

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

BADJI MOKHTAR-ANNABA UNIVERSITY
UNIVERSITE BADJI MOKHTAR-ANNABA



جامعة باجي مختار - عنابة

ANNEE 2017

FACULTE DES SCIENCES DE L'INGENIORAT
DEPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS

Spécialité : Génie Chimique

MEMOIRE

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de Master

**ETUDE L'ELIMINATION DE CO₂ PAR ABSORPTION
UTILISANT DES SOLUTIONS AQUEUSES (TEA, aMDEA, MEA)
AU NIVEAU DE LA SECTION DE DECARBONATATION
FERTIAL-ANNABA**

**Présenté par :
Messadek Sarra**

Directrice de mémoire : Mme.Zaabat Nacira Docteur Université Badji Mokhtar -Annaba-

REMERCIEMENT

Je remercie dieu le tout puissant pour la volonté . la sante et la patience qu'il m'accorde durant toutes ces longues années d'études et qui me permis d'arriver là ou je suis .

Je remercie très vivement mon encadreuse **Mme Zaabat** .je vous exprime mes vives reconnaissances et immense gratitude pour votre aide précieuse et claire lors l'élaboration de ce travaille .j'admire sincèrement votre dévouement et votre sens de le recherche .

Je voudrais aussi exprimer mes remerciement à mes professeurs du département de génie des procédés qui ont contribué à ma formation .

Je saisis aussi l'occasion pour adresser mes vifs remerciements à tous les ingénieurs et techniciens du complexe Fertial ,spécialement **Monsieur ALI DELLAL**

J'en profite ici pour remercier tous les membres ma famille ; en tête mes parents ;qui m'ont apporté beaucoup de soutien durant toute ma scolarité.

Mes derniers remerciements , vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

Dédicace

*Le plus grand merci revient à Dieu qui est le seul guide
dans notre vie.*

Je dédie ce modeste travail :

Aux êtres les plus chers de ma vie, ma mère et mon père,

Aucune dédicace ne saurait exprimer tout l'amour et

*L'admiration que j'éprouve pour vous Acceptez ce
modeste Travail en reconnaissance des sacrifices et du
soutien que Vous m'avez toujours apportés au coure de
mes études.*

A mon chère frère et sa femme :Khairo et zouzou

A mes chères sœurs : Meriem et Asma

A ma nièce : Meryouma

A toute mes amies que je suis rencontre à ma vie.

Liste des figures

Figures	Titre de figure	page
Figure I.1	Organigramme de Fertial-ANNABA	5
Figure I.2	Situation géographique d'ASMIDAL-ANNABA	6
Figure II.1	Schéma de principe de production de l'ammoniac	13
Figure II.2	Compression et désulfuration du gaz naturel	15
Figure II.3	Reforming primaire et secondaire	17
Figure II.4	Conversion de CO en CO ₂ (réaction de Shift) (104-D)	19
Figure II.5	Purification du gaz (extraction du gaz carbonique)	20
Figure II.6	Section d'élimination de CO ₂ par la solution de MEA	24
Figure II.7	Procédé de méthanisation	25
Figure III.1	Colonnes à plateaux	30
Figure III.2	Plateaux à calottes	31
Figure III.3	Plateau perforé	31
Figure III.4	Plateaux à soupapes	31
Figure III.5	Plateaux à tunnels	32
Figure III.6	Colonne à garnissage	34
Figure III.7	Garnissages disposés en vrac	34
Figure III.8	Colonnes à bulle	35
Figure III.10	Structure des amines utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides	37
Figure. IV.1	Schéma simplifié de l'absorbeur	44
Figure. IV.2	Courbe d'équilibre et droite opératoire du système TEA (35%)-CO ₂	48
Figure. IV.3	Courbe d'équilibre et droite opératoire du système aMDEA (40%)-CO ₂	51
Figure. IV.4	Courbe d'équilibre et droite opératoire du système MEA (20%)-CO ₂	54
Figure. IV.5	conduit amenant le liquide depuis les pompes jusqu'à l'entrée de l'absorbeur	59
Figure. IV.6	Conduite de la jonction à l'absorbeur	59
Figure. IV.7	Conduite de la sortie de la pompe à la jonction	61
Figure IV.8	Écoulement dans les jonctions A et B (Confluent latéral)	62
Figure. IV.9	Détente adiabatique dans une turbine	64
Figure IV.10	Écoulement dans la jonction (Confluent latéral) (cas MDEA)	68
Figure IV.11	Écoulement dans les jonctions A et B (Confluent latéral)cas MEA	73

Liste des symboles

Co-Mo	Cobalt-Molybdène
ZnO	Oxyde de zinc
NiO	Oxyde de nikel
CuO	Oxyde de cuivre
Fe ₂ O ₃	Oxide de Fer
MEA	Mono Ethanol Amine
MDEA	Methyl Di Ethanol Amine
DEA	Di Ethanol Amine
TEA	Tri Ethanol Amine
HTS	High temperature section
LTS	Low temperature section
EM	Entrée méthanisateur
SM	Sortie méthanisateur
EC	Entrée convertisseur
SC	Sortie convertisseur
GP	Gaz de process
ppm	Paricule par million
h	Heure
B	four
J	compresseur
C	échangeur
D	réacteur
F	séparateur
E	absorbeur

Liste des tableaux

Tableau	Titre de tableau	page
Tableau I.1	les pays concerné par l'exportation des produits de FERTIAL	7
Tableau IV.1.	Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la TEA	42
Tableau IV.2	Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la aMDEA	49
Tableau IV.3	Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la aMEA	53
Tableau IV.4.	Résultat des calculs – cas de la solution MEA	54
Tableau IV.5.	Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par les deux pompes	58
Tableau IV.6.	Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par la pompe	66
Tableau IV.7.	Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par les deux pompes(cas MEA)	75
Tableau IV.8	Comparaison entre les solvants TEA ,MEA et aMDEA utilisés dans les procédés de décarbonatation.	71

sommaire

Introduction général 1

Chapitre I. Présentation du Complexe Fertial-Annaba

I.1. historique de l'entreprise..... **Erreur ! Signet non défini.**

I.2. Présentation de Fertial **Erreur ! Signet non défini.**

I.2.1. La plate forme ANNABA **Erreur ! Signet non défini.**

I.2.2 La plate forme ARZEW **Erreur ! Signet non défini.**

I.3. Situation géographique **Erreur ! Signet non défini.**

I.4. Objectifs de l'entreprise **Erreur ! Signet non défini.**

I.5. Principales activités **Erreur ! Signet non défini.**

Chapitre II. la Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac

II.1. Introduction **Erreur ! Signet non défini.**

II.2. Généralité sur l'Ammoniac **Erreur ! Signet non défini.**

II.2.1. Historique des conditions de synthèse de l'Ammoniac Dans le passé **Erreur ! Signet non défini.**

