du débit total de leur solution respective.

a) Filtration de MEA pauvre

La solution MEA pauvre traversant le filtre 132-F est prélevé en aval de la vanne de régulation (FV-II0). Le débit, indiqué sur FI-112, est contrôlé par une vanne manuelle. Le débit prévu est égal à 5% environ de celui de la solution pauvre (3,2 m³/h). Le courant de soutirage pénètre par le haut et s'écoule à travers du lit de charbon actif, sort par le fond, se mélange à la solution pauvre et passe dans l'absorbeur.[3]

b) Filtration de MEA riche

La solution MEA riche provenant du bas de l'absorbeur est prélevée en amont de la vanne de régulation de niveau (LV-I09) et pénètre par le fond du filtre à cartouche 131-L. Son débit est égal à environ 10% de celui de la solution riche quittant le fond de l'absorbeur et sa valeur (6,35 m³/h) est indiquée sur FI-I04. Ce débit est contrôlé manuellement par une vanne montée sur la conduite d'admission du filtre.

La MEA filtrée ressort en tête de colonne et rejoint la solution riche pour passer dans le ballon de séparation des hydrocarbures I37-F. Ce filtre à cartouche sert à retenir des matières solides comme le tartre, la boue et quelques produits corrosifs contenus dans la MEA.

III.3.1.4. Vaporisateur de MEA

Le vaporisateur de MEA I36-C, conçu pour un débit égal à 3% de circulation (2 m³ /h), permet d'éliminer la plupart des produits corrosifs contenus dans la MEA et de nettoyer la solution de MEA contaminée provenant du puisard de MEA. Le débit à travers le vaporisateur dépend de la propreté du système. Toutes les impuretés présentes sont non volatiles et peuvent être séparées de la solution de MEA par la vaporisation d'une partie de la MEA.

Un soutirage latéral de la solution pauvre est effectué sur la conduite de sortie au fond du régénérateur.

Puisqu'un régulateur de niveau (LC-123) maintient le niveau du liquide dans le vaporisateur, le débit de MEA admis est fonction de la vitesse de vaporisation.

A mesure que la solution bouille, la concentration en MEA augmente jusqu'à ce que la vaporisation commence. Cette vapeur entre dans le régénérateur au-dessous du 25^{ème} plateau. Avant leur entrée dans le régénérateur, les vapeurs traversent un séparateur qui recueille tout liquide entraîné, lequel est envoyé dans le vaporisateur avec le courant d'alimentation. Un

équilibre est atteint lorsque la concentration en MEA de la phase vapeur est égale à celle de la solution entrant dans le vaporisateur. Cependant, étant donné que des impuretés à haut point d'ébullition s'accumulent dans le vaporisateur, la température de sortie de la vapeur a tendance à augmenter. Lorsqu'elle atteint environ 143°C, les impuretés accumulées doivent être enlevées. Ces impuretés peuvent être des solides très fins en suspension, des sels minéraux ou des produits de dégradation de l'amine. Le vaporisateur ne doit pas être utilisé au-dessus de 148°C car ceci pourrait entraîner la vaporisation des impuretés et donc leur retour dans la solution MEA en circulation.[2]

La durée de chaque cycle de fonctionnement du vaporisateur dépend de l'état de la solution MEA et du débit de vapeur. Lorsque la solution pauvre est en bon état, l'accumulation des impuretés est lente. Si le débit de vapeur est faible, le débit de MEA dans le vaporisateur est faible. Il est préférable de laisser le vaporisateur en régime continu, si possible. Des analyses chimiques de la solution pauvre en circulation et son comportement (c'est à dire son pouvoir absorbant, sa tendance à mousser) doivent déterminer les paramètres de fonctionnement du vaporisateur.[3]

II.4.2 Système de stockage et puisard de MEA

Chaque réservoir de stockage de MEA (3 au total) sert à alimenter deux unités de décarbonatation. Ces réservoirs sont situés dans les trains 1, 3 et 5. Chaque réservoir a une capacité de 128,5 m³.

Le réservoir de stockage de MEA 135-F constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 1 et 2 ; le réservoir 335-F approvisionne les trains 3 et 4 et le réservoir 535-F les trains 5 et 6.

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N₂) comportant une vanne de régulation de pression. Ces vannes doivent être réglées de manière à assurer une faible pression positive dans les réservoirs pour empêcher l'entrée d'air. Des reniflards (évents) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression (PI-125) et de température (TI-I04) complètent les accessoires. Les réservoirs de stockage sont également utilisés en tant que capacités temporaires de MEA provenant de l'un ou l'autre des deux trains respectifs, lorsqu'il faut purger le système de MEA par pompage à des fins d'entretien.

Le puisard de MEA 134-F et la pompe du puisard 135-J sont utilisés pour le bac de stockage de MEA. Le puisard reçoit les fuites et les purges de MEA du système. Il sert également à mélanger la solution aqueuse de MEA pour la charge initiale, et fournit l'appoint normal à l'unité de traitement par MEA.[3]

Une partie de ce réservoir est souterraine. Le collecteur de purge est raccordé au bas du puisard. La pompe du puisard de MEA 135-J, aspire depuis le fond du réservoir et peut transférer la solution de MEA à l'aspiration de la pompe de circulation 131J, à l'entrée du vaporisateur de MEA ou au réservoir de stockage 135-F. Des canalisations permettent de faire circuler la solution de MEA dans le puisard.

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, du condensat est ajouté en quantité suffisante pour former une solution à 15%. Il est possible de faire circuler le contenu du réservoir pour assurer un mélange convenable jusqu'à ce que les 15% soient atteints, après

quoi la solution peut être transférée dans le réservoir de stockage 135-F pour la constitution de la réserve initiale. Cette opération s'effectue essentiellement par lots. Comme indiqué précédemment, la solution diluée peut être transférée à d'autres endroits, différents de ceux indiqués ci-dessus.

Le produit qui entre dans le puisard de MEA par le collecteur souterrain est une solution de MEA provenant de la purge des unités suivantes :

Du régénérateur, du rebouilleur et du ballon de reflux, du vaporisateur de MEA, de l'échangeur de chaleur de MEA 133-C, du refroidisseur de MEA 132-C, du ballon de séparation des hydrocarbures 137-F, de l'absorbeur de CO₂ 131-E, du filtre à cartouche de MEA 131-L, du filtre à charbon 132-F et des purges de fond du réservoir de stockage de MEA.[3]

Toutes les pompes utilisées pour le service MEA sont également purgées vers le collecteur.

L'aspiration de la pompe est équipée d'un filtre et une prise d'échantillonnage est installée sur la ligne de refoulement.

II.4.3 Système d'injection anti-mousse

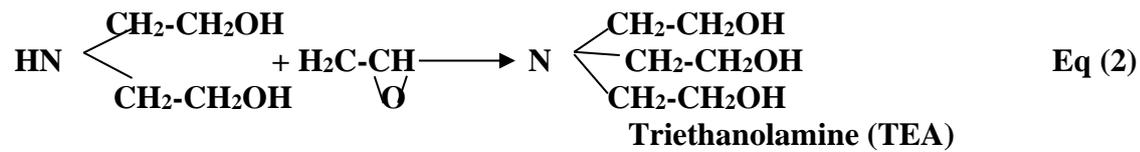
L'unité d'injection anti-mousse permet d'éliminer ou de réduire l'émulsion.

L'unité anti-mousse comprend un réservoir muni d'un niveau visuel et un mélangeur installé par-dessus pour agiter le contenu. L'agent anti-mousse est versé dans le réservoir par un petit tuyau de remplissage placé en tête, et la quantité désirée de condensat est ajoutée par la ligne de condensat, située au sommet du réservoir.[11]

Une pompe doseuse (132-LJ) aspire du fond du réservoir, au travers d'un filtre, et refoule la solution anti-mousse au niveau de l'aspiration de la pompe de circulation de MEA (131-J). Le débit d'injection de la solution anti-mousse dans la solution de MEA en circulation est déterminé par les conditions d'opérations existantes. Au refoulement de la pompe, un PI indique la pression. En cas de surpression, une soupape refoule dans le bac. [3]

Chapitre III

Choix de L'absorbant



La MEA et la DEA sont les deux absorbants les plus couramment utilisés, la TEA n'étant plus utilisée qu'en mélange avec les amines précédentes.

En effet, si le gaz naturel ne contient pas de sulfure de carbone (COS) et de désulfure de carbone (CS₂), on utilise souvent de la MEA qui est très active.

En raison de la présence d'un atome d'azote et un groupe hydroxyde, les étalons amines possèdent les propriétés des amines et celle des alcools.[13]

Les groupes hydroxyde, servent à réduire la tension de vapeur et à augmenter la solubilité à l'eau.

Les groupes amines fournissent l'alcalinité nécessaire dans les solutions aqueuses pour permettre l'absorption des gaz acides.

III.2.1 Comparaison entre les principales alcanoamines

Il existe différents absorbants qui sont utilisés pour éliminer le dioxyde de carbone du GN.

- ✓ **La solution aqueuse de monoéthanolamine (MEA) OH-CH₂-CH₂-NH₂**
- ✓ **La solution aqueuse de diéthanolamine (DEA) NH-(CH₂-CH₂-OH) 2**
- ✓ **La solution aqueuse de triéthanolamine (TEA) N-CH₂-CH₂-OH) 3**

La TEA a été la première des alcanoamines à être utilisée pour l'élimination des composés des gaz acides dans le GN. Elle a été remplacée principalement à cause de sa faible réactivité et de sa stabilité assez faible.

En effet, si le GN ne contient pas de sulfure de carbone (COS) et de désulfure (CS₂), il est préférable d'utiliser souvent de la MEA qui est très active mais si le GN contient du (COS), il est préférable d'utiliser souvent de la DEA, car la MEA réagit avec la (COS) pour donner des composés stables non Régénérable.[13]

Industriellement on rencontre toute une plage de concentration des alcanoamines utilisable dans une solution aqueuse afin d'éviter leur effet sur l'installation. La concentration normale pour la MEA est de 15 à 20% massique mais des concentrations faibles sont préférables sans pour autant dépasser les 15%. Des solutions d'une respectivement de 25 à 35% et de 30 à 40% massique pour la DEA et la TEA, mais d'une façon plus générale et à des conditions habituelles, ces alcanolamine sont utilisés à des concentration de 15%,20%,30% respectivement pour la MEA, DEA et TEA.[13]

III.2.2 Choix de la solution de la MEA

Ce choix est déterminé par la nature du gaz à traiter et les conditions de pression et de température.

La MEA en solution aqueuse et le solvant préféré pour épurer les gaz qui ont relativement une faible concentration de H₂S et CO₂, ne contient pas le COS et le CS₂, ou bien pour le gaz contenant uniquement le CO₂.

La faible masse moléculaire de la MEA conduite à un pouvoir absorbant important pour une solution de concentration et de masse faible ainsi que sa récupération facile à partir de solution contaminée, ce sont des avantages qui équilibrent les inconvénients :

Formation des composés stables et irréversibles avec le COS et CS₂.

Pertes de la MEA par vaporisation de fait de sa pression de vapeur élevée.

Corrosivité élevée particulièrement pour des solutions à plus de 20 % en masse et fortement chargée en gaz-acide.[3]

Parmi les développements importants des procédés à la MEA, l'utilisation des inhibiteurs de corrosion très efficaces permet de fonctionner avec des concentrations et de solution de la MEA supérieurs à 30 % en masse.

III.2.3 Propriétés physico-chimiques de la MEA

La MEA est un composé mixte qui possède à la fois des propriétés des alcools et des amines.

Aux conditions normales de pression et de température, la MEA est un liquide légèrement visqueux, présentant une faible odeur ammoniacale, elle est soluble en toute proportion à l'eau, les Alcools et les Cétones Aliphatiques à chaîne courte. Sa solubilité est nulle dans les esters des Hydrocarbures Aliphatiques et Aromatiques ainsi que dans l'éther. La MEA est légèrement volatile avec la vapeur d'eau et absorbe l'anhydride carbonique de l'air.[11]

Elle possède de forte propriétés basiques (PH=12.5a température ambiante). La MEA n'est pas nocive dans les conditions normales d'emploi, mais sa manipulation est plus dangereuse car sa nature alcaline peut provoquer des maladies oculaires et une irritation cutanée.

Par exposition prolongée à la lumière la MEA finit par se colorer en jaune claire et cela est dû sans doute à l'influence d'impuretés et des traces de métaux (Cu, Fe) présents dans les cuves d'appoint (une solution brune indique une oxydation due à un contact avec l'oxygène). Sa cristallisation conduit à des cristaux blanc translucides, elle a une densité légèrement supérieure à celle de l'eau (d=1.0179). C'est un corps combustible

Tableau III.1 : Propriétés de la MEA

	MEA pure	Solution 15 %
Point d'ébullition	170 °C	106 °C point de bulle, 202 °C point de rosée
Point de cristallisation	10 °C	- 42 °C
Point éclair	95 °C	200 °C
Densité	1.016	
P.H	12.5 à 20 °C	12.2
Température de stockage	18 à 35 °C	

III.2.3.1 Toxicologie

Légèrement irritant pour la peau ; éviter les contacts prolongés.

Plus dangereuse pour les muqueuses et les yeux.

En cas de contact, laver à grande eau.

En cas d'ingestion, faire vomir.

III.2.3.2 Propriétés chimiques

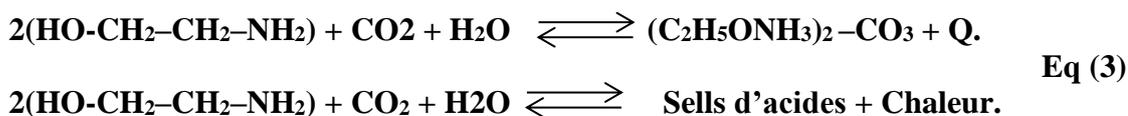
- ✚ Désignation chimique : 2 – Aminoéthanol –1 Amine (NH₂).
- ✚ Structure chimique : NH₂ – CH₂ – CH₂ – OH Hydroxyde (OH).
- ✚ Attaque le cuivre et ses alliages, le fer, l'aluminium.
- ✚ Réaction exothermique avec les acides.
- ✚ S'oxyde au contact de l'air.

III.3 Mécanisme d'interaction entre le CO₂ et la MEA

L'absorption du CO₂, par la Monoéthanolamine aura lieu à basse température et à haute pression.

Le gaz naturel est amené dans la colonne à contre-courant par une solution aqueuse à 15 % à la température d'amorçage : 38 °C et la pression 42 Bars.[13]

Il va se produire la réaction chimique suivante :



C'est une réaction exothermique accompagnée d'un dégagement de chaleur (Q).

Elle est réversible : en apportant une certaine quantité d'énergie au produit de réaction, nous pouvons retrouver les produits initiaux :

MEA + Eau en phase gazeuse.
CO₂ en phase gazeuse.

Ce qui permet d'éliminer le CO₂, de réutiliser la Monoéthanolamine et de fonctionner sans perte. En théorie, cette régénération est parfaite et le système fonctionne sans perte, ce qui n'est pas le cas en pratique ou il faudrait éliminer d'autres produits tels que les hydrocarbures entraînés avec la MEA pour retrouver la solution de départ.

III.3.1 Les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation

L'utilisation de la solution MEA dans le procédé de décarbonatation du GN peut provoquer de sérieux problèmes.[3]

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 les plus importants rencontrés dans cette section sont comme suit :

III.3.2 Problème de dégradation de la MEA

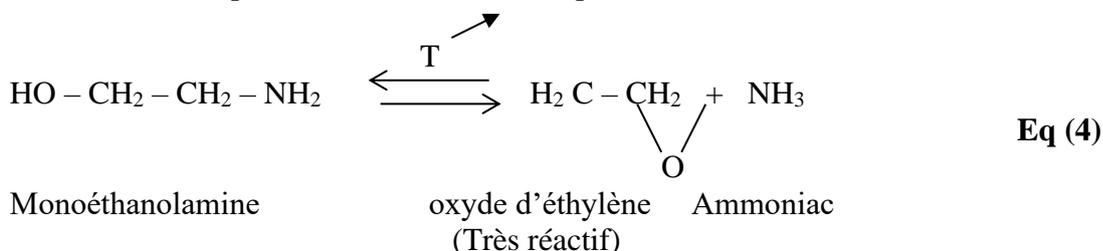
Sa dégradation peut entraîner une mauvaise absorption du CO₂. Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont généralement moins volatils et peuvent être séparés de la solution par vaporisation.

Cette dégradation est due aux facteurs suivants :

III.4 Dégradation thermique

Elle est définie comme étant une destruction d'ordre chimique ou thermique de la MEA et cela sous l'effet de la chaleur excessive, ce qui conduit à la formation des produits de dégradation ou des sels thermiquement stables.

A haute température la MEA se décompose selon la réaction :



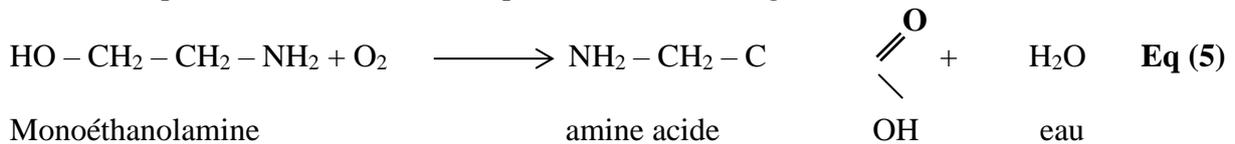
La vitesse de la réaction de décomposition est assez sensible à partir de 130°C, 180°C, la décomposition de la MEA est instantanée.

Les produits de décomposition, en particulier l'oxyde d'éthylène sont extrêmement réactifs.