II.2.2. Propriétés physiques L'Ammoniac **Erreur ! Signet non défini.**

II.2.3. Propriétés chimiques **Erreur ! Signet non défini.**

II.3. Objectif du procédé Kellogg **Erreur ! Signet non défini.**

II.4. Principe du procédé de fabrication de l'ammoniac : [3] . **Erreur ! Signet non défini.**

II.5. Les matières premières et leur préparation [3] **Erreur ! Signet non défini.**

II.5.1. l'eau **Erreur ! Signet non défini.**

Sommaire

- a) l'eau de barrage **Erreur ! Signet non défini.**
- b) l'eau de mer **Erreur ! Signet non défini.**
- II.5.2.vapeur de l'eau **Erreur ! Signet non défini.**
- II.5.3.l'air **Erreur ! Signet non défini.**
- II.5.4.Le gaz naturel..... **Erreur ! Signet non défini.**
 - a) Gaz naturel combustible..... **Erreur ! Signet non défini.**
 - b) Gaz naturel de conversion **Erreur ! Signet non défini.**
- II.6. Consommation de la matière première et utilités..... **Erreur ! Signet non défini.**
- II.7. Description du procédé de fabrication de l'ammoniac.... **Erreur ! Signet non défini.**
- II.8. Description de la formation de dioxyde de carbone (CO₂) pendant la fabrication de l'ammoniac **Erreur ! Signet non défini.**
 - II.8.1.Compression et désulfuration du gaz naturel **Erreur ! Signet non défini.**
 - II.8.2.Reforming **Erreur ! Signet non défini.**
 - a) Reforming primaire (101-B) **Erreur ! Signet non défini.**
 - b) Reforming secondaire (103-D)..... **Erreur ! Signet non défini.**
 - II.8.3.Conversion de CO en CO₂ (réaction de Shift) (104-D)**Erreur ! Signet non défini.**
- II.9. Description de l'élimination de dioxyde de carbone (CO₂) pendant la fabrication de l'ammoniac **Erreur ! Signet non défini.**
 - II.9.1.Décarbonatation (extraction du gaz carbonique) (101-E)**Erreur ! Signet non défini.**
 - II.9.2. Description de la section de décarbonatation **Erreur ! Signet non défini.**
 - a) L'absorbeur 101-E de CO₂ **Erreur ! Signet non défini.**
 - b) principe de fonctionnement **Erreur ! Signet non défini.**
 - c) Les strippers 102-E (A / B)..... **Erreur ! Signet non défini.**

Sommaire

d) Principe de fonctionnement	Erreur ! Signet non défini.
II.9.3.Méthanisation (106-D).....	Erreur ! Signet non défini.
Chapitre III. Absorption des gaz et produits d'absorption	
III.1. Introduction	Erreur ! Signet non défini.
III.2. Généralités sur l'absorption.....	Erreur ! Signet non défini.
III.3. Les termes de phénomène d'absorption.....	Erreur ! Signet non défini.
a) Le soluté ou absorbant	Erreur ! Signet non défini.
b) Le diluant ou inerte.....	Erreur ! Signet non défini.
c) Gaz riche.	Erreur ! Signet non défini.
d) Gaz pauvre (épuisé).....	Erreur ! Signet non défini.
e) L'absorbant ou solvant	Erreur ! Signet non défini.
f) La solution riche	Erreur ! Signet non défini.
III.4. Les types d'absorption	Erreur ! Signet non défini.
III.4.1. L'absorption chimique.....	Erreur ! Signet non défini.
III.4.2. L'absorption physique	Erreur ! Signet non défini.
III.5. Les absorbeurs	Erreur ! Signet non défini.
III.6. But et performances des absorbeurs	Erreur ! Signet non défini.
III.7. Types d'absorbeurs	Erreur ! Signet non défini.
III.8. Colonnes à plateaux	Erreur ! Signet non défini.
III.9. Différents types de plateaux à courants croisés	Erreur ! Signet non défini.
a) Principe de fonctionnement	Erreur ! Signet non défini.
b) Différents types de plateaux à courants croisés	Erreur ! Signet non défini.

Sommaire

c) avantages et inconvénients des plateaux à courants croisés	Erreur ! Signet non défini.
III .10. Les plateaux à contre-courant	Erreur ! Signet non défini.
a) Description	Erreur ! Signet non défini.
b) Types de plateaux à contre-courant	Erreur ! Signet non défini.
c) Avantages/inconvénients des plateaux à contre-courant	Erreur ! Signet non défini.
III .11. Domaine d'application	Erreur ! Signet non défini.
III.12. Avantages et inconvénients des colonnes à plateaux...	Erreur ! Signet non défini.
III.13. Colonnes à garnissage	Erreur ! Signet non défini.
III .15. Différents types de solvants	Erreur ! Signet non défini.
III.15.1. Solvants chimiques.....	Erreur ! Signet non défini.
III.15.2. Solvants physiques	Erreur ! Signet non défini.
III.15.3. Solvants mixtes.....	Erreur ! Signet non défini.
III .16. Critères de sélection d'un solvant chimique.....	Erreur ! Signet non défini.
III .17. Les alcanolamines.....	Erreur ! Signet non défini.

Chapitre IV. Partie calcul

IV.1. Problématique.....	Erreur ! Signet non défini.
IV.1.1. Problème de corrosion.....	Erreur ! Signet non défini.
IV.1.2. Problème de moussage:	Erreur ! Signet non défini.
IV.1.3. Problèmes de consommation d'énergie	Erreur ! Signet non défini.
IV.1.4. Problèmes de dégradation chimique	Erreur ! Signet non défini.
IV.1.5. Problèmes d'absorption	Erreur ! Signet non défini.
IV.2. Calcul du débit massique totaux des liquides à l'entrée de l'absorbeur	Erreur ! Signet non défini.

Sommaire

- IV.2.1.Cas de la TEA **Erreur ! Signet non défini.**
- a) Détermination de l'équation de la droite opératoire **Erreur ! Signet non défini.**
 - b) Détermination des rapports molaires : **Erreur ! Signet non défini.**
 - c) Détermination du débit de solvant minimum, $L_{S \min}$ **Erreur ! Signet non défini.**
 - d) Détermination du débit réel de solvant pur L_S **Erreur ! Signet non défini.**
 - e) Calcul du débit réel de la solution TEA 35% **Erreur ! Signet non défini.**
- IV.2.2.Cas de l'aMDEA **Erreur ! Signet non défini.**
- a) Détermination des rapports molaires : **Erreur ! Signet non défini.**
 - b) Détermination du débit de solvant minimum, $L_{S \min}$ **Erreur ! Signet non défini.**
 - c) Détermination du débit réel de solvant pur L_S .. **Erreur ! Signet non défini.**
- IV.2.3.Cas de MEA **Erreur ! Signet non défini.**
- IV.3.Gain d'énergie mécanique- Pompes et Turbines **Erreur ! Signet non défini.**
- IV.3.1. Généralités sur les pompes **Erreur ! Signet non défini.**
- a) définition **Erreur ! Signet non défini.**
 - b) Classification des pompes **Erreur ! Signet non défini.**
 - c) Puissance et rendement des pompes **Erreur ! Signet non défini.**
 - d) Puissance mécanique des pompes **Erreur ! Signet non défini.**
- IV.3.2.Cas de la TEA **Erreur ! Signet non défini.**
- IV.3.2.1.Calcul de l'énergie des pompes véhiculant la solution de TEA **Erreur ! Signet non défini.**
- a) Calcul des pertes de charge **Erreur ! Signet non défini.**
 - b) Calcul de la vitesse d'aspiration et de refoulement des deux pompes **Erreur ! Signet non défini.**
 - c) Calcul de la puissance donnée à la pompe par la turbine **Erreur ! Signet non défini.**

Sommaire

IV.3.2.2. Calcul de la quantité de vapeur donnée à la turbine	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.3. Cas de l'aMDEA	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.3.1. Calcul de l'énergie des pompes véhiculant la solution de aMDEA	Erreur ! Signet non défini.
a) Calcul des pertes de charge totales.....	Erreur ! Signet non défini.
b) Calcul de la vitesse d'aspiration et de refoulement de la pompe	Erreur ! Signet non défini.
c) Calcul de La puissance donnée à la pompe par la turbine	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.3.2. Calcul de la quantité de vapeur donnée à la turbine	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.4. Cas de la MEA	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.4.1. Calcul de l'énergie des pompes véhiculant la solution de MEA	Erreur ! Signet non défini.
a) Calcul des pertes de charge.....	Erreur ! Signet non défini.
b) Calcul de la vitesse d'aspiration et de refoulement des deux pompes	Erreur ! Signet non défini.
c) Calcul de La puissance donnée à la pompe par la turbine	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.4.2. Calcul de la quantité de vapeur donnée à la turbine.....	75
Conclusion général	76
Référence bibliographique	77
Annexes.....	78

Introduction générale

Introduction générale

L'ammoniac est l'un des produits chimiques les plus utilisés par l'industrie pour la production des engrais phosphatés et azotés. Le procédé de fabrication de l'ammoniac utilise des matières premières l'air comme source d'azote, du méthane comme source d'hydrogène et de l'eau, ceci s'effectue par la méthode de reforming à haute pression dans l'ordre suivant préparation des matières brutes d'alimentation, purification du gaz de synthèse, synthèse de l'ammoniac.

Au cours du procédé de fabrication de l'ammoniac, la section de décarbonatation du gaz a pour but de réduire la teneur de CO_2 , qui est un poison du catalyseur du réacteur de synthèse dans le procédé de fabrication d'ammoniac donc il faut éliminer le dioxyde de carbone. L'opération d'élimination de CO_2 consiste à absorber le CO_2 dans la colonne d'absorption par une solution de monoéthanolamine (MEA).

Cette solution peut être efficace du point de vue rentabilité, cependant elle présente quelques inconvénients à savoir une perte économique et de fonctionnement instable ce qui pourrait conduire à l'arrêt général de l'unité, en effet, ce solvant ayant une forte liaison avec le CO_2 provoque une grande consommation d'énergie dans la section de régénération du solvant.

Le but de cette étude consiste à le remplacement de la solution de MEA par une autre solution d'alcanolamine qui garderait la même efficacité tandis qu'elle diminue la consommation de l'énergie. Nous avons pensé à une solution d'alcanolamine tertiaire la N-méthyl-diéthanolamine (MDEA) et également à la Triéthanolamine (TEA). Ces deux solutions réagissent plus rapidement avec le CO_2 , et sont utilisées pour leur sélectivité et leur capacité d'absorption qui est nettement plus élevée que celle des amines primaires et secondaires.

De plus ces deux solutions sont déjà expérimentées dans d'autres unités de décarbonatation de diverses industries algériennes.

Le travail qui nous a été confié consistait notamment en une étude comparative afin d'estimer l'énergie nécessaire dans l'opération de décarbonatation sans avoir recours à un changement d'installations. L'étude comprend donc un calcul détaillé du débit de solvant

Introduction générale

utilisé ainsi qu'une évaluation des pertes de charge entrant dans le calcul de l'énergie nécessaire à l'opération. Notre travail est divisé en plusieurs chapitres :

- Le premier chapitre consiste à une présentation du complexe Fertial-Annaba.
- Le deuxième chapitre consiste à une description générale de la formation et l'élimination de dioxyde de carbone au cours de fabrication d'ammoniac à Fertial-Annaba.
- Le troisième chapitre traite des généralités sur l'opération d'absorption par solvants, les caractéristiques des solvants, et les différentes colonnes d'absorption couramment utilisées dans l'industrie.
- Le quatrième chapitre est consacré au calcul des débits des solutions de TEA, aMDEA et MEA à l'entrée de l'absorbeur, ainsi que l'évaluation de l'énergie développée par les pompes.

Notre travail est enfin terminé par une conclusion générale qui résume les points essentiels de l'étude.