III.4.1 Dégradation par formation de produits non régénérables

A. Réaction avec l'oxygène

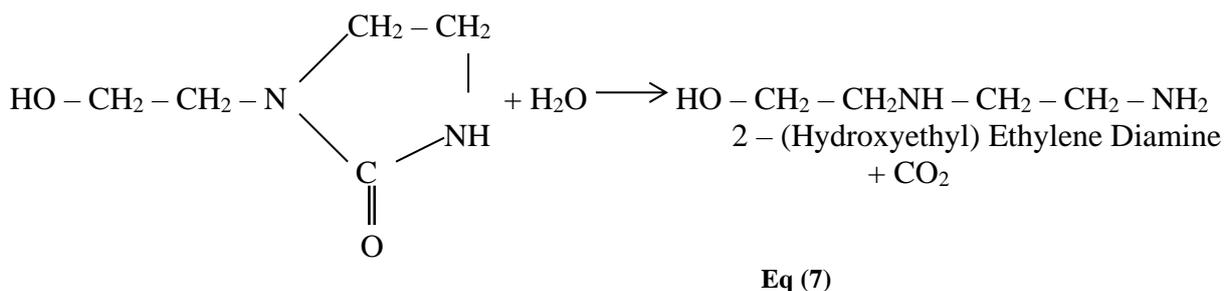
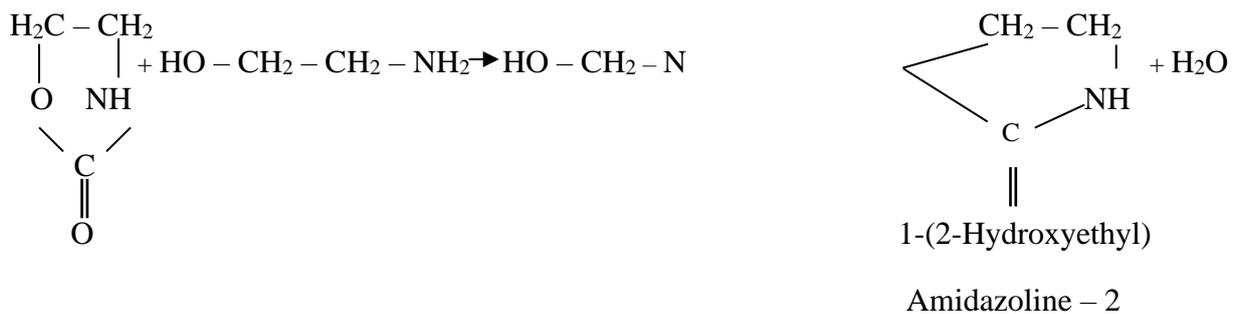
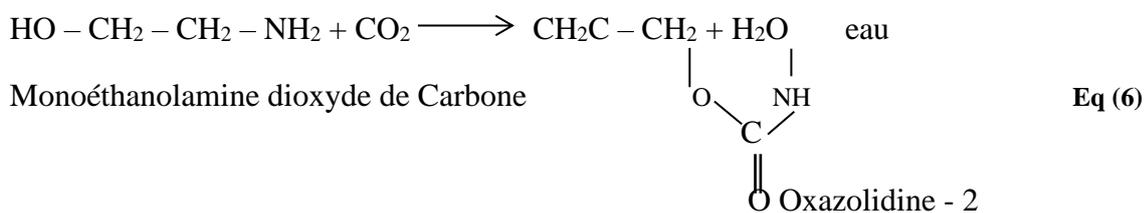
Au contact de l'air la MEA s'oxyde rapidement pour former des produits organiques corrosifs et pouvant même entamer le problème de moussage, selon la réaction suivante :



L'amine acide formé peut aussi se poly condenser et donne des polymères.

B. Réaction avec le dioxyde de carbone

En plus de la réaction de la MEA avec le CO₂ donnant des produits régénérables, la MEA réagit aussi avec le CO₂ de façon irréversible et cette réaction est très lente, s'effectue de la manière suivante :

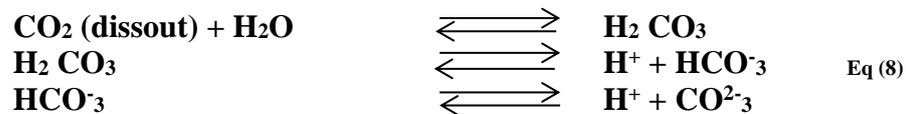


III.5 Problème de corrosion

La corrosion est considérée comme le problème le plus grave touchant les unités à éthanolamine (décarbonatation), l'étendue de cette corrosion dépend d'un certain nombre de facteurs tel 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. [11]

III.5.1 Corrosion par gaz acides

La réaction de la MEA avec CO_2 forme un acide carbonique H_2CO_3 , selon réactions suivantes :



La présence de cet acide en solution dans la MEA fait de cette solution une substance agressive vis-à-vis les métaux des différents équipements.

III.5.2 Corrosion par des amines

Les produits de dégradation des solvants sont les agents de corrosions les plus puissantes, ces produits résultent de la réaction irréversible entre certains constituants du gaz naturel et de la solution d'amine.

L'utilisation de la solution monoéthanolamine à forte concentration provoque l'augmentation de la température de la boucle d'absorption suite à une mauvaise évacuation de la chaleur dégagée par l'effet thermique de l'absorption suite à un faible débit de la solution MEA en circulation.

III.5.3 Problème de moussage

La formation de mousse peut être due à un changement trop rapide du débit de la solution ou bien à l'accumulation d'impuretés dans le système, les acides organiques dans le gaz, les inhibiteurs de corrosion, les produits de dégradation et l'eau d'appoint ayant une teneur élevée en matière minérale.[11]

Le meilleur remède contre le problème de moussage et de prendre soin de la solution amine, un bon fonctionnement du récupérateur et un filtrage de la solution sont nécessaire et l'utilisation d'anti-mousse pour contrôler le problème.

La formule de LAPLACE $P = 2\sigma / R$ exprime la relation entre la pression dans la bulle (P), son rayon (R) et la pression interphasique (S).

Moussage de la solution de la MEA

La MEA a une tension superficielle de 48,8 ergs / cm² à 20 °C tandis que celle de l'eau à la même température de 72,6 ergs / cm². D'après LAPLACE, les solutions aqueuses de la MEA sont à caractères moussants, même si 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.[3]

La pratique nous a montré que ce moussage pouvait intervenir en cas de :

- ✚ Présence d'hydrocarbures liquides dans le GN
- ✚ Présence d'impuretés solides
- ✚ Variation brusque du débit de charge GN ou de MEA
- ✚ Produits de dégradation de la solution de MEA
- ✚ Excès d'agent anti-mousse

Une bonne filtration, dans les filtres mécaniques 131 L, 175 L et le filtre à charbon 132 F, doit éliminer les contaminants.

Les produits de dégradation de la solution et les autres impuretés à point d'ébullition élevée sont éliminés dans le 136 C.

Le moussage peut être signalé par une variation de la différence de pression du 132 E (PDI 105). La perte de charge augmente au début du moussage dans la colonne.

Ce moussage limite la capacité de la section et entraîne des pertes de solution. Lors de l'apparition de ce phénomène, l'opérateur devra :

- Baisser la charge
- Injecter un produit anti-moussant (Rhodorsil ou SAG 10) qui calme le phénomène de façon temporaire.
- Traiter la cause qui a engendré le phénomène, car un excès de produit anti-mousse risque de se concentrer avec la MEA et fabriquer des produits de décomposition lors de son passage dans le circuit de régénération.

III.6 Problème de contamination

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

Les chlorures de l'eau de mer provoquent la dégradation partielle de la solution MEA, ce qui rend la réaction entre la MEA et CO₂ non parfaite d'où mauvaise absorption du CO₂, il faut que la quantité des chlorures soit négligeable.[11]

III.6.1 Pertes de la solution de MEA

Les pertes d'amines peuvent se produire par entraînement de la solution, dégradation chimique de l'amine ou par fuites mécaniques et évaporation.

Pertes par entraînement

Ces pertes sont dues à l'entraînement physique par le gaz de l'absorbant. Afin de réduire ses pertes, la configuration actuelle des absorbeurs comprend une section de lavage.

Pertes par dégradation

Ces pertes peuvent être causées par le contact avec l'air, comme elles peuvent être causées par des hautes températures de rebouilleur.[11]

Pertes par évaporation

La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur de la MEA, la T° et la concentration de la MEA. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau.

III.7 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, le liquide se stabilise d'une manière plus ou moins longue dans le déversoir.

Cet engorgement l'augmentation de la pression différentielle dans la colonne est dû :

Au niveau du liquide de plus en plus haut sur les plateaux.

Au manque de souplesse des clapets qui soient bouclés, soient gênés dans leurs courses par une texture fibreuse provoquant généralement de la polymérisation de L'oxyde d'éthylène.

III.8 Stockage et manutention de la MEA

Le transport et le stockage de la MEA doivent se faire dans des récipients en fer revêtu en acier résistant à la corrosion en verre ou en polyoléfine.

Le produit ne doit pas rester trop longtemps en contact du fer pour éviter la coloration.

Son hygroscopicité et sa propriété d'absorption du CO₂ exige une fermeture étendre à l'air.

La MEA est considérée comme nocive pour la santé dans le journal officiel du CE n° L 360 du 30.12.1976.[3]

Lors de la manipulation la MEA il est recommandé de mettre des gangs, car elle irrite la peau et porter des lunettes de protection.

Au chauffage, il faut noter que la concentration maximale sur les lieux d'utilisation et de 3 ppm en volume soit 6 mg / m³.

Dans le réservoir d'amine pure on utilise des serpentins de chauffage en cas de température ambiante très basse on préfère des réservoirs calorifuge.[11]

Généralement le stockage et la manutention de la solution aqueuse de la MEA est plus facile que pour la MEA pure, cela due au fait que les solutions aqueuses aient des viscosités et des points de congélation inférieur.

Chapitre IV

Théorie sur le Problème de Moussage

IV. THEORIE SUR LE PROBLEME DE MOUSSAGE

IV.1 INTRODUCTION AU MOUSSAGE

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

La formule de LAPLACE ($P = 2S/R$) exprime la relation entre la pression dans la bulle P, son rayon R et la tension interphase S.[12]

Si la pression P du gaz dans la bulle dépasse la pression extérieure P_{ext} , la bulle crève et la mousse ne peut pas se former.

Une bulle ne sera stable que si la solidité de ses parois dépasse la différence de pression extérieure et intérieure, soit la grandeur $(P - P_{ext})$.

Les substances qui affaiblissent notablement la tension superficielle d'un liquide sont dites substances tensioactives. Ces substances sont généralement des molécules renfermant un groupement fortement polaire tel que (COOH, OH) qui est hydrophile et un groupement hydrophobe qui est généralement un grand radical hydrocarboné non polaire (alcool ou acide gras macromoléculaire).

Il en résulte que la tension superficielle a une importance essentielle dans les processus tel que le lavage d'un gaz par un liquide. Le phénomène de moussage est lié à une intense augmentation de la surface, qui exige une dépense d'énergie, il s'accomplit d'autant plus facilement que la tension superficielle du liquide est faible.

IV.2. FACTEURS FAVORISANT LE MOUSSAGE

Le moussage peut réduire le débit des installations, augmenter les pertes de MEA, empêcher une régénération adéquate et affecter de manière contraire l'efficacité de traitement. Le moussage réduit également l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux à cause du mauvais contact entre le gaz et le liquide.

Il est presque toujours accompagné d'une élévation de la perte de charge de la colonne. L'expérience a montré que ce problème pouvait intervenir en cas de présence de :

- ✚ Des hydrocarbures liquides dans le gaz.
- ✚ Des solides en suspensions finement divisés.
- ✚ Des inhibiteurs de corrosion.
- ✚ Des produits de dégradation de MEA.
- ✚ L'excès d'agent anti-mousse et l'eau d'appoint ayant une teneur élevée en matières minérales.
- ✚ Variation brusque de débit de charge ou de MEA.
- ✚ Des turbulences excessives et une grande vitesse de contact liquide/gaz entraînent également un moussage de la solution.
- ✚ Huiles et graisse.

Ce moussage limite la capacité de la section de décarbonatation, entraîne des pertes de solution et affecte la performance de l'absorbeur et de la colonne de cette section, car le moussage signale une solution de mauvaise qualité.

Le moussage se manifeste par les phénomènes suivants :

- ✚ Une chute de pression à travers les plateaux de l'absorbeur.
- ✚ Une augmentation du niveau de liquide dans le ballon séparateur du sécheur d'alimentation.
- ✚ Une chute de pression dans le régénérateur.
- ✚ En cas de moussage, le vaporisateur peut continuer à fonctionner à son niveau normal mais le niveau du fond du régénérateur variera rapidement.

IV.3 PRECAUTION A PRENDRE CONTRE LE MOUSSAGE

Pour éviter momentanément les pertes d'amines dans l'unité de décarbonatation :

- ✚ Réduire la charge de l'unité (MEA et GN).
- ✚ Si la masse est persistante, la capacité de l'unité peut diminuer jusqu'à moins de 65% sa capacité nominal.

Pour donner les moyens effectifs d'éviter le moussage, il faut d'abord, lors du projet de lavage, prendre des facteurs de sécurité dans le dimensionnement de l'appareillage.

Si le gaz brut à un point de rosé supérieur à la température de fond de l'absorbeur, les condensations doivent être entraînées en cours de lavage.[11]

Il est bon de prévoir un séparateur liquide-vapeur en amont de la colonne d'absorption pour éliminer les hydrocarbures liquides.

Il est nécessaire également d'éviter le moussage par une filtration convenable des impuretés accumulées dans le système et cela pour assurer un bon fonctionnement du vaporisateur.

Un filtre à charbon pour la MEA pauvre et autre pour la MEA riche sont prévus pour retenir les impuretés solides en suspension dans la solution en circulation.

L'injection des agents anti-moussants en tête de la colonne d'absorption, peut être considérée comme précaution provisoire pour permettre de déceler la cause du moussage et de l'éliminer.

Ces deux dernières précautions seront prises par les opérateurs de l'unité selon les résultats pratique obtenus, lesquels varient dans chaque cas.

IV.4 CARACTERISTIQUES FONDAMENTALES DES ANTI-MOUSSE

Les anti-mousses les plus populaires et efficaces utilisés dans les solutions de traitement de gaz peuvent être classés en quatre types principaux :

1. Les types hydrocarbures à savoir les huiles minérales.
2. Les types alcool (ester) savons à savoir glycols, acides gras et dérivés.
3. Les types silicones à savoir les émulsions à 10 et 30%.
4. Une combinaison de 1 et 3.

Les anti-mousses les plus utilisés sont les composés silicones. Les concentrations désirables pour une bonne suppression de mousse sont généralement de 10 à 15 ppm dans la solution.

Les anti-mousses solubles dans l'eau sont souvent plus efficaces s'ils sont dilués avant d'être injectés dans le système.[11]

IV.5 TYPES DE FILTRES

Le système actuel est un ensemble de trois filtres montés en série et comprenant :

- ✚ Un filtre destiné à retenir les solides en suspension.
(Diamètre des particules retenus $d \geq \mu\text{m}$).
- ✚ Un absorbeur à charbon actif.
- ✚ Un filtre à retenir les particules dont le diamètre $d \leq 5\mu\text{m}$.

Une bonne filtration dans les filtres doit éliminer les contaminations qui peuvent provoquer le moussage.

Chapitre V

Redimensionnement de l'absorbeur

V.1 REDIMENSIONNEMENT DE L'ABSORBEUR

Données

Composition du gaz riche

Constituant	% molaire
C ₁	83,910
C ₂	6,849
C ₃	2,040
iC ₄	0,310
nC ₄	0,500
iC ₅	0,090
nC ₅	0,110
C ⁺ ₆	0,020
CO ₂	0,200
N ₂	5,790
He	0,180
H ₂ O	0,000006
Σ	100

Tableau V.1 : Composition du gaz Riche

Débit d'entrée gaz riche : 273000Nm³/h
 Température à l'entrée du gaz naturel : 38°C
 Pression d'entrée du gaz naturel : 42,8bar
 Température de MEA : 38°C
 Débit d'entrée de la MEA pauvre : 51m³/h
 Concentration de MEA : 15%
 Teneur en CO₂ à l'entrée : 0,21%
 Teneur en CO₂ à la sortie : 70 ppm
 Température de MEA à la sortie 41°C

V.2 BILAN DE MATIERE

V.2.1 Bilan matière à l'entrée

G'_T : débit molaire de gaz à l'entrée de l'absorbeur.

D'après la loi d'Avogadro :

$$G'_T = \frac{V}{22,4} = \frac{273000}{22,4} = 12187,5 \text{ kmole/h.}$$

L' : débit de la solution de MEA à l'entrée.

X^e_{MEA} : fraction molaire de MEA à l'entrée de l'absorbeur.

$X^e_{CO_2}$: fraction molaire de CO₂ à l'entrée de l'absorbeur dans la solution pauvre.

$X^e_{H_2O}$: fraction molaire de H₂O à l'entrée de l'absorbeur dans la solution pauvre.

$Y^e_{CO_2}$: fraction molaire de l'entrée de l'absorbeur dans le gaz riche.

$Y^e_{H_2O}$: fraction molaire de l'eau à l'entrée de l'absorbeur dans le gaz riche.

V.3 RELATION ENTRE QUANTITE CO₂/MEA/H₂O

La solution aqueuse (MEA) pauvre provenant du 'X35-f' avec un taux de charge =0,15(mole de CO₂/mole de MEA).

Soit :

N_2 : le nombre de moles de MEA, m_2 sa masse et $M_{MEA}=61\text{kg/kmole}$.

N_1 : le nombre de moles de CO₂, m_1 sa masse et $M_{CO_2}=44\text{kg/mole}$.

$$X^e_{MEA} + X^e_{CO_2} + X^e_{H_2O} = 100$$

Avec X^e : fraction massique à l'entrée.