CHAPITRE I

I.1. Historique de l'entreprise [1]

L'entreprise économique **FERTIAL** ex (**ASMIDAL**) est issue de la restructuration de la **SONATRACH**, le 1 septembre 1984. L'implantation du complexe a été choisie sur la base des considérations économiques suivantes :

- Existence d'une infrastructure importante caractérisée par la proximité des installations portuaires (3 kilomètres) et les moyens de communication rapide :
- Des utilités proches (eau de mer, eau de barrage....)
- Les centrales thermiques **d'EL HADJAR** et **d'ANNABA** (énergie électrique)
- Proximité des gisements de mines (phosphate) à 300 KM au sud d'ANNABA (djebel de ONK) ; a pour principales missions la production, la commercialisation et la distribution de :
 - L'ammoniac
 - Les engrais phosphatés
 - Les engrais azotés

L'aube de l'indépendance, la situation du secteur de l'industrie des produits chimiques montrait une faiblesse notable dans les capacités de production installées qui se limitait de petites unités de fabrication vétustes. C'est pourquoi la SONATRACH (société mère) a mis en œuvre une stratégie de développement globale connue à sa création, en 1972 sous le nom du **COMPLEXE D'ENGRAIS PHOSPHATÉS DE BONE (CEPB)** puis **ASMIDAL** en septembre 1984, aujourd'hui **FERTIAL**.

FERTIAL, fertilisant algérien est une société issue d'un partenariat signé en août 2005 entre le groupe **ASMIDAL** et le groupe espagnol **VILAR MIR**.

Cet ensemble industriel, qui a une importance majeure dans le développement du pays, a répondu dans les faits à la stratégie de croissance ébauchée probablement à la décision en 1966 sur la nationalisation des ressources minières du pays et leur valorisation. En 1977, a été une année charnière dans la vie de l'entreprise « **SONATRACH-CEPB** », a vu sa restriction avec le délestage des activités secondaires et se recentrer sur son métier de base à savoir la fabrication de l'ammoniac et des engrais.

La réalisation du complexe des engrais phosphatés et azotés de ANNABA entre dans le cadre de la politique de développement de l'industrie pétrochimique et principalement la promotion de l'agriculture algérienne qui représente un outil indispensable dans l'indépendance du pays

Elle utilise des technologies modernes avec des processus de fabrication complexes propres à chaque produit. Ces processus assurent un rôle fonctionnel de haut niveau.

I.2. Présentation de Fertial [1]

Fertial, créée le 01 mars 2001, est passée à une société par action (spa) en 2005 (66% groupe espagnol Vilar Mir, 34% ASMIDAL –FERTIAL, Algérie). Il existe deux pôles industriels:

I.2.1. La plate forme ANNABA : Complexe fabriquant des engrais phosphatés, azotés, de l'ammoniac (NH_3 :1000 T/j) et du Nitrate d'ammonium (NH_4NO_3 : 1000 T/j).

I.2.2 La plate forme ARZEW : Complexe fabriquant des engrais azotés, de l'ammoniac (NH_3 :1000 T/j) et du Nitrate d'ammonium (NH_4NO_3 : 1500 T/j).

La plate forme de Annaba est dirigée par un directeur général et emploie environ 831 travailleurs. Dans le complexe, on distingue deux zones ; la zone sud qui comprend les anciens ateliers dont le démarrage remonte à 1972 «engrais phosphatés » et la zone Nord « engrais azotés» qui comprend les ateliers dits nouveaux et le démarrage remonte à 1982.

(Figure I.1)

• **ZONE SUD :** «Engrais phosphatés»: Elle est composée de trois ateliers principaux:

- Un atelier d'engrais: NPK et UAN liquide.
- Un atelier super simple phosphate: SSP.
- Une centrale utilités (centrale 1).

• **ZONE NORD :** «Engrais azotés»: Cette zone comprend cinq ensembles:

- Un atelier acide nitrique
- Un atelier nitrate d'ammonium
- Un atelier d'ammoniac
- Une installation de manutention et de stockage.
- Une centrale utilités (centrale 2).

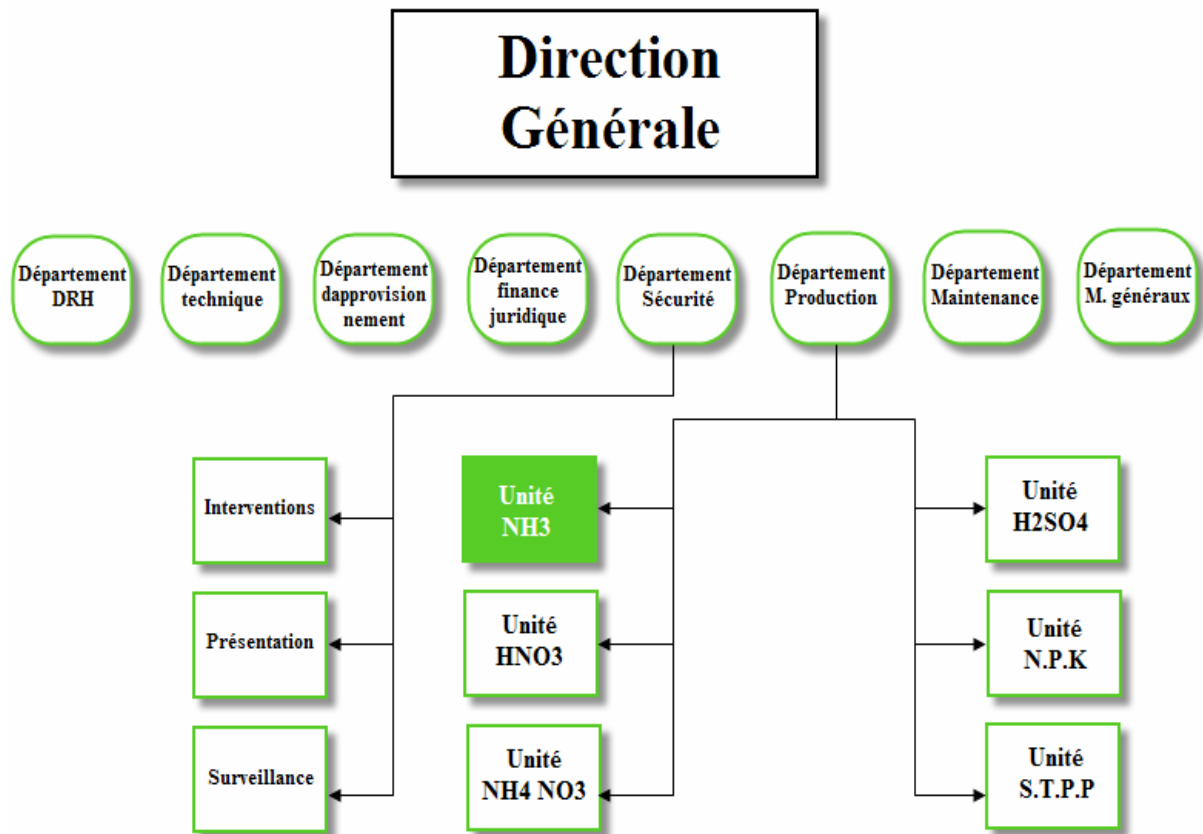


Figure I.1. Organigramme de Fertil-ANNABA

I.3. Situation géographique

L'usine est située à l'est de la ville de Annaba ; elle est limitée par l'Oued Seybouse et la cité Sidi Salem à l'Est, la cité Seybouse à l'Ouest, la mer méditerranée au Nord, la route nationale n°44 et la plaine de Annaba au Sud. (Figure I.2)



Figure I.2. Situation géographique Fertial-ANNABA

I.4. Objectifs de l'entreprise [1]

Dans le cadre du développement économique et social du pays, l'entreprise est chargée de:

- Promouvoir et développer l'industrie des engrais et produits phytosanitaires.
- Exploiter, gérer et rentabiliser les moyens humains, matériels et financiers dont elle dispose.
- Satisfaire aux besoins du marché national et international.
- Favoriser l'épanouissement de l'esprit d'imagination et d'initiative et faire appel aux moyens locaux.
- Développer la coopération dans le cadre de la politique nationale.

I.5. Principales activités [1]

Liste des produits fabriqués ou vendus par FERTIAL

FERTIAL D'ANNABA présente plusieurs activités, nous pouvons citer les activités les plus importantes :

- ✓ Production d'ammoniac → capacité 1000 t/j
- ✓ Production d'ammonium → 02 ligne de 500 t/j chacune
- ✓ Production d'acide nitrique → 02 ligne de 400 t/j chacune

Chapitre I. Présentation du Complexe Fertial-Annaba

- ✓ Production des engrais phosphatés : 1000 t/j
- ✓ SSP « Super Simple Phosphate » → capacité 1200 t/j
- ✓ UAN « Urée Acide Nitrique » → capacité 600t/j
- ✓ Des engrais azotés :
 - Nitrique d'ammoniac
 - UAN 32 %
 - Urée 46% (importée)



Une partie du nitrate et de l'ammoniac est autoconsommée par FERTIAL pour la production d'autres produits

Tableau I.1. résume les pays concerné par l'exportation des produit de FERTIAL

Production	Pays
NH ₃	Espagne, France, Italie, Grèce, Belgique, Cuba
Nitrate	Tunisie, Maroc
UAN	France, Espagne, USA
SSP	Maroc, Grèce, France, Italie , Brésil

CHAPITRE II

II.1. Introduction

L'ammoniac est l'un des produits chimiques les plus utilisés par l'industrie pour la fabrication d'engrais, d'explosifs et de polymères. Il est utilisé dans beaucoup des domaines scientifiques et industriels et présente une source économique importante pour son fabriquant.

La production de l'ammoniac à partir de l'hydrogène et de l'azote a commencé selon la réaction de HABER-BOSCH en 1913 ,en 1953 KELLOGG à commencé sur son usine à Houston le Texas Etats-Unis, basé sur le gaz naturel.

II.2. Généralité sur l'Ammoniac [2]

II.2.1. Historique des conditions de synthèse de l'Ammoniac Dans le passé

la technologie mise en œuvre pour la fabrication de l'Ammoniac variait assez largement, la seule caractéristique commune à tous les procédés était la synthèse catalytique de l'Ammoniac sous haute pression.

Mis en évidence par Priestley en 1774, sa formule a été établie par Berthollet en 1785. En 1914, Haber et Bosch ont commencé à fabriquer l'Ammoniac à partir de l'azote atmosphérique et l'hydrogène moléculaire, la réaction exothermique se déroulait à des températures et pressions élevées sur catalyseur à base de fer.

Quatre ans plus tard, ce procédé a été perfectionné et exigeait une pression de 1000 bars et une température de 600°C. Le choix de la pression de synthèse dépend de certain nombre de facteurs tels que :

- le type de catalyseur
- la méthode de récupération du produit
- la pureté de gaz de synthèse produit
- et la technique de recyclage des gaz

C'est ainsi que des unités ont opéré jusque vers 1965 à des niveaux de pression supérieurs à 300-350 bars, voire de 150 bars.

II.2.2. Propriétés physiques L'Ammoniac

Est un gaz incolore, doté d'une forte odeur caractéristique. Il est nettement moins dense que l'air, un litre pèse moins de 0,6 gr dans les conditions ordinaires.

L'Ammoniac est facile à liquéfier, à 20°C, il suffit de le comprimer à 9 atm. Sous la pression atmosphérique normale, l'Ammoniac liquide bout à -34°C.

Commercialement, l'Ammoniac est vendu à l'état liquide dans des récipients en acier où la pression est de quelques atmosphériques. L'Ammoniac est un gaz soluble dans l'eau, à la température ordinaire, 1 litre d'eau en dissout environ 800 litre. La solution commerciale, appelée ammoniacale, est un liquide incolore, un peu moins dense dans l'eau, de même odeur que le gaz ammoniac ; elle contient par litre environ 250 litre de gaz NH₃.

II.2.3. Propriétés chimiques

A la température ordinaire, le gaz ammoniac est un composé stable. Sa dissociation en hydrogène et azote ne commence que vers 450-500°C ; en présence de certains métaux comme le fer, le nickel, l'osmium, le zinc et l'uranium, cette décomposition commence dès la température de 300°C et elle presque complète vers 500-600°C. Le gaz ammoniac brûle à l'air au contact d'une flamme en donnant principalement de l'azote et de l'eau L'Ammoniac réagit sur de nombreux oxydes et peroxydes : le peroxyde de chlore à froid, l'anhydride iodique à chaud, les perchlorates qui, vers 250°C donnent lieu à une réaction violente.