MEA pauvre $X^e_{MEA}=15\%$

$$\frac{N_{CO_2}}{N_{MEA}} = 0,15 \text{ (taux de charge MEA pauvre).}$$

$$\frac{N_{CO_2}}{M_{MEA}} = \frac{m_1}{M_{CO_2}} \frac{M_{MEA}}{m_2} = 0,15$$

$$m_1 = \frac{N_{CO_2}}{N_{MEA}} m_2 0,15$$

Donc si on divise les deux termes sur m totale on aura [12] :

$$X_{CO_2}^e = \frac{M_{CO_2}}{M_{MEA}} \cdot X_{MEA}^e \cdot 0,15$$

$$X_{CO_2}^e = \frac{44}{61} \cdot 15 \cdot 0,15 = 1,622\%$$

$$\boxed{X_{CO_2}^e = 1,622\%}$$

$$X_{MEA}^e + X_{CO_2}^e + X_{H_2O}^e = 100$$

$$X_{H_2O}^e = 100 - X_{MEA}^e - X_{CO_2}^e = 100 - 15 - 1,622 = 83,378\%$$

$$\boxed{X_{H_2O}^e = 83,378\%}$$

V.4 Calcul de débit massique et molaire de la solution

La température de MEA pauvre $T_{MEA} = 38^\circ\text{C}$.

A cette température, $\zeta_{\text{solution}} = 997 \text{ Kg/m}^3$.

A) Calcul de la fraction molaire

$$X_i = \frac{X_i / M_i}{\sum (X_i / M_i)}$$

$$X_{CO_2}^e = \frac{0,01622/44}{0,01622/44 + 0,83378/18 + 0,15/61} = 0,00750$$

$$X_{H_2O}^e = \frac{0,83378/18}{0,01622/44 + 0,83378/18 + 0,15/61} = 0,942$$

$$X_{MEA}^e = \frac{0,15/61}{0,01622/44 + 0,83378/18 + 0,15/61} = 0,0500$$

B) Calcul du débit massique total

$$V_{\text{solution}} = 51 \text{ m}^3/\text{h}.$$

$$L = \zeta \cdot V \quad L_{\text{sol}} = 997.51 = 50847 \text{ Kg/h}.$$

C) Calcul de la masse molaire moyenne

$$M_{\text{sol}} = \sum X'_i M_i$$

$$M_{\text{sol}} = (0,00750.44) + (0,92. 18) + (0,0500. 61) = 20,33 \text{ Kg/Kmole}.$$

$$\boxed{M_{\text{sol}} = 20,33 \text{ Kg/Kmole}}$$

D) Calcul du débit molaire total

$$L'_{\text{sol}} = L_{\text{sol}}/M_{\text{sol}} \quad L'_{\text{sol}} = \frac{50847}{20,33} = 2501,08 \text{ kmole/h}$$

$$\boxed{L'_{\text{sol}} = 2501,08 \text{ kmole/h}}$$

E) Calcul du débit molaire et massique de chaque constituant

$$L_i = L_{\text{sol}} \cdot X_i \quad (\text{débit massique}).$$

$$L_{\text{CO}_2} = 50847 \cdot 0,01622 = 824,74 \text{ Kg/h}$$

$$L_{\text{MEA}} = 50847 \cdot 0,15 = 7627,05 \text{ Kg/h}$$

$$L_{\text{H}_2\text{O}} = 50847 \cdot 0,83378 = 42395,21 \text{ Kg/h}$$

$$L'_i = L'_{\text{sol}} \cdot X'_i \quad (\text{débit molaire})$$

$$L'_{\text{CO}_2} = 2501,08 \cdot 0,00750 = 18,7581 \text{ Kmole/h}.$$

$$L'_{\text{MEA}} = 2501,08 \cdot 0,0500 = 125,054 \text{ Kmole/h}.$$

$$L'_{\text{H}_2\text{O}} = 2501,08 \cdot 0,942 = 2356,017 \text{ Kmole/h}.$$

V.4.1 Calcul du débit massique et molaire du gaz naturel**La masse moléculaire moyenne**

$$M_{\text{moy}} = \sum Y'_i \cdot M_i, \quad M_{\text{moy}} = 18,724 \text{ Kg/Kmole}.$$

a) Calcul de la fraction massique

$$Y_i = \frac{Y'_i M_i}{M_{\text{moy}}}$$

$$Y_{\text{CO}_2} = \frac{0,2 \cdot 44}{18,724} = 0,469\%$$

De la même façon en calcul toutes les fractions massiques de chaque constituant, les résultats sont affichés dans le tableau si dessous :

Y_{CH_4}	71,702%
Y_{C_2}	10,97%
Y_{C_3}	4,79%
Y_{Ic_4}	0,96%
Y_{Nc_4}	1,54%
Y_{Ic_5}	0,346%
Y_{Nc_5}	0,42%
$Y_{C^+_6}$	0,09%
Y_{CO_2}	0,47%
Y_{N_2}	8,66%
Y_{He}	0,04%
Y_{H_2O}	0,0005767%

Tableau V.2 : Fractions Massiques de chaque constituant

b) Calcul du débit massique et molaire de chaque constituant

Le débit volumique du gaz à l'entrée de l'absorbeur est de :

$$V_{\text{gaz}} = 273000 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

Donc :

$$G'_T = \frac{273000}{22,4} = 12187,5 \text{ Kmole/h}.$$

c) Calcul du débit molaire de chaque constituant

$$G'^e_i = Y^e_i \cdot G'_R$$

Exemple de calcul

$$G'_{CH_4} = 12187,5 \cdot 0,71702 = 8719,531 \text{ Kmole/h}.$$

Les résultats de calcul sont affichée dans le tableau si dessous :

Fraction molaire	Débit molaire
0,002	24,375
0,0018	21,9375
0,0579	705,656
0,8391	10226,53
0,06849	834,721
0,0204	248,625
0,0031	37,781
0,005	60,9375
0,0009	10,968
0,0011	13,406
0,0002	2,4375
0,000006	0,0731

Tableau V.3 : Fraction molaire et Débit molaire

d) Calcul du débit massique à l'entrée de l'absorbeur

$$G^e_T = G^*_T \cdot M_{\text{moy}}$$

$$G^e_T = 12187,5 \cdot 18,724 = 228198,75 \text{Kg/h.}$$

e) Calcul du débit massique a de chaque constituant

$$G^e_i = Y_i \cdot G^e_R$$

Exemple de calcul

$$G^e_{\text{CH}_4} = 228198,75 \cdot 0,71702 = 163623,0677 \text{Kg/h.}$$

Les résultats de calcul sont affichée dans le tableau si dessous :

Constituants	Fraction massique	Débit massique
CO2	0,00469	1070,25
He	0,00038	86,71
N2	0,0866	19762,01
C1	0,71702	163623,06
C2	0,10973	25040,24
C3	0,04793	10937,56
iC4	0,0096	2190,708
NC4	0,0154	3514,26
Ic5	0,0035	798,69
NC5	0,0042	958,43
C6	0,00091	207,66
H2O	5,80E-06	1,316

Tableau V.4 : Constituants et fraction et débit Massique

Tableau V.5 : Composition du gaz riche

Constituant	Mi	y'i	Mi*Y'i	Yi	G'i	Gi
CH ₄	16	0,8391	13,4256	0,71702	10226,53	163623,06
C ₂ H ₆	30	0,06849	2,0547	0,10973	834,721	25040,24
C ₃ H ₈	44	0,0204	0,8976	0,04793	248,625	10937,56
iC ₄ H ₈	58	0,0031	0,1798	0,0096	37,781	2190,708
nC ₄ H ₁₀	58	0,005	0,29	0,0154	60,9375	3514,26
iC ₅ H ₁₂	72	0,0009	0,0648	0,00346	10,968	798,69
NC ₅ H ₁₂	72	0,0011	0,0792	0,00422	13,406	958,43
C ₆ ⁺	86	0,0002	0,0172	0,00091	2,4375	207,66
N ₂	28	0,0579	1,6212	0,08657	705,656	19762,01
CO ₂	44	0,002	0,088	0,00469	24,375	1070,25
H ₂ O	18	6E-06	0,000108	5,77E-06	0,0731	1,316
He	4	0,0018	0,0072	0,0003	21,9375	86,71
Σ		1	18,725408	1	12896,19842	241469,3847

V.5 BILAN MATIERE A LA SORTIE DE L'ABSORBEUR

V.6 Calcul de la quantité de CO₂ dans la MEA riche

$$G'_{CO_2}{}^{abs} = G'^e_T \cdot Y'^e_{CO_2} - G'^s_T \cdot Y'^s_{CO_2}$$

Avec :

$G'_{CO_2}{}^{abs}$: la quantité de CO₂ absorbé par la MEA faisons le bilan sur les inertes :

Les inertes sont C₁- C₂ et N₂ + H₂O + He.

$$G'^e_{int} = G'^e_T(1-Y'^e_{CO_2}) = G'^s_T(1-Y'^s_{CO_2})$$

$$G'^e_{int} = \frac{G'^e_{int}}{(1-Y'^e_{CO_2})} \quad \text{et} \quad G'^s_{int} = \frac{G'^s_{int}}{(1-Y'^s_{CO_2})}$$

$$G'^e_{int} = G'^e_T (1-Y'^e_{CO_2})$$

$$G'^e_{int} = 12187,5 (1-0.002) = 12163,125 \text{Kmole/h.}$$

Donc :

1%	→	10000ppm
0.21%	→	2100ppm
$Y'^s_{CO_2}$	→	70ppm

$$Y'^s_{CO_2} = 70 \cdot 10^{-6}$$

$$G'^{abs}_{CO_2} = \frac{12163,125}{1-0,002} \cdot 0,002 - \frac{12163,125}{1-70 \cdot 10^{-6}} \cdot 70 \cdot 10^{-6} = 23,523 \text{ Kmole/h}$$

$$\boxed{G'^{abs}_{CO_2} = 23,523 \text{ Kmole/h}}$$

Calcul du débit de gaz CO₂ dans la MEA riche

$$L'^s_{CO_2} = 23,523 + 18,7581 = 42,28 \text{ Kmole/h.}$$

$$\boxed{L'^s_{CO_2} = 42,28 \text{ Kmole/h.}}$$

V.6.1 Calcul de la quantité de H₂O dans le gaz riche

$$P_{H_2O} = P_T \cdot Y'^s_{H_2O} \quad (\text{Raoult})$$

$$P_{H_2O} = P^{\circ}_{H_2O} \cdot X'^s_{H_2O} \quad (\text{Dalton})$$

$$P_T \cdot Y'^s_{H_2O} = P^{\circ}_{H_2O} \cdot X'^s_{H_2O} \quad \longrightarrow \quad Y'^s_{H_2O} = \frac{P^{\circ}_{H_2O} X'^s_{H_2O}}{P_T}$$

$$Y'^s_{H_2O} = \frac{0,0798 \cdot 0,942}{42,8} = 0,001756$$

Faisons le bilan sur les inertes :

$$G'_{int} = G'^e_T (1 - Y'^e_{H_2O}) = G'^s_T (1 - Y'^s_{H_2O}).$$

$$G'_{int} = 12187,5 (1 - 6 \cdot 10^{-6}) = 12187,42 \text{ Kmole/h.}$$

$$\boxed{G'_{int} = 12187,42 \text{ Kmole/h.}}$$

$$G'^{trans}_{H_2O} = \frac{G'_{int}}{(1 - Y'^s_{H_2O})} Y'^s_{H_2O} - \frac{G'_{int}}{(1 - Y'^e_{H_2O})} Y'^e_{H_2O}$$

$$G'^{\text{trans}}_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{12187,5}{(1-0,001756)} 0,001756 - \frac{12187,5}{(1-6.10^{-6})} 6.10^{-6}$$

$$G'^{\text{trans}}_{\text{H}_2\text{O}} = \mathbf{21,365 \text{ Kmole/h}}$$

V.6.2 Calcul du débit de H₂O dans la solution riche de MEA

Débit molaire

$$L^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = 2356,017 - 21,365 = 2334,805 \text{ Kmole/h}$$

$$L^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = \mathbf{2334,805 \text{ Kmole/h}}$$

Débit massique

$$L^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = L^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$L^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = 2334,805 \cdot 18 = 42026,496 \text{ Kg/h}$$

$$L^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = \mathbf{42026,496 \text{ Kg/h}}$$

Calcul du débit de H₂O dans la sortie

$$G^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = G'^{\text{trans}}_{\text{H}_2\text{O}} + G^{\text{e}}_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$G^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = 21,365 + 0,0731 = 22,677 \text{ Kmole/h.}$$

$$G^{\text{s}}_{\text{H}_2\text{O}} = \mathbf{21,438 \text{ Kmole/h.}}$$

Calcul du débit de gaz de CO₂ dans le gaz pauvre :

$$G^{\text{s}}_{\text{CO}_2} = G^{\text{e}}_{\text{CO}_2} - G^{\text{abs}}_{\text{CO}_2} = 24,375 - 23,523 = 0,852 \text{ Kmole/h.}$$

$$G^{\text{s}}_{\text{CO}_2} = \mathbf{0,852 \text{ Kmole/h}}$$

Tableau V.6 : Composition du Gaz pauvre

Constituant	M _i	y _i	M _i *Y _i	Y _i	G' _i	G _i
CH ₄	16	0,8391	13,4256	0,71702	10226,53	163623,06
C ₂ H ₆	30	0,06849	2,0547	0,10973	834,721	25040,24
C ₃ H ₈	44	0,0204	0,8976	0,04793	248,625	10937,56
iC ₄ H ₈	58	0,0031	0,1798	0,0096	37,781	2190,708
nC ₄ H ₁₀	58	0,005	0,29	0,0154	60,9375	3514,26
iC ₅ H ₁₂	72	0,0009	0,0648	0,00346	10,968	798,69
NC ₅ H ₁₂	72	0,0011	0,0792	0,00422	13,406	958,43
C ₆ ⁺	86	0,0002	0,0172	0,00091	2,4375	207,66
N ₂	28	0,0579	1,6212	0,08657	705,656	19762,01
CO ₂	44	0,00007	0,00308	0,0001649	0,853	37,629
H ₂ O	18	0,001756	0,031608	0,00169	21,40	385,65
He	4	0,0018	0,0072	0,0003	21,9375	86,71
Σ		1	18,67	1	12185,25	227542,60

Tableau V.7 : Composition de la MEA Entrée (pauvre)

Constituant	M _i	X _i	X _i M _i	X _i	L' _i (kmole/h)	L _i (kg/h)
MEA	61	0,05	3,05	0,1500	125,054	7627,05
CO ₂	44	0,0075	0,33	0,01622	18,75	824,73
H ₂ O	18	0,94200	16,956	0,83378	2356,017	42395,21
Σ		1	20,336	1	2501,08	50847

Tableau V.8: Sortie (riche)

Constituant	M _i	X _i	X _i M _i	X _i	L' _i (kmole/h)	L _i (kg/h)
MEA	61	0,04948	3,048	0,1482	125,054	8180,99
CO ₂	44	0,01578	0,694	0,0337	42,28	1860,32
H ₂ O	18	0,93422	16,815	0,8179	2334,805	42026,19
Σ		1	20,557	1	2502,139	51436,47

Tableau V.9 : Bilan de matière global de l'absorbeur

	Entrée	Sortie
GAZ pauvre	-----	12185,25 kmole/h
MEA riche	-----	2502,139 kmole/h
GAZ riche	12896,19842 kmole/h	-----
MEA pauvre	2501,08 kmole/h	-----

V.7 BILAN THERMIQUE

Etant donné que la réaction est exothermique la valeur de la chaleur de la réaction est de signe positif.[13]

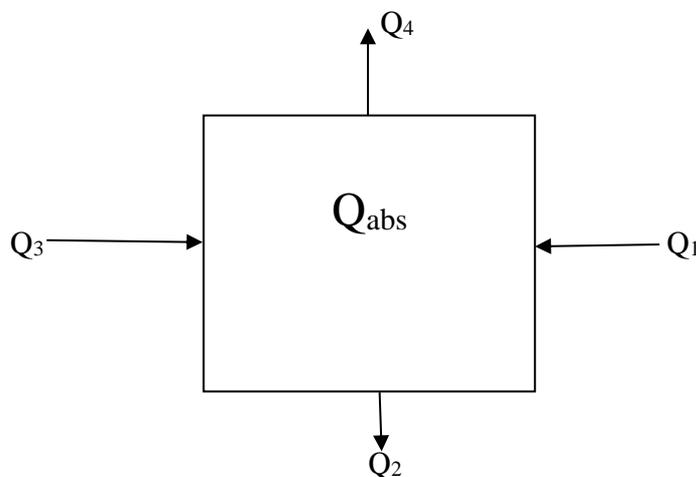
Q_1 : la chaleur apportée par la MEA pauvre.

Q_3 : la chaleur apportée par le gaz riche.

Q_{abs} : la chaleur dégagée par la réaction.

Q_2 : la chaleur emportée par la MEA riche.

Q_4 : la chaleur emportée par le pauvre.



V.7.1 Calcul de la chaleur dégagée par la réaction

$$Q_{abs} = G^{abs}_{CO_2} \cdot \Delta H_R$$

$G^{abs}_{CO_2}$: quantité de CO₂ absorbée (Kg/h).

ΔH_R : la chaleur de la réaction (Kcal/h).

$$G^{abs}_{CO_2} = G'^{abs}_{CO_2} \cdot M_{CO_2} = 23,523.44 = 1035,012 \text{ Kg/h.}$$

$$Q_{abs} = 1035,012 \cdot 45,9 = 47507,0508 \text{ Kcal/h}$$

V.7.2 Quantité de chaleur apportée par le gaz riche

$$Q_3 = G'_R \cdot H_{GR}$$

G'_R = quantité du gaz riche à l'entrée (Kmole/h).