II.3. Objectif du procédé Kellogg [3]

L'installation est calculée pour la production de 1000 tonnes par journée de production d'ammoniac liquide, en partant des matières premières préliminaires qui comprennent le gaz naturel, la vapeur de l'eau et l'air. Ceci s'accomplit par la méthode de reforming «Kellogg » à haute pression.

II.4. Principe du procédé de fabrication de l'ammoniac : [3]

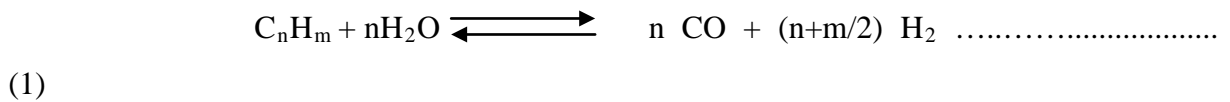
Le principe de fabrication de l'ammoniac consiste à faire réagir en présence d'un catalyseur, l'hydrogène et l'azote de l'air. La production d'hydrogène s'effectue principalement par reformage des hydrocarbures par la vapeur d'eau puis conversion par la vapeur d'eau du

Chapitre II.1a Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac

monoxyde de carbone produit. L'hydrogène est purifié de tous les composés oxygénés qui l'accompagnent avant d'être introduit dans le réacteur catalytique de synthèse d'ammoniac.

Les réactions principales mises en œuvre sont les suivantes:

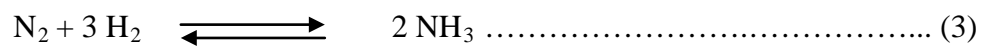
- Reformage de l'hydrogène (endothermique):



- Conversion de l'oxyde de carbone:



- Synthèse (exothermique) de l'ammoniac:



II.5. Les matières premières et leur préparation [3]

La fabrication de l'ammoniac nécessite les matières premières suivantes :

- L'eau
- La vapeur d'eau
- L'air
- Le gaz naturel

II.5.1. l'eau

Deux types d'eau sont utilisés dans la fabrication de l'ammoniac :

a) l'eau de barrage

Elle est utilisée comme eau industrielle pour produire la vapeur au niveau de chaudières de récupération **101-C,102-C** et **103-C**, ainsi que dans les chaudière auxiliaire **105-B**.

b) L'eau de mer

Elle est traitée dans la centrale d'utilité n° II de façon à éliminer les impuretés qui peuvent influer sur la marche normale des appareils parce qu'elle sert au refroidissement. Elle est amenée par des pompes spéciales pour alimenter les différents organes de l'unité.

Chapitre II.la Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac

II.5.2.vapeur de l'eau

La majeure partie en vapeur est produite sur place comme suit :

- 21T/heure dans les chaudières de récupération **101-C** et **102-C**
- 21T/heure dans la chaudière de récupération **103-C**
- 107T/heure dans la chaudière auxiliaire **105-B**

L'autre partie provient de la centrale thermique en cas de besoin, cette vapeur est utilisée pour convertir le méthane dans les tubes catalytiques de **101-B** et pour actionner les turbines d'entraînement des compresseurs.

II.5.3.l'air

Il est aspiré par le turbo compresseur **101-J** à partir de l'atmosphère, il est tout d'abord filtré à travers les filtres **101-L** et **102-L**, déshumidifié, puis dans la deuxième étage jusqu'à une

Température d'environ 204°C et une pression de 34.17 bars(effectivement) ;il est chauffé ensuite dans la section de convection du four **101-B** jusqu'à une température de 454°C pour être envoyé vers le réacteur de reforming afin de fournir l'azote nécessaire à la stœchiométrie de la réaction de synthèse ;d'autre part fournir l'oxygène nécessaire à la réaction de combustion du méthane non converti provenant de la section du reforming primaire.

II.5.4.Le gaz naturel

Le gaz naturel est la source essentielle d'hydrogène destiné à la synthèse de l'ammoniac. Environ 90 % de la production d'ammoniac est actuellement obtenu à partir du gaz naturel et ce pour des raisons économiques (coût des matières premières, coût d'investissement et d'exploitation).

Le gaz naturel est ramené du port à une pression minimale de 29 bars(effective) et une température de 42°C, il passe tout d'abord par le séparateur **116-F** pour éliminer tout liquide entraîné en utilisant un déflecteur et un tamis à contre entraînement.

Chapitre II.1a Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac

Le gaz sec sortant en haut est divisé en deux parties :

a) Gaz naturel combustible

Il sert à produire l'énergie thermique au niveau des brûleurs de **101-B**, de la surchauffeur chaude de la zone de convection, de **102-B,103-B** et **105-B**.

b) Gaz naturel de conversion

Il sert à produire l'hydrogène et le (CO) au niveau des tubes catalytiques.

II.6. Consommation de la matière première et utilités [3]

Une unité moderne de production d'ammoniac à partir du gaz naturel doit présenter certaines performances. Pour une production d'une tonne d'ammoniac, la consommation en gaz naturel, en énergie et en eau ne doit pas dépasser les valeurs suivantes:

- Gaz de process	5140 tonnes
- Gaz de chauffage	1554 tonnes
- Energie électrique	16 kWh
- Eau de refroidissement	210 tonnes à T = 10 °C
- Eau déminéralisée d'appoint	1,2 tonnes.

II.7. Description du procédé de fabrication de l'ammoniac [3]

La production de l'ammoniac par reformage de gaz naturel comporte généralement les étapes qui illustre dans la(**Figure II.1**).