H_{GR} : enthalpie du gaz riche (Kcal/Kmole).

$$H_{GR} = C_P \cdot T$$

T : la température d'entrée du gaz riche.

C_P : chaleur spécifique moyenne (Kcal/Kmole°K).

C_{Pi} : chaleur spécifique de chaque constituant.

$$C_P = \sum C_{Pi} \cdot Y_i$$

$$C_P = 9,1225 \text{Kcal/Kmole}^\circ\text{K}$$

$$H_{GR} = 9,1225 \cdot 311 = 2837,0975 \text{Kcal/Kmole.}$$

$$Q_3 = G'_R \cdot H_{GR} = 2837,0975 \cdot 12187,5 = 34577125,78 \text{Kcal/h.}$$

$$Q_3 = 34577125,78 \text{Kcal/h.}$$

V.7.2.1 Quantité de chaleur apportée par la MEA pauvre

$$Q_1 = L_P \cdot H_P$$

L_P : quantité de solution pauvre à l'entrée.

H_P : enthalpie de la MEA pauvre.

$$\text{MEA à } t = 40^\circ\text{C} \longrightarrow C_P = 0,956 \text{Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

Remarque :

L'effet thermique de CO₂ est négligeable car sa teneur est faible

$$H_P = C_P \cdot t$$

$$H_P = 0,956 \cdot 41 = 39,196 \text{Kcal/Kg.}$$

$$Q_1 = L_P \cdot H_P$$

$$Q_1 = 39,196 \cdot 50847 = 1992999,012 \text{Kcal/h.}$$

V.7.2.2 Quantité de chaleur emportée par le gaz pauvre

$$Q_4 = G'_P \cdot H_P$$

H_P : l'enthalpie d'un gaz à la sortie (pauvre).

G'_P : quantité du gaz sortie.

$$H_P = C_P \cdot T$$

C_P : chaleur spécifique moyenne.

$$C_P = \sum C_{Pi} \cdot Y_i$$

$$C_P = 9,1794 \text{Kcal/Kmole}^\circ\text{K.}$$

$$H_P = 9,1794 \cdot 311 = 2854,7934 \text{Kcal/Kmole.}$$

$$Q_4 = G'_P \cdot H_P$$

$$Q_4 = 12185,25 \cdot 2854,7934 = 34786371,28 \text{Kcal/h.}$$

$$Q_4 = 34786371,28 \text{Kcal/h.}$$

V.7.2.3 Quantité de chaleur emportée par la MEA riche

$$Q_2 = Q_1 + Q_3 + Q_{\text{abs}} - Q_4$$

$$Q_2 = 1831260,563 \text{Kcal/h.}$$

Tableau V.10: Bilan thermique

	produits	Quantité de chaleur
Entrée	Gaz riche (Q ₃)	34577125,78
	MEA pauvre(Q ₁)	1992999,012
	Effet thermique (Q _{abs})	47507,0508
	Σ	36617631,84
Sortie	Gaz riche(Q ₄)	34786371,28
	MEA pauvre(Q ₂)	1831260,563
	Σ	36617631,84

Dimensionnement de l'absorbeur

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

1. Détermination du nombre de plateaux réels

On détermine le nombre de plateaux par la formule suivante :

$$N = \frac{\log\left(\frac{Y'_{CO_2}{}^s}{Y'_{CO_2}{}^e}\right)}{\log(1 - E)}$$

N : Nombre de plateaux

$Y'_{CO_2}{}^e$: Concentrations molaire de CO₂ dans le gaz riche.

$Y'_{CO_2}{}^s$: Concentration molaire de CO₂ dans le gaz pauvre.

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

$$N = \frac{\log\left(\frac{70 \cdot 10^{-6}}{0,002}\right)}{\log(1 - 0,11)}$$

$$N = 28,76$$

Nombre de plateau réel est 29 plateaux.

N = 29 plateaux.

2. Calcul du diamètre de l'absorbeur D

2.1. 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 détermine en fonction de l'espacement entre les plateaux
 $K_v = 0,06$.

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

M_m : Masse moléculaire moyenne du gaz.

P : Pression de service (42,8 bars).

T₀ et **P₀** température et pression aux conditions normales (T₀ = 273 K, P₀ = 1 atm).

$$\rho_G = \frac{18,724.42,24.273}{22,4.311} = 31 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_G = 31 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$$W_{max} = 0,06 \sqrt{\frac{997 - 31}{31}}$$

$$W_{max} = 0,335 \text{ m/s}$$

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.

$$G = \rho_G \cdot V$$

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

$$V = \frac{228198,75}{31.3600}$$

$$V=2045 \text{ m}^3/h$$

$$D = \sqrt{\frac{4.2,045}{3,14.0,335}}$$

$$D=2,788\text{m}$$

Diamètre réel est de 2,877 m.

3. Calcul de la hauteur de l'absorbeur

3.1. Calcul de la hauteur garni par les plateaux

$$H_p = (N - 1). h$$

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

$$H_p = (29 - 1). 0,7$$

$$H_p = 19,6 \text{ m.}$$

3.2. Détermination de la hauteur H_1

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

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

H₁^F : La hauteur de fond qui est déterminée en fonction du diamètre de la colonne.

$$H_1^F = \frac{D}{4}$$

$$H_1^F = \frac{2,788D}{4}$$

$$H_1^F = 0,697m$$

H₁^S : La hauteur de sécurité entre le plateau inférieur et le niveau du liquide ($H_1^S = 1,371m$).

H₁' : 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 :

$\tau = 8$ min.

$$H_1^S = \frac{V_1}{S_1}$$

V₁ : Volume de l'absorbant (Kg/h).

S₁ : La section libre entre les plateaux.

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

$$V_1 = \frac{50847.8}{60.997}$$

$$V_1 = 6,8m^3$$

$$S_1 = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$S_1 = \frac{(3,14 \cdot 2,788^2)}{4}$$

$$S_1 = 6,10m^2$$

Donc :

$$H_1^S = \frac{V_1}{S_1}$$

$$H_1^S = \frac{6,8}{6,10} ; \quad H_1^S = 1,1m$$

Finalement ; On calcul la hauteur (H₁)

$$H_1 = 1,1 + 0,697 + 1,371 = 3,18m$$

$$H_1 = 3,18m$$

3.3. Calcul de la hauteur de la colonne (H_C)

H₂ : La hauteur de la zone trouvant au-dessus du plateau supérieur.

$$H_2 = 3 \text{ m}$$

$$H_C = H_1 + H_2 + H_P$$

$$H_C = 1,1 + 3 + 3,18 = 7,28$$

$$H_C = 25,913m$$

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 m).

$$H_T = (2,5 - 0,697) + 25,78 = 27,58m$$

$$H_T = 27,58m$$

Réellement la hauteur de l'absorbeur est de 28,205 m

Chapitre VI

Analyse de Problématiques

VI. LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LA SECTION DE DECARBONATATION

Dans ce stage à GL2/Z m'a permis de découvrir plusieurs anomalies au niveau de la section de décarbonatation.

VI.1 DYSFONCTIONNEMENT DE LA SECTION

- ✚ La régénération par vaporisation et condensation partielle ne permet pas d'éliminer certains produits non vaporisables pour cela on utilise un vaporisateur qui assure le lavage de la solution MEA pauvre qui provient du régénérateur par la vapeur désurchauffée, ce dernier ne fonctionne pas à cause d'un percement coté tube.



Figure VI.1 : Vaporisateur de MEA

- ✚ La pompe qui véhicule le produit anti mousse ne fonctionne pas, de ce fait la préparation de la solution ne se fait pas dans le bac qui assure la bonne dilution.



Figure VI.2 : Contamination intérieur de la pompe

VI.2 CONTAMINATION DE LA SOLUTION MEA

Nous avons remarqué plusieurs fois une grande quantité des huiles sur la surface du puisard qui provient de la pompe.



Figure VI.3 : surface du puisard

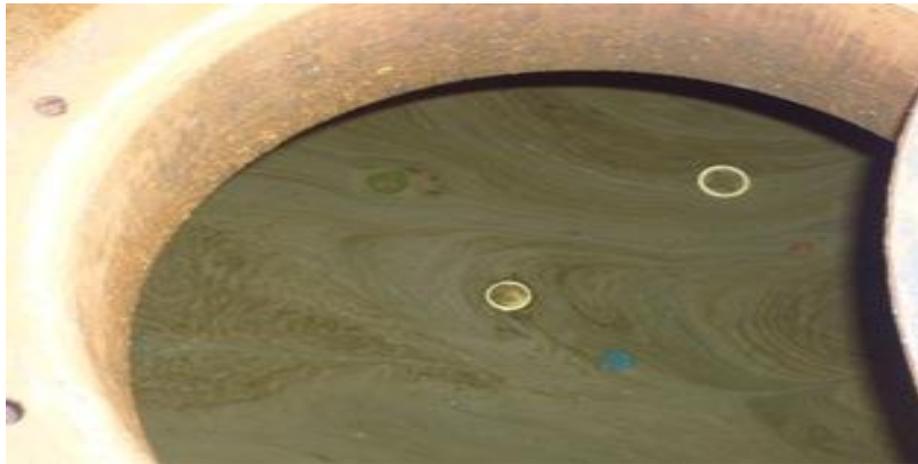


Figure VI.4 : surface du puisard

- ✚ Absence du filtre qui se trouve à la surface du puisard qui assure l'élimination de toutes matières en suspension.



Figure VI.5 : Puisard Ouvert

- ✚ Le lessivage qui élimine les dépôts dans les conduits ne se fait pas actuellement.
- ✚ Contamination de la MEA par des chlorures, la concentration des chlorures maximale admissible ne doit pas dépasser 150 ppm.

La présence des chlorures dans le circuit MEA est due à :

- a-Perforation des tubes des échangeurs
- b-L 'arrosage à eau de mer au voisinage du puisard MEA.

VI.2.1 Partie analyse

VI.2.2 Introduction

Après avoir présenté le problème de moussage concernant la section de décarbonatation, notre travail dans cette partie consiste à déceler les principaux facteurs qui favorisent son apparition en se basant sur des expériences au niveau du laboratoire du complexe.

- ✚ Influence de la température de la solution MEA sur le moussage.
- ✚ Influence des hydrocarbures lourds sur le moussage.
- ✚ Influence de l'excès l'anti mousse sur le moussage.

VI.3. INFLUENCE DE LA TEMPERATURE DE LA SOLUTION DE MEA SUR LE MOUSSAGE

VI.3.1 Principe

L'expérience est basée sur le chauffage de la solution de MEA à 15 % sans et avec addition d'anti-mousse SAG10.

VI.3.2 Mode opératoire

A l'aide d'un bain marie, chauffer la solution MEA (avec 50 ppm de SAG 10) à différentes températures de 25 °C à 60 °C. Ensuite, disperser le gaz dans une éprouvette graduée de 250 ml contenant 50 ml échantillon à analyser.

- ✚ Enregistrer la hauteur de la mousse produite en « ml ».
- ✚ Effectuer un essai à blanc dans les mêmes conditions (sans anti mousse).

VI.3.3 Exploitation des résultats

Les résultats de la lecture de mousse sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau. VI.1 : influence de la température de la MEA sur le moussage

T de solution de MEA (C°)	25	30	35	38	40	45	50
Moussage sans SAG10 (ml)	13	15	17	19	20	22	22
Moussage avec SAG10 (ml)	5	6	8	8	10	12	14

- La hauteur du moussage varie avec la température de la solution MEA suivant la représentation graphique de la courbe. [1]

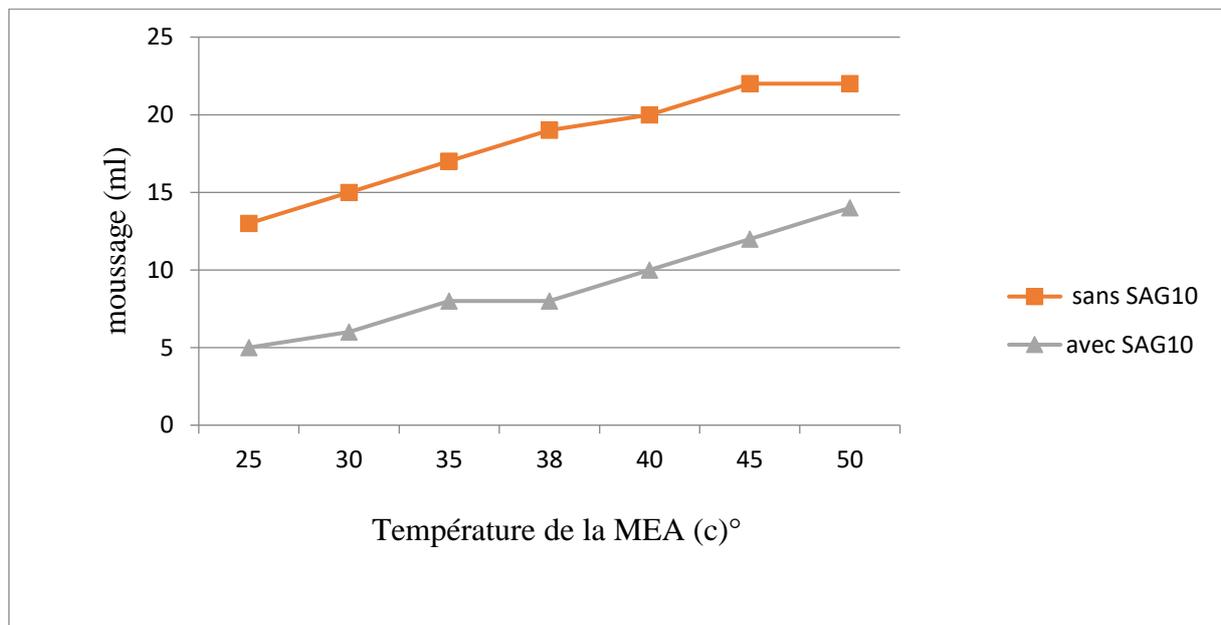


Figure.VI.6 : variation du moussage en fonction de la température de la solution MEA

Analysant le graphe, on constate que l'élévation de la température de la solution de 20°C à 50°C provoque l'augmentation de la mousse.

VI.4 INFLUENCE DES HYDROCARBURES SUR LE MOUSSAGE

VI.4.1 Principe

La gazoline est un hydrocarbure lourd, sa composition molaire est donnée par la chromatographie.

Tableau VI.2 : Composition molaire par Chromatographie

Composants	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8	C9	C10 ⁺
% molaire	00	00	0,026	28,134	32,871	22,806	11,232	3,776	0,925	0,23

VI.4.2 Mode opératoire

L'essai consiste à appliquer le test de moussage de la solution à 15 % en variant à chaque fois le volume de la gazoline tout en respectant la température de 38 °C.

Tableau VI.3 : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage

Volume de la gazoline (ppm)	0.5	1	3	5	9
Moussage sans SAG10	20	21	21	22	23
Moussage avec ASG10	10	10	11	12	13

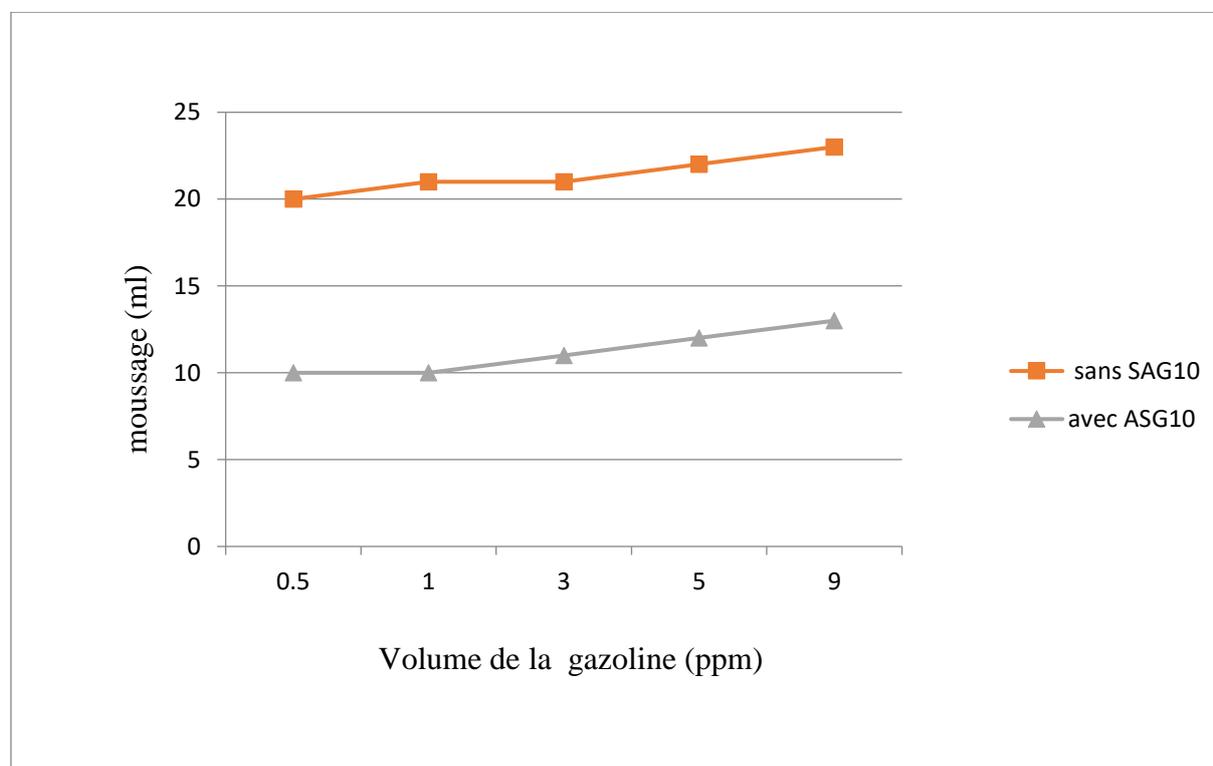


Figure.VI.7 : variation du moussage en fonction du volume de la gazoline

D'après le graphe, le moussage augmente avec l'élévation du volume de la gazoline de 0.5 à 9 ml.

VI.5 INFLUENCE DE L'EXCES D'ANTI MOUSSE SUR LE MOUSSAGE

a. MEA pure

%MEA = 99,7 %.

Densité = 1,010.

Viscosité absolue = 10,12 centpoises.

b. Anti-mousse SAG 10

Densité = 0,970.

Tableau VI.4 : Viscosité cinématique = 41,03 cts.

Concentration d'anti mousse (ppm)	Moussage (ml)
0	19
20	13
40	11
60	7
80	12
100	15
120	17
140	19
160	22
180	27
200	32
250	41
300	63

La courbe est représentée dans le graphe suivant :

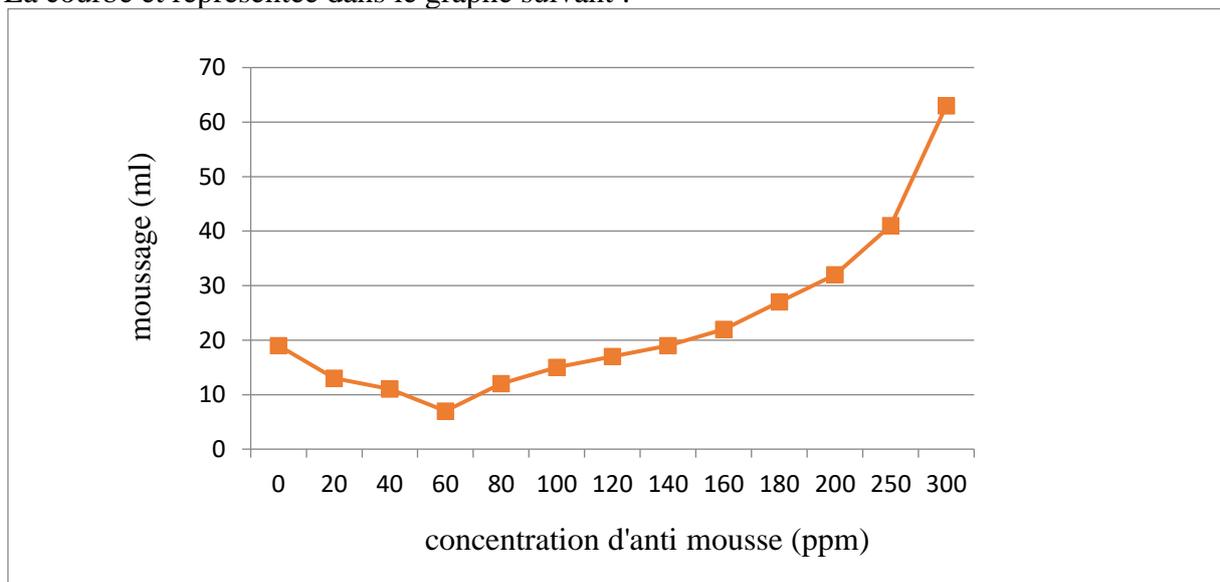


figure.VI.8 : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse

L'injection de SAG 10 dans l'échantillon à analyser sert à réduire le moussage jusqu' à une concentration optimale de 50 à 60 ppm, mais à partir de cette quantité que l'on fera ensuite augmenter, la mousse devienne volumineuse.

Donc on constate d'après l'expérience que l'introduction d'un excès d'agent anti mousse provoque le problème de la mousse.

Explication : la quantité d'anti mousse qui n'a pas réagi pendant la réaction a tendance à se comporter comme un agent moussant et il faut purger cette quantité et on observe ce problème l'orsque la couleur de la MEA change de blanc clair au blanc foncé.

D'après l'expérience effectuée au niveau de laboratoire, la concentration recommandée est de 50 ppm.

VI.5.1 Influence de l'acide sur le moussage

Notre travail porte sur la recherche d'acides dans la solution MEA pauvre. Pour cela, nous avons suivi l'évolution de la viscosité de la solution MEA d'échantillons de MEA pauvre pris directement des trains. En effet, la présence d'acides dans la solution de MEA augmente la viscosité de ces derniers.

Tableau VI.5 : L'évolution de la viscosité

	MEA (%)	CO ₂ (%)	PH	Mousse	Conductivité	Viscosité(c/s)
MEA en poids	15.5	-	12	13	1026	1.06
MEA	14.87	2.07	10.07	14	9270	1.16

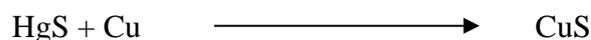
VI.5.2 Interprétation des résultats

On remarque dans le tableau ci-dessus que la viscosité de la solution MEA pauvre a augmenté, de 1.06 c / s à 1,16 c / s, au niveau de ces trains. Ceci prouve, par conséquent, l'existence d'acides dans la solution MEA.

La présence d'acides au niveau de ces trains est confirmée aussi, par l'augmentation de la conductivité et la diminution de pH.

Dans une seconde phase, nous avons essayé d'identifier la nature de l'acide.

En effet, le CuS qui se trouve dans le démercuriseur réagit avec le mercure et donne HgS selon la réaction :



Des quantités de soufre disponible dans le GAZ qui viennent de RTO permettent la formation de l'acide sulfurique par contact avec la solution MEA selon la réaction :



L'acide sulfurique former dans la section de décarbonatation provoque la formation de moussage.

VI.5.3 CONTAMINATION DA LA MEA PAR LES CHLORURES

La contamination de la MEA par des chlorures a été confirmée par des analyses quotidiennes d'après ce tableau :

Date	Heure	MEA	CL-
30/04/2010	00.00	12.37	
30/04/2010	12.00	13.75	6000
01/05/2010	00.00	11.25	
02/05/2010	12.00	12.50	4368
03/05/2010	00.00	13.75	
04/05/2010	00.00	12.50	
05/05/2010	00.00	13.13	
05/05/2010	12.00	12.12	4200
06/05/2010	12.00	12.75	4560
07/05/2010	12.00	13.13	2000
08/05/2010	00.00	13.75	
08/05/2010	12.00	12.5 0	2500
14/05/2010	12.00	13.75	180
15/05/2010	12.00	13.13	200
18/05/2010	00.00	14.38	
20/05/2010	00.00	13.75	
21/05/2010	12.00	14.38	260
22/05/2010	12.00	15.00	248
23/05/2010	12.00	13.75	205
24/05/2010	00.00	15.00	176
25/05/2010	12.00	14.75	165
26/05/2010	00.00	12.75	
27/05/2010	00.00	15 .1	150

Tableau VI.6 : Contamination de MEA par Chlorures

VI.6 GENERALITES SUR LES ÉCHANGEURS DE CHALEUR

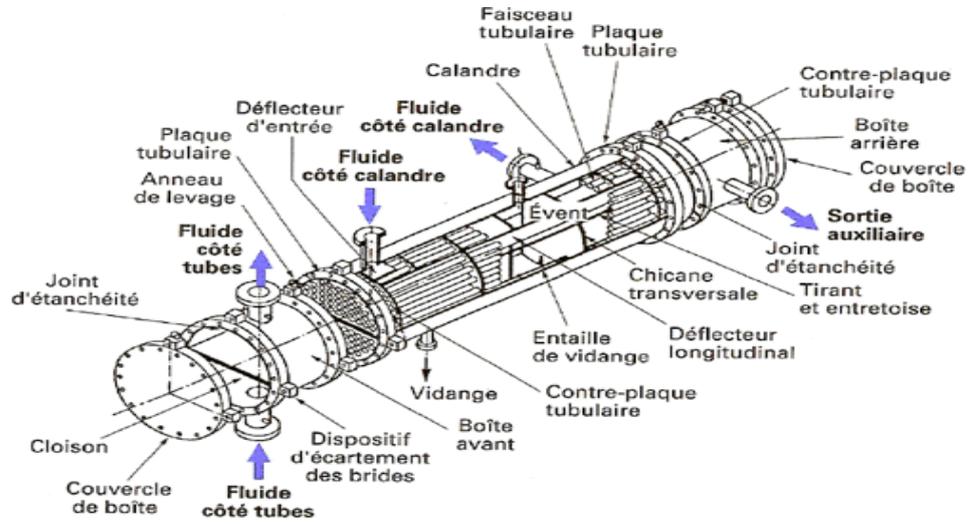


Figure VI.9 : Echangeurs à tube et calandre

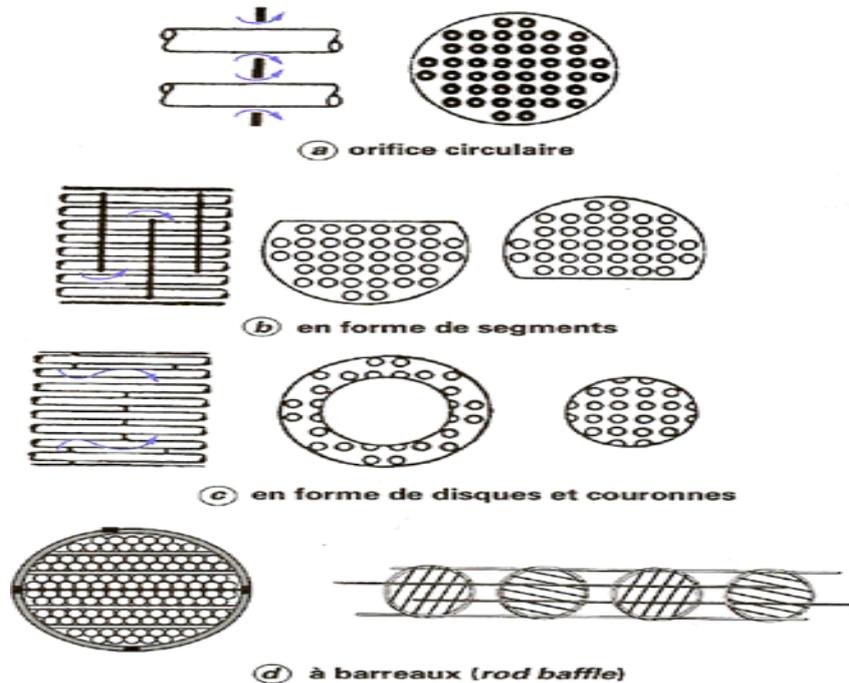


Figure VI.10 : Orifice Circulaire pour la Couvrir de boîte et layout

VI.6.1 Description des échangeurs tubes et calandre

Les échangeurs à tubes et calandre sont parmi les plus utilisés dans les industries de procédé et particulièrement dans la chimie et le raffinage. La plupart des échangeurs tubulaires de ce type sont conçus en respectant les normes "Standards of Tubular Exchanger Manufacturer Association" (TEMA).

TEMA : est une association professionnelle de constructeurs d'échangeurs de ce type, qui se sont réunis pour définir des normes de conception et de construction.[14]

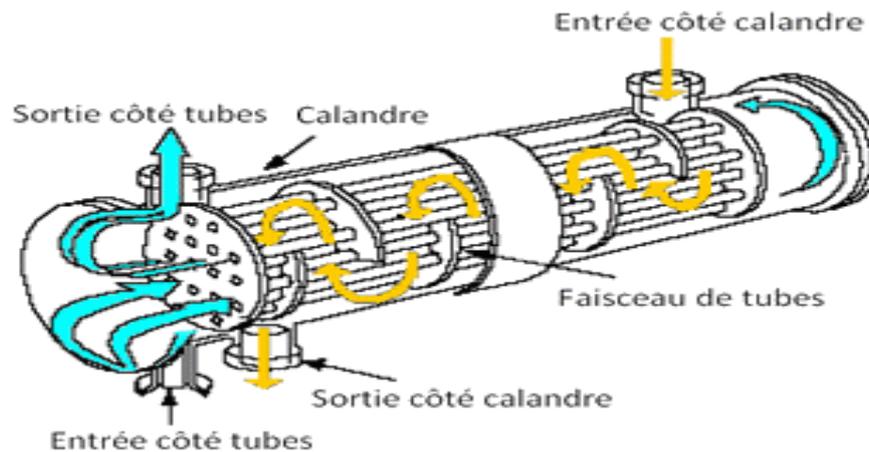


Figure VI.11 : Démonstration d'échangeur tube et calandre

Dans échangeurs à tubes et calandre, l'un des fluides appelé *fluide côté tubes* circule à l'intérieur d'un ensemble de tubes parallèles appelé *faisceau tubulaire*. Ces tubes sont enfermés dans une enveloppe appelée *calandre*. L'autre fluide appelé *fluide côté calandre* circule à l'intérieur de la calandre mais à l'extérieur des tubes.

Les tubes et la calandre sont donc soumis à la pression des fluides et doivent donc être construit pour y résister.[14]

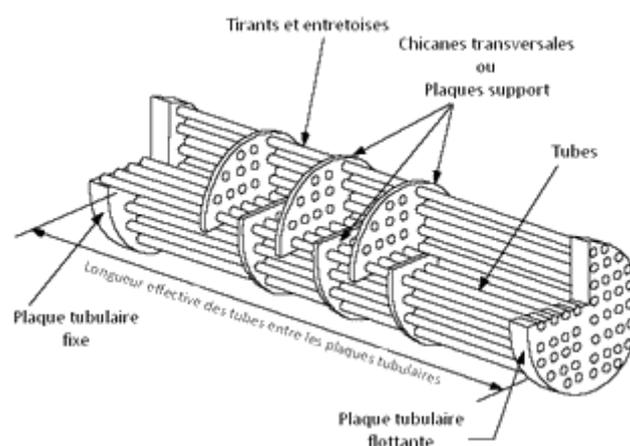


Figure VI.12 : Tube entre les plaques tubulaires

Les tubes sont pris à leur extrémités dans les plaques perforées appelée *plaques tubulaires*, destinées à maintenir les tubes assemblés et à séparer les fluides côté tubes et côté calandre. L'assemblage des tubes sur les plaques tubulaires doit être soigné pour être parfaitement étanche et éviter le passage d'un fluide vers l'autre. Celui-ci est généralement assuré par un

dudgeon nage ou un soudage ou bien les deux.

Les tubes étant généralement souvent de grande longueur (jusqu'à 6 mètres) et de faible diamètre pour optimiser le rapport surface/volume, ils doivent être supportés entre les plaques tubulaires pour éviter leur fléchissement. Ces supports ont la forme de plaques perforées, transversales aux tubes. Les tubes passent au travers des trous. Ces plaques sont maintenues en place au moyen de tirants et d'entretoises.[14]

Les tubes doivent pouvoir accepter les variations de températures imposées par leur service et pouvoir se dilater sans contrainte mécanique excessive. Pour cela il est fréquent de permettre le libre déplacement de l'une des plaques tubulaires. Elle est alors dite *flottante* par opposition avec la *plaque tubulaire fixe* qui maintient le faisceau solidaire de la calandre.

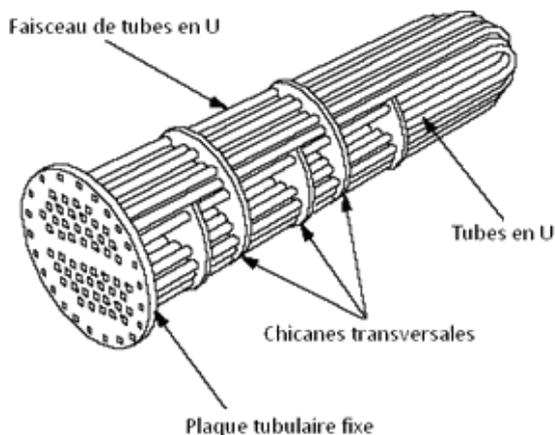


Figure VI.13 : Faisceau de tubes forme de U

Un autre moyen pour autoriser des dilatations importantes des tubes est de donner aux tubes la forme d'un U. Les deux extrémités des tubes seront alors solidaires de la même et unique plaque tubulaire.