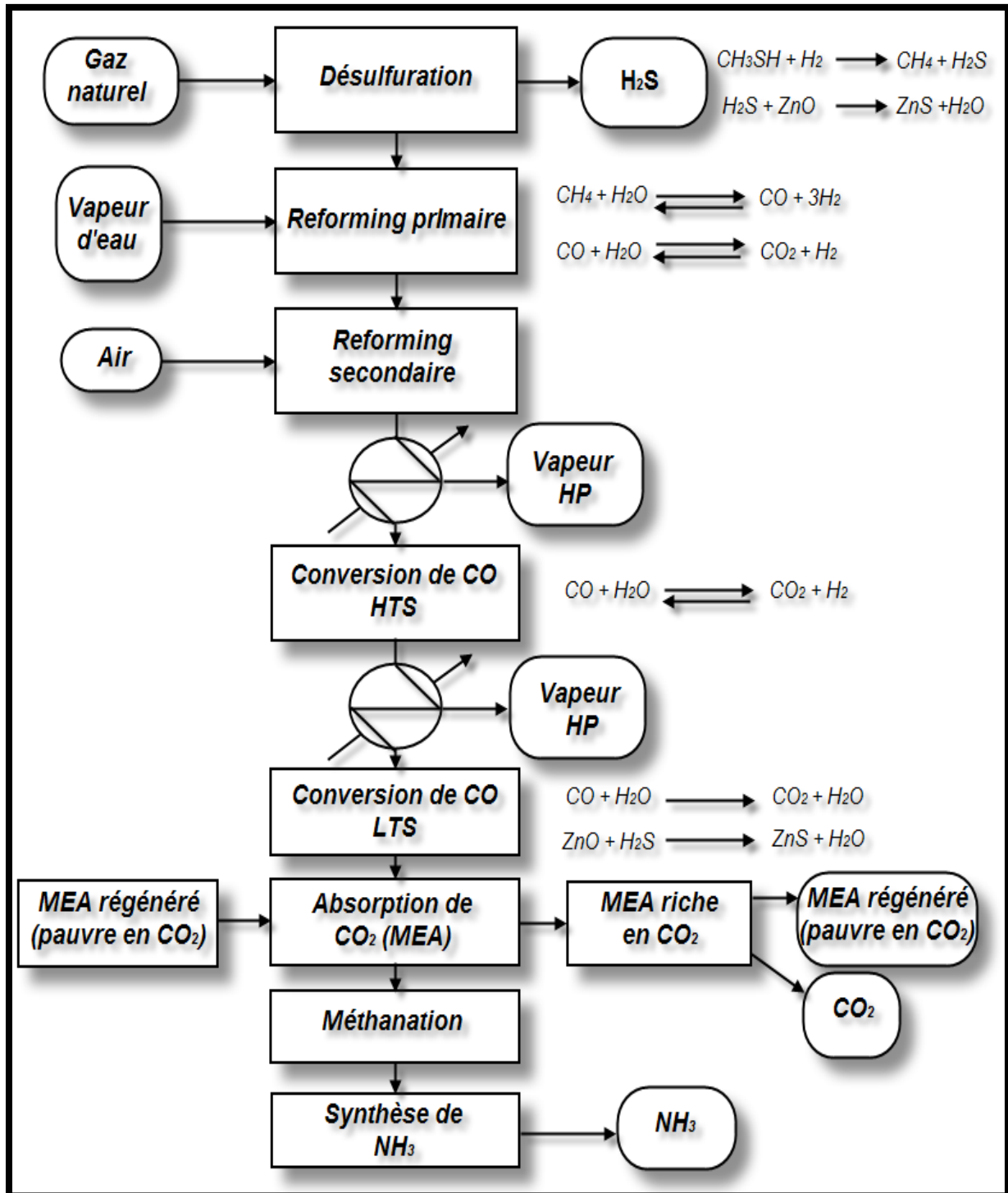


Figure II.1. Schéma de principe de production de l'ammoniac

- **Désulfuration finale** du gaz naturel pour éliminer les dernières traces de soufre.
- **Reformage primaire** : à haut température pour obtenir l'hydrogène nécessaire à la fabrication de l'ammoniac.

- **Reformage secondaire (postcombustion)** à l'air avec lequel est introduit l'azote de synthèse, suivie d'une récupération de chaleur et d'une génération de vapeur à haute pression ou d'un reformeur-échangeur.
- **Conversion de CO en CO₂** par la vapeur d'eau, généralement en deux étapes, à la température (317°C) et à la température (224°C).
- **Décarbonatation** du gaz de synthèse ou la teneur en CO₂ est abaissée à moins de 0.1% en volume
- **Méthanisation** qui élimine les traces de composés oxygénés
- **Compression du gaz** : pour comprimer le gaz jusqu'à une pression de 150 bars
- **Boucle de synthèse d'ammoniac** à haute pression (150 bars) qui comporte :
 - Le réacteur catalytique de synthèse
 - Une série d'échangeurs de chaleur où l'ammoniac produit est condensé et séparé à l'état liquide.
 - Un ensemble de réfrigération à l'ammoniac qui fournit le froid nécessaire à la condensation et au refroidissement de l'ammoniac produit.

II.8. Description de la formation de dioxyde de carbone (CO₂) pendant la fabrication de l'ammoniac [3]

La formation de dioxyde de carbone est le résultat de certaines étapes de la fabrication de l'ammoniac qui sont les suivantes :

- Compression et désulfuration du gaz naturel.
- Reforming (primaire et secondaire).
- Conversion de CO en CO₂.

II.8.1. Compression et désulfuration du gaz naturel

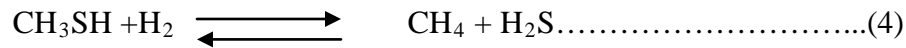
Le gaz naturel d'alimentation de l'unité d'ammoniac, peut contenir des composés de soufre qui agissent comme polluants pour le nickel et le cuivre, métaux auxquels se basent les catalyseurs. Pour assurer une durée raisonnable et prolongée de ces catalyseurs, il est nécessaire que la teneur en soufre dans le gaz d'alimentation soit inférieure 0.5 ppm.

Le gaz naturel arrivant à une pression de 19 bars (effectif) et une température de 42 °C, est comprimé dans le compresseur de gaz naturel **102-J** jusqu'à 41 bars (effectif) après élimination de toute trace de liquide entraîné par le gaz dans le séparateur **116-F**. Le gaz est ensuite préchauffé jusqu'à 399 °C, puis envoyé au réacteur de désulfuration **102-D** pour

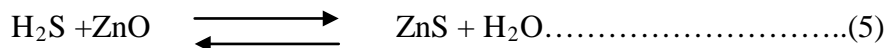
Chapitre II.1a Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac

éliminer toute trace de soufre. Le réacteur est constitué de 2 lits catalytiques fixes où s'effectuent les réactions de désulfuration suivantes:

Le premier lit transforme les composés de soufre en H₂S et sont adsorbés dans le second lit par l'oxyde de zinc pour avoir le ZnS selon les réactions suivantes :



Deuxième lit: Ce lit est formé d'un catalyseur à base d'oxyde de zinc (ZnO) qui joue le rôle de l'adsorbeur du composé sulfureux.