Un dernier moyen est d'équiper la calandre d'un soufflet lui permettant de s'allonger sans trop de résistance sous l'effort des tubes qui se dilatent.[14]

Les chicanes

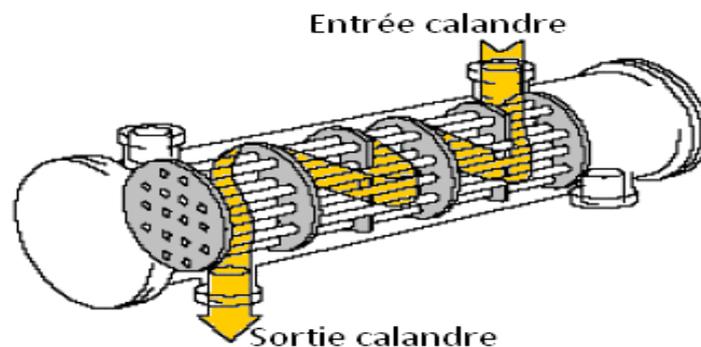


Figure VI.14 : Chicanes Démonstrations entrée calandre e Sortie

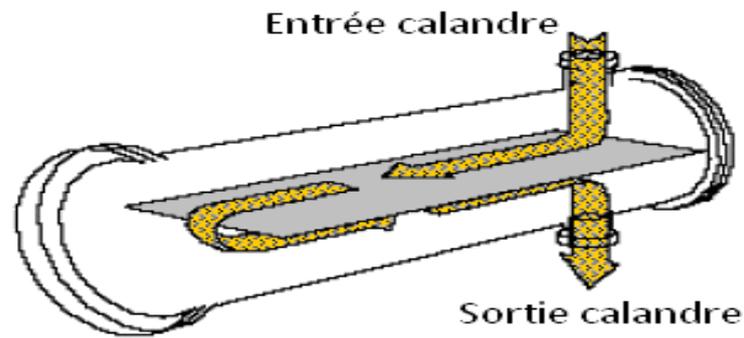


Figure VI.15 : Chicane Démonstrations sortie calandre

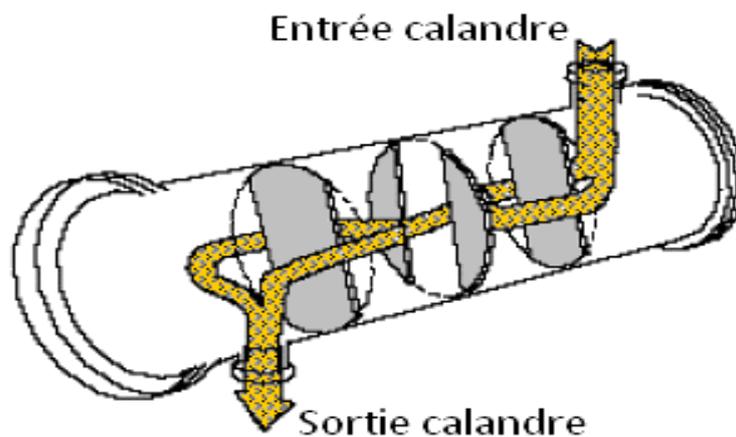


Figure VI.16 : Chicane Démonstration de circulation de fluide (côte calandre)

Des chicanes sont installées côté calandre pour orienter le cheminement du fluide, et forcer son contact avec la totalité de la surface des tubes. Ces chicanes peuvent être orientées perpendiculairement ou parallèlement à l'axe de l'échangeur. Leur fenêtre de passage peut prendre la forme de secteur de cercle simple ou double, ou encore de disques. La coupure de la chicane peut être disposée horizontalement ou verticalement.[14]

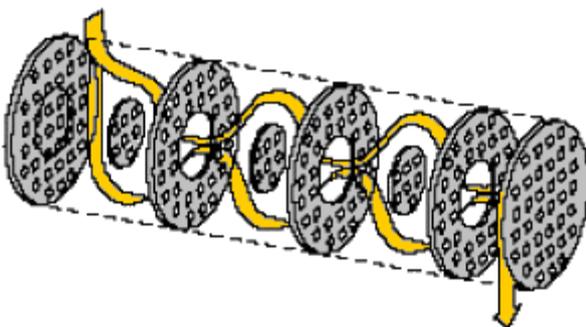


Figure VI.17 : Le Chicanes

Les chicanes contribuent au supportage des tubes. La forme des fenêtres des chicanes fait que certains tubes seront plus supportés que d'autres. Les tubes les moins supportés seront plus

sujets aux vibrations que les tubes mieux supportés. Dans certains cas où ce phénomène peut être critique, on peut choisir de ne pas mettre de tube dans les ouvertures de chicanes. L'échangeur sera alors plus volumineux puisqu'une partie de la calandre sera vide

VI.6.2 Les passes

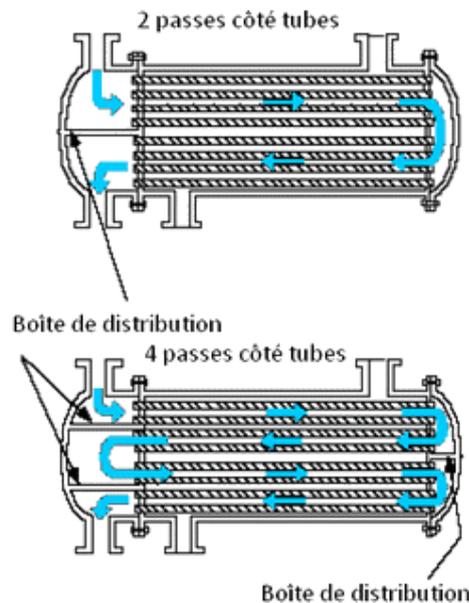


Figure VI.18 : Boîte de distribution

Dans la disposition la plus simple, les fluides côté tubes et côté calandre entrent à une extrémité et sortent à l'autre. On dit alors qu'il n'y a qu'une seule passe (un seul passage) côté tubes et côté calandre. Les fluides peuvent entrer du même côté, (co-courant) ou aux côtés opposés (contre-courant).

Le transfert thermique est amélioré quand la vitesse et l'agitation du fluide augmentent. Il arrive fréquemment qu'avec une disposition à une seule passe la vitesse des fluides soit trop faible. Pour augmenter cette vitesse tout en conservant le même nombre de tubes (même surface d'échange), on a recours à la multiplication du nombre de passes : côté tubes, on fait parcourir au fluide un cheminement le long de l'échangeur dans un sens dans certains tubes, dans l'autre sens dans d'autres tubes, On construit ainsi des échangeurs ayant 2, 4, 6, 8 passes côté tubes. On obtient cela en installant des boîtes de distribution proprement compartimentées, aux extrémités des faisceaux tubulaires.

Le coefficient d'échange augmente comme vitesse^{0,8} tandis que la perte de charge augmente comme vitesse². La perte de charge augmente donc beaucoup plus vite que l'échange thermique et dans la pratique on recommande des vitesses dans les tubes $>1\text{m/sec}$ mais $<3\text{m/sec}$.

Côté calandre, on ajuste la vitesse du fluide dans la calandre en installant en priorités des chicanes transversales qui de plus assureront le supportage des tubes.

On peut également établir plusieurs passes en installant des chicanes longitudinales.

Cependant cette solution n'est souvent pas retenue car elle rend plus difficile le nettoyage du faisceau entre les tubes.

VI.6.2.1 Les boîtes de distribution

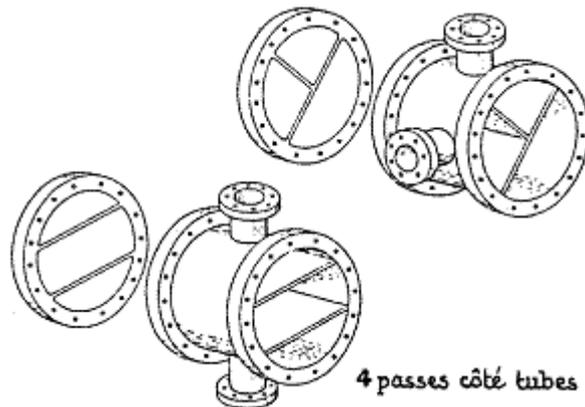


Figure VI.19 : Les passes côté tube

Les boîtes de distribution du fluide côté tubes sont munies de parois étanches pour orienter le fluide vers les tubes appropriés. Les boîtes de tête et de fond ne sont pas identiques. La règle la plus importante est de consacrer un nombre quasiment identique de tubes pour chaque passe.

La table ci-dessous représente quelques configurations possibles.

Nombre de passes côté tubes	Partition des boîtes de distribution de tête et de fond		
2 passes			
3 passes			
4 passes			
4 passes			
6 passes			

Figure VI.20 : Boîtes de distribution de tête et de fond

VI.6.2.2 La disposition des tubes

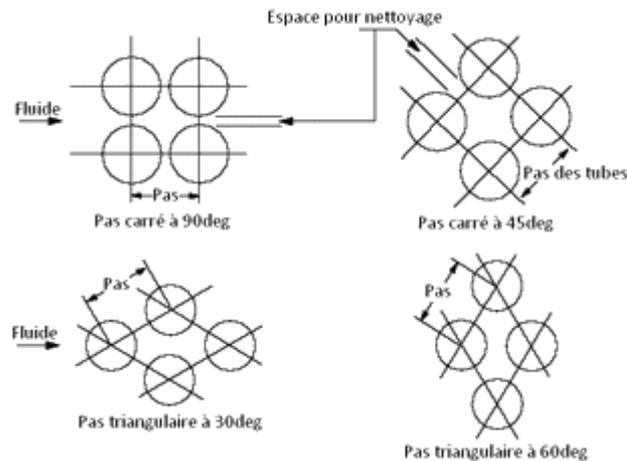


Figure VI.21 : disposition des tubes

Les tubes peuvent être disposés selon :

- Un pas carré
 - À 90 degrés par rapport à l'écoulement du fluide côté calandre
 - À 45 degrés par rapport à l'écoulement du fluide côté calandre
- Un pas triangulaire
 - À 30 degrés par rapport à l'écoulement du fluide côté calandre
 - À 60 degrés par rapport à l'écoulement du fluide côté calandre

La disposition en pas carré, contrairement au pas triangulaire, laisse un espace libre rectiligne permettant le passage d'un jet ou d'une brosse pour le nettoyage de l'échangeur entre les tubes. Il sera donc préféré sur les services encrassant.

La disposition en pas triangulaire est plus dense et conduit donc à des échangeurs plus compacts. De plus il offre au fluide moins de cheminement hors de la surface des tubes que le pas carré, et est donc plus efficace pour le transfert thermique. Il sera préféré pour les services où un nettoyage mécanique n'est pas requis.[14]

VI.6.3 Dimensions des tubes et des calandres

Les échangeurs à tubes et calandre peuvent théoriquement être construit dans toutes les dimensions, cependant dans le but d'en optimiser le coût on cherchera à respecter quelques règles :

Les tubes sont normalement disponibles en longueur de 12m (40 pieds). Pour minimiser la perte de matière lors de la confection, on privilégiera des longueurs sous multiples de 12 (6m, 4m, 3m, 1,5m, 1,2m, ...)

Les calandres sont souvent équipées d'une ou deux brides permettant le démontage des boîtes de distribution. Ces brides ont des diamètres adaptés aux faisceaux tubulaires et aux calandres. Il sera plus économique de choisir des brides de dimension standard (10", 14", 20", 24", ...). Le diamètre de la calandre sera choisi en conséquence.

La plupart des échangeurs tubulaires utilisés dans l'industrie chimique, pétrolière et pétrochimique sont conçus en respectant les normes "Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association". En particulier les différents types de

chambres de distribution, calandres et fonds sont répertoriés selon la nomenclature ci-dessous. D'autres solutions technologiques sont possibles mais ces standards décrivent les configurations les plus courantes.

La nomenclature TEMA permet de définir un échangeur à tubes et calandre par :

- Deux chiffres représentant le diamètre et la longueur de la calandre
- Trois lettres représentant le type de tête, de calandre, et de fond

Ainsi un échangeur de type TEMA 30-240 BEM aura les caractéristiques suivantes :

- Diamètre de calandre : 30"
- Longueur de tubes : 240"
- Boîte de distribution en tête de type "B" (boulonnée sur la plaque tubulaire et à fond bombé)[14]
- Calandre de type "E" (1 passe)
- Boîte de fond de type M (identique à la boîte de tête)

Tableau VI.7 : des Informations de Performance de AES de la Norme TEMA

Performance de l'unité	Côté Coque		Côté tube	
Fluide circulante	15% Lean	MEA	SEA	Water
Entrée de liquide kg/h (lbs/h)	66478	(146558)	205627	(453330)
Liquide	66478	(146558)	205627	(453330)
Liquide de bravité	<u>1.023@ 15. 6°C</u> (1.023@ 60°F)			
Viscosite pose Liquide (CP)	0011 @ 378;0006@ 65°(108@ 100°F;06@ 149)			
Temperature en °C (°F)	65	(149)	23.9	
Température de sortie °C (°F)	37.8	(100)	32.2	
Pression de Fonctionnement BAR EFF (psig)	1.04	(15)		
Nombre de Passes	Une		FOUR	
Vitesse M. sec. (FT. /sec)			2.47	
Presse. Goutte. Deductible Calc Bar psig	0.37	(5.4)	1.03	
Resistance an encasement	0.00041	(0.002)	0.00041	
Echange de Chaleur (B.T.U./H)1713600 Kcal/h.	1713600 k cal/h (6800000) M.T.D (corrigé)		20°C	
Taux de transfer. service	625.3(k cal/h)/(h * m^2 * °c 128 .1 Propre			

Tableau VI.8 : des informations du Datasheet Côté Construction

Pression de Conception Bar EPF (psig)	5.17 (15)	10.34(150 Psig) +Full Vacuum
Pression d'essai Bar EFF (psig)	PER CODE	PER CODE
Température de Conception °C (°F)	79.4 (17.5)	65.6 (150)
Nombre de Tubes 70-30cu-Ni sans coutures	Tubes N°.480 o.d.19mm (3/4)16AVG	Longueur 4.88m (16'-0") Terrain 25mm (1")
Coquille C. S	1.0.737mm (29)	Épaisseur
Canal C. S (*1)	Couvercle de canal C.S (*1)	Amovible
Feuilles de métro stationnaires	Solide Cu-Ni 70/30 mise à flot	CS (*2) revêtement identique aux autres tubes
Défecteur. Croix C. S	Type pourriture 45°	Épaisseur
Défecteur. Long C. S	Type entrave ment	Épaisseur
Supports tubulaires C. S	Épaisseur	

Spécification de Échangeur par Datasheet X32C

EXCHANGER SPECIFICATION SHEET JOB NO. 5300-10

GENERAL			ITEM NO. 132-C THRU 632-C
1 SERVICE OF UNIT	MEA COOLER	TYPE	AES
2 SIZE	29-6-192	SHELLS PER UNIT	ONE
3 SURFACE PER UNIT	137.0m ² (1475)	MIN. SURFACE PER SHELL	1370m ² (1475)

PERFORMANCE OF ONE UNIT		
	SHELL SIDE	TUBE SIDE
4 FLUID - CLATED	15% LEAN MEA	SEA WATER
5 TOTAL FLUID ENTERING Kg/Hr (Lbs/HR)	66478 (146558)	205627 (453330)
6 VAPOR	66478 (146558)	205627 (453330)
7 LIQUID		
8 STEAM		
9 NON-CONDENSABLES		
10 FLUID VAPORIZED OR CONDENSED		
11 STEAM CONDENSED		
12 GRAVITY - LIQUID	1.023 @ 15.6 °C (1023 @ 60°F)	
13 VISCOSITY - LIQUID POISE (CP)	0.011 @ 37.8; 0.006 @ 65 (1.08 @ 100°F; 0.6 @ 143)	
14 MOLECULAR WEIGHT - VAPOR	65 (149)	23.9 (75)
15 TEMPERATURE IN °C (°F)	37.8 (100)	32.2 (90)
16 TEMPERATURE OUT °C (°F)		
17 OPERATING PRESSURE BAR EFF. (PSIG)	1.04 (15)	FOUR
18 NUMBER OF PASSES	ONE	2.47 (8.1)
19 VELOCITY m/Sec (FT./SEC)		1.03 (15)
20 PRESS. DROP - ALLOWABLE CALC. BAR (PSIG)	0.37 (5.4)	0.00041 (0.002)
21 FOULING RESISTANCE	0.00041 (0.002)	0.00041 (0.002)
22 HEAT EXCHANGED (B.T.U./HR) Kcal/Hr	1713600 (6800000)	M.T.D. (CORRECTED) 20 °C (36 °F)
23 TRANSFER RATE - SERVICE	625.3 Kcal/Hr (128.1)	CLEAN

CONSTRUCTION		
24 DESIGN PRESSURE BAR EFF (PSIG)	5.17 (75)	10.34 (150 PSIG) + FULL VACUUM
25 TEST PRESSURE BAR EFF (PSIG)	PER CODE	PER CODE
26 DESIGN TEMPERATURE °C (°F)	79.4 (175)	65.6 (150)
27 TUBES 70-30 CU-NI SEAMLESS NO. 480	O.D. 19mm (3/4) BWG. 16 AVG LENGTH 4.88m (16'-0")	PITCH 25mm (1" □)
28 SHELL C.S.	I.D. 737mm (29)	THICKNESS
29 SHELL COVER C.S.		FLOATING HEAD COVER C.S. (*2)
30 CHANNEL C.S. (*1)		CHANNEL COVER C.S. (*1) - REMOVEABLE
31 TUBE SHEETS - STATIONARY SOLID CU-NI 70/30		FLOATING CS (*2) CLAD SAME AS OTHER TUBE
32 BAFFLES - CROSS C.S.	TYPE ROT 45°	THICKNESS
33 BAFFLES - LONG C.S.	TYPE IMPINGEMENT	THICKNESS
34 TUBE SUPPORTS C.S.		THICKNESS
35 GASKETS - FLTG COVER SOLID CU-NI 70/30	SHELL STEEL JACKET, ASB, CHANNEL CU-NI 70/30 CLAD ASBESTOS	
36 CONNECTIONS - SHELL IN 8" SCH 40	OUT 8" SCH 40	SERIES 150 # RF
37 CHANNEL IN 8" SCH 40	OUT 8" SCH 40	SERIES 150 # FF
38 CORROSION ALLOWANCE - SHELL SIDE	3mm (1/8)	TUBE SIDE 3mm (1/8)
39 JOB SPECIFICATION	JOB 5300 CLASS 'C' PURCH. SPEC. SUMRY SHT. 3 TEMA 'R'	
40 REMARKS:	MANUFACTURER SHALL GUARANTEE THAT SURFACE OFFERED WILL MEET OPERATING CONDITIONS SHOWN.	
41	(1) AIR CURED PHENOLIC RESIN-COATED	
42	ACCORDING TO KELLOGG SPEC. 7-3F69.	
43	(2) C.S. CLAD W/70-30 (OR 90-10) CUPRO-NICKEL ON CHANNEL SIDE.	
44	(3) SACRIFICIAL ZINC ANODES	
45	SHALL BE LOCATED IN EACH CHANNEL PASS.	
46	(4) EARTHQUAKE ZONE B, INTENSITY 8.8.	
47	(5) ALL MATERIAL SHALL BE PER ASME.	RATED G.S.S.
48	(6) TUBES AND TUBE SHEET MATERIAL MUST MEET THIS REQUIREMENT. CU-NI TUBES	THERMAL CHECK GSS/HM
49	MUST HAVE ATLEAST 0.4% IRON CONTENT.	JOB LEADER GSS
50	(6) ZINC ANODES ARE TO BE PROVIDED BY VENDOR.	MECH. CHECK GSS
		APPROVED

Figure VI.22 : Spécification de Échangeur par Datasheet X32C

VI.7 Description d'échangeur X32- C

- X32-C dans le procédé :
C'est un Refroidisseur X32 C Echangeur à eau de mer à double passe, permet de régler la température finale de la MEA pauvre à 38 °C (le réglage s'effectue par la vanne manuelle de by-pass de l'échangeur).[3]

Tableau VI.9 : de Description d'échangeur

Côté calandre	MEA pauvre à 15%	Côté tubes	Eau de mer
Matériau	Acier carbone	Matériau	70% Cu et 30% Ni
Débit entrée	67624 kg/h	Débit entrée	190.000 kg/h
Température d'entrée	59.8°C	Température d'entrée	24°C
Température de sortie	37.8°C	Température de sortie	32.2°C
Chaleur échangée	1.514.500 Kcal/h	Nombre de passes	1

Problématique de l'échangeur X 32-C du Train 400 :

1. Amincissement de la Plaque tubulaire (Erosion du métal) X32-C du Train 400.
2. La Nature d'eau.
3. Présence des Algues Marine.
4. Présence de moules.
5. Une injection non Parfaite du Chlorure.
6. Présence débris marin et dépôt de tartre sur la majorité des tubes et consommation des anodes sacrificielles.



Figure VI.23 : Débris marin sur la plaque

7- La Corrosion par piqures, ou corrosion de type Pitting, est une forme extrêmement localisée de corrosion conduisant à la création d'un ou plusieurs petits trous dans le métal.

8- La présence de Chlorures, abondants dans l'eau de mer, aggravent la formation de corrosion de type Pitting par déclenchement de processus auto catalytiques. Les piqures se chargent d'ions métalliques positifs à l'oxydation du métal de base dans la zone anodique.



Figure VI.24 : Corrosion dans Tube Layout

Présence débris marin et dépôt de tartre sur la majorité des tubes et consommation des anodes sacrificielles

Test de fuite a révélé présence de 05 tubes fuyards et l'existence d'un amincissement sur la plupart des tubes au niveau du dudgeon nage et une perte de métal superficielle sur quelques endroits de la plaque tubulaire (2ème passe et 4ème passe coté).

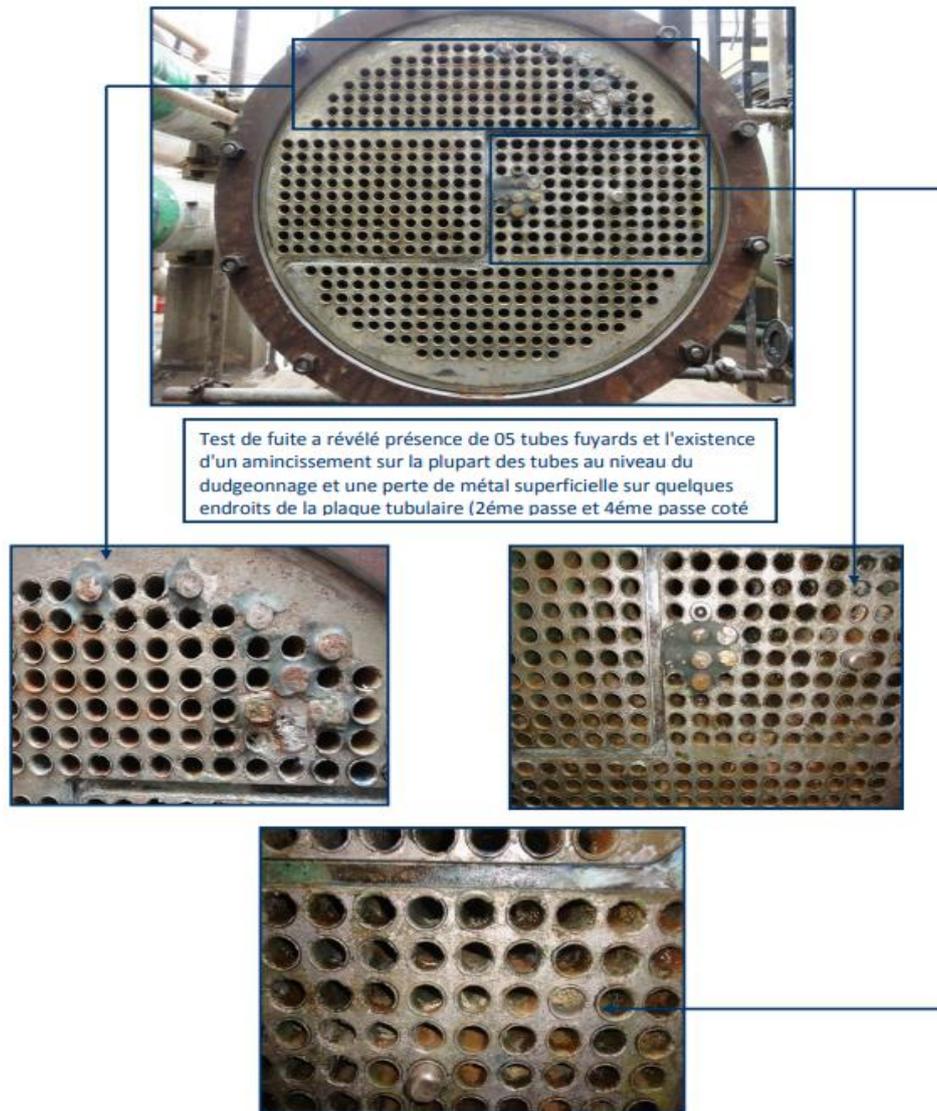


Figure VI.25 : Tube fuyard



Installation anneau d'épreuve (hors design et/ou incompatible) après avoir subit des modifications d'usinage.



Figure VI.26 : Plaque tubulaire

Procédure de soudage :

Rechargement du tube fuyard, suite à l'impossibilité d'extraction du bouchon, afin d'éviter l'endommagement de la plaque tubulaire et fragilisation des dudgeons nage des tubes avoisinants.

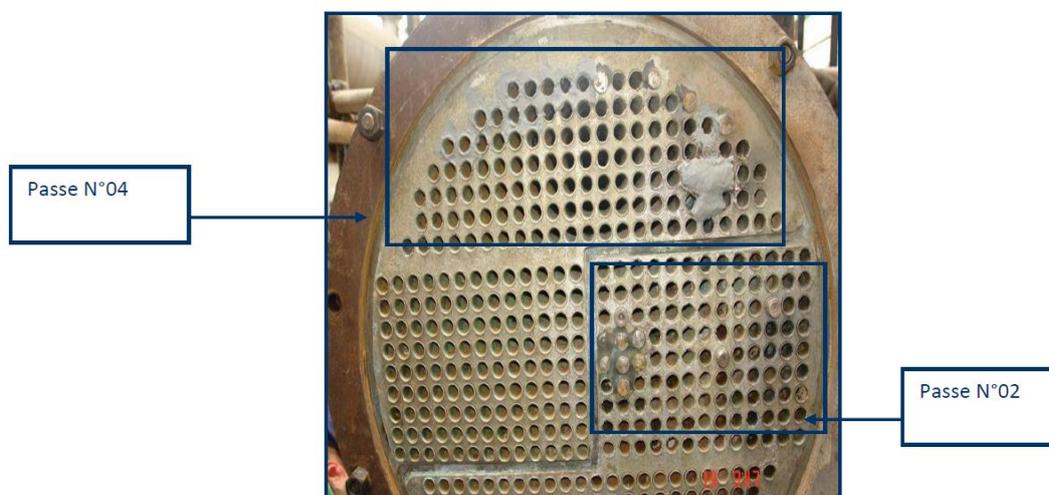
-Métal de base de la plaque tubulaire :

SB-171, alliage 715 relatif à (70-30 Cu/Ni)

-Métal d'apport déposé :

Selon ESAB OK 92/86 : ENiCu7

Situation de la plaque Avant réparation :



Soudage du tube fuyard et Application mesquine de belzona (apport de résine) au niveau seulement de la passe 04 quant à la passe 02, la résine n'a pas été appliquée suite à l'indisponibilité de cette dernière.

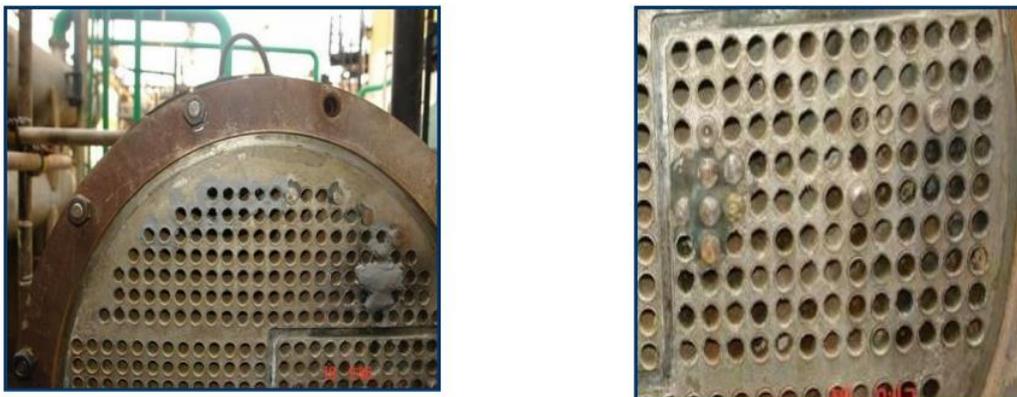


Figure VI.27 : Tube Fuyard Soude

Nettoyage de la boîte d'entrée eau de mer :



Nettoyage adéquat de la
plaque tubulaire coté entré
eau de mer EDM



Figure VI.28 : Nettoyage de la Plaque Tubulaire

VI.7.2.2 Description du Logiciel EDR (Aspen Exchanger Design and Rating)

Aspen EDR : Est une extension d'Aspen plus et HYSYS pour effectuer le dimensionnement de l'échangeur de chaleur à partir d'une simulation Aspen, on utilise des équations de dimensionnement de chaleur dans le cadre du paquet Aspen, il utilise les propriétés Aspen pour Calculer toutes les propriétés du fluide et les coefficients de transfert de chaleur équivalent à l'extension pro/II-HTRI (que nous utilisons également).[14]

Dans quel cas nous l'utilisons Aspen EDR ?

- ✓ On utilise dans la conception et spécifications complètes de l'échangeur pour répondre aux exigences de conception, y compris la géométrie, la chute de pression, l'analyse des vibrations.
- ✓ Évaluer l'équipement existant en entrant la géométrie de conception, Tester les limites de l'équipement hors ligne.
- ✓ Prédire les performances lorsque les données d'exploitation sont manquantes ou que l'instrumentation manque -remplissez les blancs lors de l'évaluation d'un processus.
- ✓ Anticiper les besoins de maintenance en prédisant les performances avec différents niveaux d'encrassement.[14]

Les avantages de Aspen EDR :

- ✓ Il est intégré dans une simulation de processus, la conception de l'échangeur de chaleur est complètement liée à la conception du processus, si vous modifiez le processus, vous redessinez les échangeurs de chaleur.
- ✓ Evite la simplification excessive des calculs, en utilisant les calculs Thermodynamiques rigoureux disponibles pour les produits Aspen, études de sensibilité, génération de fiches techniques.

Le Aspen EDR peut aider à concevoir n'importe quel échangeur de chaleur, comme le changement de phase : Condenseurs, Évaporateurs, Reboilers.

Et pour le chargement de phase Refroidissement des garnitures préchauffage, récupération de la chaleur résiduelle.[14]

Les Types d'échangeurs :

- ✓ Shell & Tube (tous les types de TEMA)
- ✓ Reboilers
- ✓ Bouilloire
- ✓ Thermosiphon
- ✓ Refroidisseurs d'air
- ✓ Tubes à ailettes ou nus
- ✓ Assiette

Utilisation d'Aspen EDR :

EDR ne remplace pas les ingénieurs qualifiés, il améliore ce qu'ils peuvent accomplir. Les ingénieurs n'ont pas besoin de consacrer leurs heures à des calculs fastidieux et à des fiches techniques.[14]

Fournit un outil clair et visuel pour examiner rapidement les options de conception.

L'estimation instantanée des coûts facilite la prise de décision.

La vérification automatique des erreurs de conception simples, évite les pièges courants qui sont facilement négligés.[14]

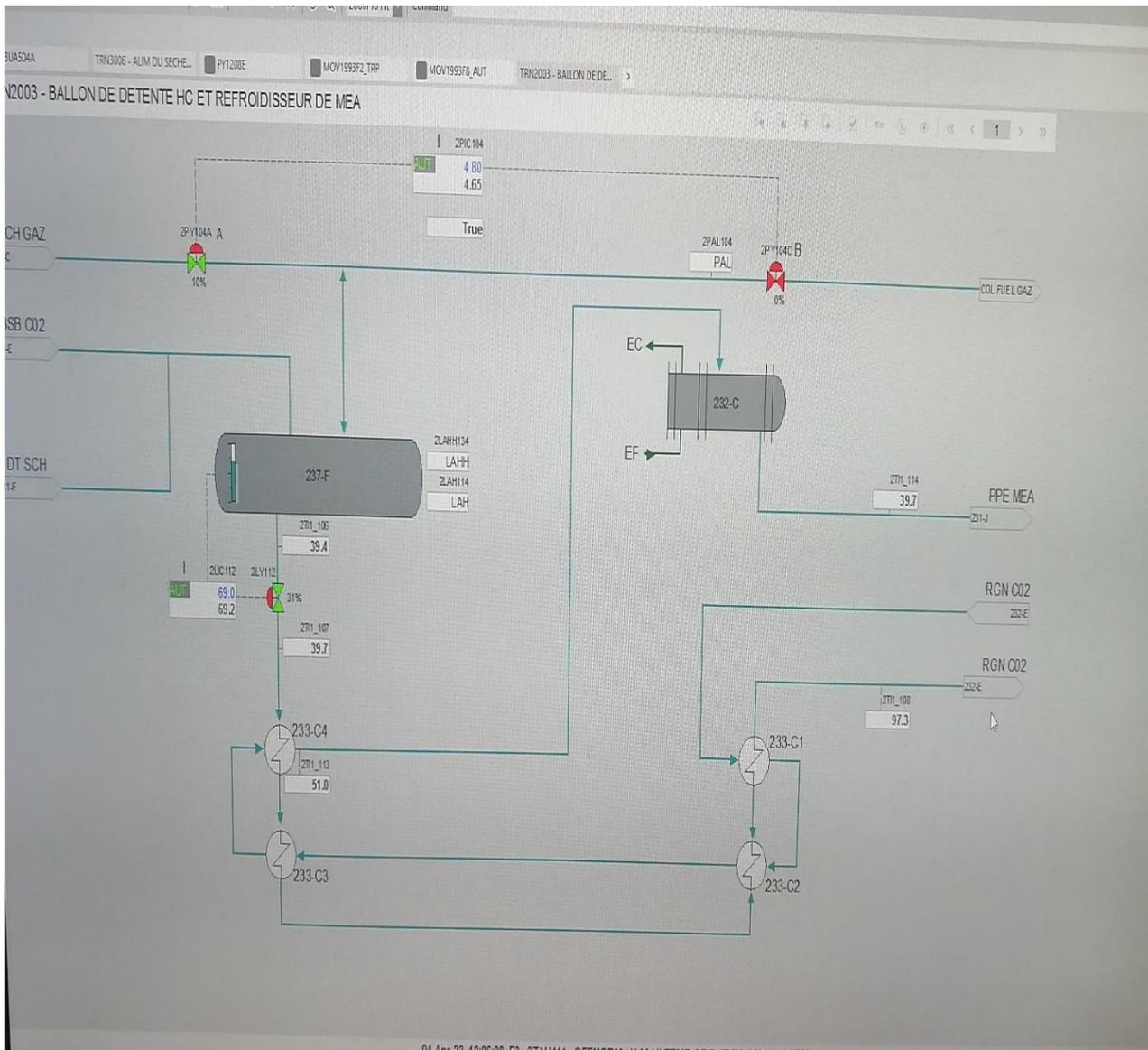


Figure.VI.29 : Place de l'échangeur X32-C dans le procédé

VI.7.1 Calcul de performance de l'échangeur 432-C par le logiciel ASPEN TECH EDR

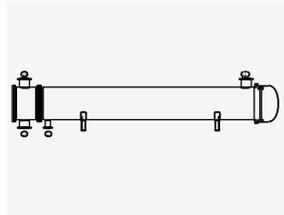
Aspen Exchanger Design and Rating

Shell & Tube V10

File: C:\Users\Zama.DESKTOP-6SAUSPR\Desktop\X35-C\X32C-Design.EDR Printed: 08/04/2022 at 18:05:34

TEMA Sheet: Design

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company: Sonatrach									
2	Location: Bethioua									
3	Service of Unit:					Our Reference: TEMA				
4	Item No.:					Your Reference:				
5	Date: 30/03/2022		Rev No.: 00		Job No.:					
6	Size: 737 - 4880		mm		Type: AES Horizontal		Connected in: 1 parallel 1 series			
7	Surf/unit(eff.)		134.2		m ²		Shells/unit		1	
							Surf/shell(eff.)		134.2 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation				Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name				MEA 15%			Sea Water		
11	Fluid quantity, Total				18.4661			57.1186		
12	Vapor (In/Out)		kg/s		0		0		0	
13	Liquid		kg/s		18.4661		18.4661		57.1186	
14	Noncondensable		kg/s		0		0		0	
16	Temperature (In/Out)		°C		65		39		23.9	
17	Bubble / Dew point		°C		/		/		/	
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³		/		/ 983.7		/ 995.11	
					957.05				/ 986.86	
19	Viscosity		mPa-s		/		/		/ 0.935	
					0.6196		1.0068		/ 0.7796	
20	Molecular wt, Vap									
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat		kJ/(kg-K)		/ 4.216		/ 4.194		/ 4.525	
23	Thermal conductivity		W/(m-K)		/		/		/ 0.6047	
					0.5327		0.5392		/ 0.6164	
24	Latent heat				kJ/kg					
25	Pressure (abs)		bar		2.04		2.01204		2.04	
26	Velocity (Mean/Max)				m/s			2.24 / 2.48		
27	Pressure drop, allow./calc.				bar			1.03		
					0.37			0.02796		
28	Fouling resistance (min)				m ² -K/W			0.00041		
					0.00041			0.00047 Ao based		
29	Heat exchanged		1892658		kcal/h		MTD (corrected)		21.01	
									°C	
30	Transfer rate, Service		671.1		Dirty		124.7		Clean	
									143 kcal/(h-m ² -C)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
32					Shell Side		Tube Side		Sketch	
33	Design/Vacuum/test pressure		bar		6.17 / /		11.34 / /			
34	Design temperature		°C		79.4		65.6			
35	Number passes per shell				1		4			
36	Corrosion allowance				mm		6			
37	Connections		In		mm		1 202.72 / -			
38	Size/Rating		Out		mm		1 102.26 / -			
39	ID		Intermediate		mm		/ -			
40	Tube #: 480		OD: 19.05		Tks. Average 1.24		mm		Length: 4.88 m	
									Pitch: 25 mm Tube pattern:90	
41	Tube type: Plain				Insert:None		Fin#:		#/m Material:CuNi 70/30	
42	Shell CuNi 70/30				ID 737		OD 756.05		mm	
43	Channel or bonnet				CuNi 70/30		Shell cover		CuNi 70/30	
44	Tubesheet-stationary				CuNi 70/30		Channel cover		CuNi 70/30	
45	Floating head cover				CuNi 70/30		Tubesheet-floating		CuNi 70/30	
46	Baffle-cross CuNi 70/30				Type Unbaffled		Impingement protection		None	
47	Baffle-long -				Seal Type		Cut(%d)		Spacing: c/c	
48	Supports-tube				U-bend		0		mm	
49	Bypass seal				Type		Inlet		mm	
50	Expansion joint				-		Type		None	
51	RhoV2-Inlet nozzle		342		Bundle entrance		16		Bundle exit	
									26 kg/(m-s ²)	
52	Gaskets - Shell side				Flat Metal Jacket Fibe		Tube side		Flat Metal Jacket Fibe	
53	Floating head				Flat Metal Jacket Fibe					
54	Code requirements				ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service	
55	Weight/Shell		4424.4		Filled with water		6936.9		Bundle 1903.6	
									kg	
56	Remarks									

Aspen Exchanger Design and Rating

Shell & Tube V10

File: C:\Users\Zama.DESKTOP-6SAUSPR\Desktop\X35-C\X32C-Reel.EDR

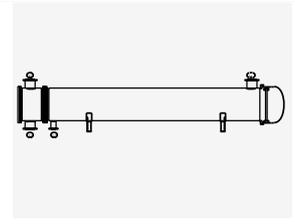
Printed: 08/04/2022 at 18:07:07

TEMA Sheet: Reel

(Sheet)

Heat Exchanger Specification

1	Company: Sonatrach					
2	Location: Bethioua					
3	Service of Unit:	Our Reference: TEMA				
4	Item No.:	Your Reference:				
5	Date: 30/03/2022	Rev No.: 00	Job No.:			
6	Size: 737 - 4880	mm	Type: AES	Horizontal	Connected in: 1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	130	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.) 130 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT					
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side		
10	Fluid name	MEA 15%		Sea Water		
11	Fluid quantity, Total	kg/s		11.6782		
12	Vapor (In/Out)	kg/s		0 0		
13	Liquid	kg/s		11.6782 11.6782		
14	Noncondensable	kg/s		0 0		
16	Temperature (In/Out)	°C		51 39.7		
17	Bubble / Dew point	°C		/ /		
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³		/ 968.6 / 979.76		
19	Viscosity	mPa-s		/ 0.5501 / 0.6751		
20	Molecular wt, Vap					
21	Molecular wt, NC					
22	Specific heat	kJ/(kg-K)		/ 4.528 / 4.523		
23	Thermal conductivity	W/(m-K)		/ 0.6385 / 0.6256		
24	Latent heat	kJ/kg				
25	Pressure (abs)	bar		2.04 2.02879		
26	Velocity (Mean/Max)	m/s		0.04 / 0.04		
27	Pressure drop, allow./calc.	bar		0.37 0.01121		
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W		0.00041		
29	Heat exchanged	513482	kcal/h	MTD (corrected)		19.17 °C
30	Transfer rate, Service	206	Dirty	122.2	Clean	139.7 kcal/(h-m ² -C)
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					Sketch
32		Shell Side		Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure	bar	6.17 / /	11.34 / /		
34	Design temperature	°C	79.4		65.6	
35	Number passes per shell		1		4	
36	Corrosion allowance	mm	6		3	
37	Connections	In	mm	1	202.72 / -	1 202.72 / -
38	Size/Rating	Out		1	102.26 / -	1 202.72 / -
39	ID	Intermediate		/ -	/ -	
40	Tube #: 480	OD: 19.05	Tks. Average 1.24	mm	Length: 4.88	m Pitch: 25 mm Tube pattern:90
41	Tube type: Plain	Insert:None	Fin#: #/m		Material:CuNi 70/30	
42	Shell CuNi 70/30	ID 737	OD 756.05	mm	Shell cover	CuNi 70/30
43	Channel or bonnet	CuNi 70/30	Channel cover		CuNi 70/30	
44	Tubesheet-stationary	CuNi 70/30	Tubesheet-floating		CuNi 70/30	
45	Floating head cover	CuNi 70/30	Impingement protection		None	
46	Baffle-cross CuNi 70/30	Type Unbaffled	Cut(%d)		Spacing: c/c mm	
47	Baffle-long -	Seal Type	Inlet		mm	
48	Supports-tube	U-bend	0	Type		
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')		
50	Expansion joint	-	Type	None		
51	RhoV2-Inlet nozzle	135	Bundle entrance	6	Bundle exit	11 kg/(m-s ²)
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe		Tube side Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe				
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service		
55	Weight/Shell	4424.4	Filled with water	6936.9	Bundle	1903.6 kg
56	Remarks					



Conclusion générale

Conclusion générale

D'après mon étude je conclus que :

- ✓ Le dysfonctionnement de l'évaporateur et la pompe anti mousse ainsi que la contamination de la solution MEA dans le puisard provoquent le moussage.
- ✓ L'injection de SAG 10 dans l'échantillon à analyser sert à réduire le moussage jusqu'à une concentration optimale de 50 à 60 ppm, la meilleure concentration recommandée est de 50 ppm au niveau du laboratoire et une concentration de 15 ppm à l'échelle industrielle.
- ✓ Les appoints supplémentaires de MEA sont très importants pour compenser les pertes, et augmenter sa concentration.
- ✓ Le bilan matière réelle obtenu à partir de la colonne de décarbonatation est conforme aux valeurs de design (débit, pression, température) ainsi que la fraction de CO₂ en tête (70 ppm) et au fond de la colonne.
- ✓ Le calcul du bilan thermique fait ressortir que la température calculée de MEA riche est pratiquement la même, que celle au service enregistré au niveau du site.
- ✓ Les résultats de calcul de dimensionnement ont relevé des valeurs inférieures que celle de la conception d'origine, car le projet d'engineering de l'usine prévoit toujours un dimensionnement des installations afin d'avoir une marge de sécurité en cas d'augmentation de la productivité de l'unité.
- ✓ J'ai constaté que les dérèglements de cette section provenaient de plusieurs causes dont les éléments de suivi (analyses systématiques).
- ✓ Le suivi quotidien des éléments de la pollution le long de la chaîne de traitement est une obligation qui nécessite l'installation des équipements adaptés.
- ✓ La tenue d'un programme d'exploitation par un personnel qualifié permettra d'agir en temps voulu sur les équipements défaillants notamment la séparation et le traitement de gaz à tous les niveaux de la chaîne.
- ✓ Ce travail m'a permis en outre à travers les informations recueillies auprès des services techniques d'évaluer les réglages qu'il y a lieu de la résolution des problèmes réelles près à l'industrie.
- ✓ Une surveillance permanente des paramètres d'exploitation.
- ✓ Le test de fuite préliminaire après l'ouverture de la boîte d'entrée eau de mer suivi de remplissage et pressurisation de la calandre (pression 05 bars) ; a mis en évidence la présence d'une fuite importante enregistré dans la partie médiane du faisceau tubulaire.
- ✓ Et puisque la réalisation du test de fuite et repérage des tubes fuyards requiert la

Conclusion générale

disposition des moyens nécessaires du test en occurrence présence l'anneau d'épreuve dont cette dernière demeure indisponible.

- ✓ Nous avons récupéré un anneau de test hors norme dont sa conception ne concorde pas avec le design exact de (ring test) propre à l'équipement 432C. néanmoins, nous avons pu l'adopter à l'équipement, etc....
- ✓ Il faut avoir une Vérification dimensionnelle dont il a été décidé d'augmenter le diamètre interne de l'anneau de 02 mm

Exactement au niveau de la partie où se loge la plaque tubulaire de l'équipement, ainsi que le contre cerceau de serrage (augmentation de diamètre de 02 mm).

- ✓ En effet, l'adaptation de l'anneau au niveau de la tête flottante était acceptable (sans compter les fuites minimales à travers la jointure de l'anneau), nous a permis de détecter les tubes fuyards avec exactitude.

Recommendations

RECOMMANDATIONS

Je vous propose quelques recommandations d'ordre technique pour le bon fonctionnement de la section de décarbonatation

- ✓ Mettre l'évaporisateur en service continu.
- ✓ Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti mousse et pour éviter l'excès d'injection.
- ✓ L'injection de SAG 10 dans l'échantillon à analyser sert à réduire le moussage jusqu'à une concentration optimale de 50 à 60 ppm, la meilleure concentration recommandée est de 50 ppm.
- ✓ Eviter le nettoyage du système MEA par l'eau de mer spécialement à côté des pompes.
- ✓ Eviter l'arrosage a eau de mer au voisinage de puisards MEA.
- ✓ Faire une procédure de lessivage pour l'élimination des dépôts dans les conduits.
- ✓ Faire le suivi d'analyse de la concentration des chlorures dans la solution MEA pour connaitre l'origine de la contamination avec une prise d'échantillonnage dans les points suivants :
 - ✓ Sortie X32 C « MEA pauvre ».
 - ✓ X35C condenseur de tête.
 - ✓ Les lignes d pompes et de récupération vers le puisard.
- ✓ Il y a lieu de noter l'existence d'un amincissement sur la plupart des tubes au niveau du dudgeonnage et une perte de métal superficielle sur quelques endroits de la plaque tubulaire (2ème passe et 4ème passe coté EST) dus à une corrosion par érosion, d'où nous recommandons d'effectuer les actions suivantes :
- ✓ L'application du produit BELZONA pour le rechargement des endroits usés.
- ✓ Prévoir un retubage partiel de cet équipement. N.B. B : Pour l'historique, 18 tubes obturés.

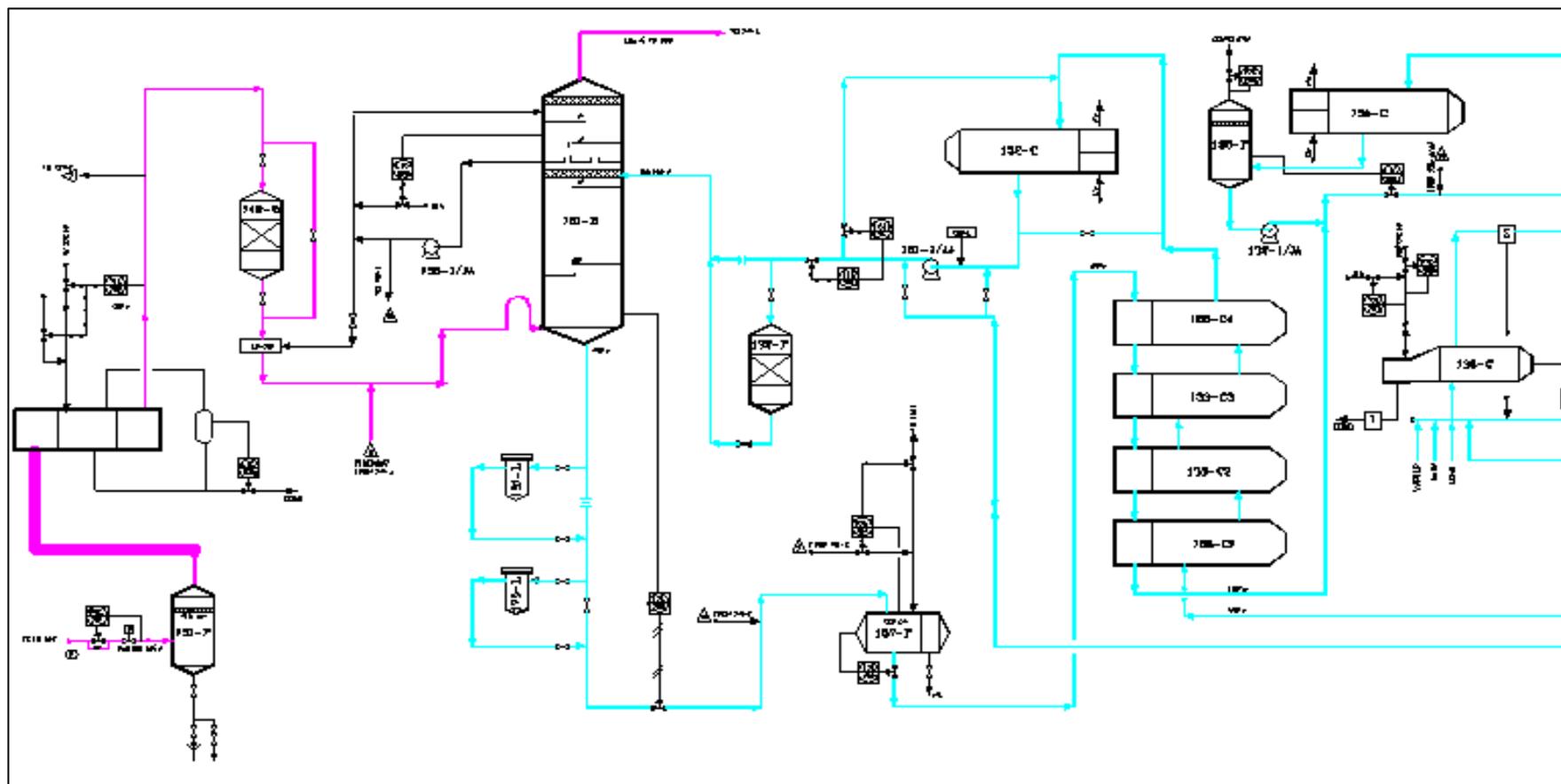
Références Bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] Kellogg, P. 1979. *Manuel opératoire du complexe*. Arzew GL2/Z : s.n., 1979.
- [2] 1981. *Manuel opératoire de procédé, Section 3.1 : Traitement*,. Arzew GL2/Z : s.n., 1981. Vol. 1, section 3.1.
- [3] **Manuel opératoire de procédé, Volume 1, Section 3.2. Mars 1979. Decarbonation**. Arzew, GL2/Z : s.n., Mars 1979. Vol. 1, Section 3.2.
- [4] **procédé, Manuel opératoire. Mars, 1979. Déshydratation**. Arzew, GL2/Z : s.n., Mars, 1979. Vol. Volume 1, Section 3.3.
- [5] **Manuel opératoire de procédé. Mars 1979.. Séparation**. Arzew, GL2/Z, Mars 1979. Vol. Volume 1, Section 4.2:.
- [6] **Manuel opératoire de procédé. Mars 1979.. Système Propane**,. Arzew, Oran : :Rev 0, GL2/Z,, Mars 1979. Vol. Volume 2, Section 4.3 .
- [7] **procédé, Manuel opératoire de. Mars 1979.. Liquéfaction et Réfrigérant mixte**,. Arzew : Rev 0, GL2/Z, Mars 1979. Vol. Volume 2, Section 4.4.
- [8] **Manuel opératoire de procédé. Mars 1979.. Dééthanisation**,. Arzew : : Rev 0, GL2/Z, , Mars 1979. Vol. Volume 3, Section 5.2 .
- [9] **Manuel opératoire de procédé. Mars 1979.. Dépropanisation**,. Arzew : Rev 0, GL2Z,, Mars 1979. Vol. Volume 3, Section 5.3 .
- [10] **Manuel opératoire de procédé. Mars 1979.. Débutanisation**,. Arzew : Rev 0, GL2Z,, Mars 1979. Vol. Volume 3, Section 5.4 .
- [11] *Soft formation ingénieur*. Arzew : bloc 11 module 02.
- [12] **engineers, Perry chemical. 1973. HAND BOOK**. s.l. : 5th edition., 1973.
- [13] **company, The down chemical. The alkanoamines HAND-BOOK**.
- [14] **Ltd, Flexible process consultants. Aspen tech EDR**. Aztec West Bristol : 130 Aztec, , BS32 4UB UK.

Annexes

Annexe A1 : Schéma du procédé de la section de décarbonatation



Annexe A2 : Schéma de design de l'anneau d'épreuve de l'équipement X32C