Dans cette opération, la teneur en soufre est réduite de 1 ppm à 0,25 ppm À la sortie de la désulfuration le gaz contient moins de 0.50 ppm de soufre, et il est disponible pour l'alimentation du reforming (**Figure II.2**).

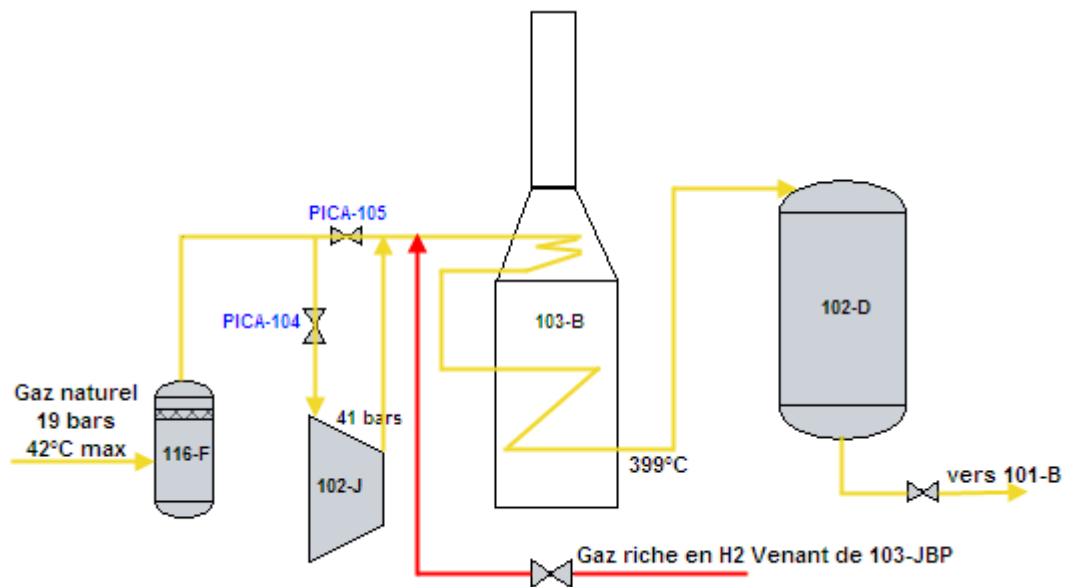


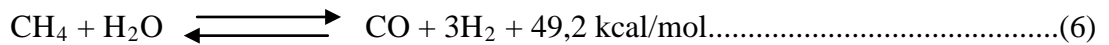
Figure II.2. Compression et désulfuration du gaz naturel

II.8.2.Reforming

Pour favoriser le reforming, il faut surtout travailler à haute température, et à basse pression en présence de la vapeur d'eau. Le reformage se fera donc dans un four chauffé par un combustible. Le reformage est constitué de deux parties, à savoir le reformage primaire et le reformage secondaire.

a) Reforming primaire (101-B)

Le gaz désulfuré est mélangé avec de la vapeur à moyenne pression (40 bars) dans un rapport Vapeur / Gaz naturel = 3/1. Il est ensuite préchauffé dans le faisceau chaud de la zone de convection par les gaz de carneau jusqu'à 524 °C avant d'être distribué dans les 378 tubes du four de reforming primaire. Dans ces tubes remplis d'un catalyseur à base de nickel, s'effectuent les réactions suivantes:



La réaction globale est donc :



La chaleur nécessaire pour les réactions endothermiques qui ont lieu est fournie par **200 brûleurs** distribués dans **10 rangés** qui utilisent comme combustible le gaz naturel de combustion, en utilisant comme carburant l'oxygène de l'air.

A la sortie des tubes, le gaz partiellement reformé (9,58% en CH₄) est collecté dans des collecteurs de sortie puis remonte à travers les colonnes montantes pour arriver à la ligne de transfert avec une température de 847 °C. Le gaz est ensuite envoyé dans le réacteur du reforming secondaire (Figure II.3)

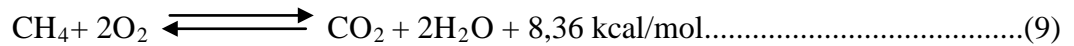
b) Reforming secondaire (103-D)

Le reforming secondaire reçoit le gaz effluent du primaire, plus d'air de process pour apporter le N₂ nécessaire pour fournir le rapport H₂/N₂ requise pour la synthèse de l'ammoniac

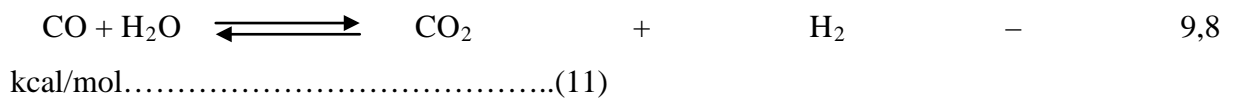
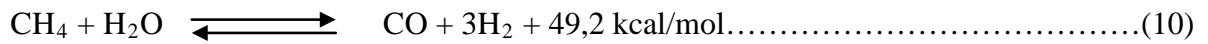
Le gaz entrant avec une température d'environ 822 °C et contenant 9,58% de CH₄ non converti, va subir un reforming plus poussé dans le réacteur **103-D**. L'air du procédé qui provient du compresseur d'air **101-J** et la vapeur supplémentaire sont préchauffés à 468 °C dans la section de convection du four de reforming primaire et entrant dans la chambre de combustion de **103-D**, où ils se combinent avec le gaz, favorisant ainsi un deuxième reforming à travers deux lits catalytiques fixes:

Chapitre II.1a Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac

- Premier lit de volume de 5,03m³ et contenant Cr₂O₃/Al₂O₃



- Deuxième lit:



Le catalyseur utilisé est à base d'oxyde de nickel (NiO) de 24,31 m³ de volume.

Ces réactions produisent un complément de CO, CO₂ et H₂ ; l'introduction de l'azote de l'air permet en outre d'obtenir le rapport H₂/N₂ nécessaire pour le gaz de synthèse.

L'effluent contenant 0.33% de CH₄ est refroidi dans deux chaudières de récupération **101-C** et **102-C** jusqu'à 371 °C avant de passer dans la section de conversion(**Figure II.3**) .

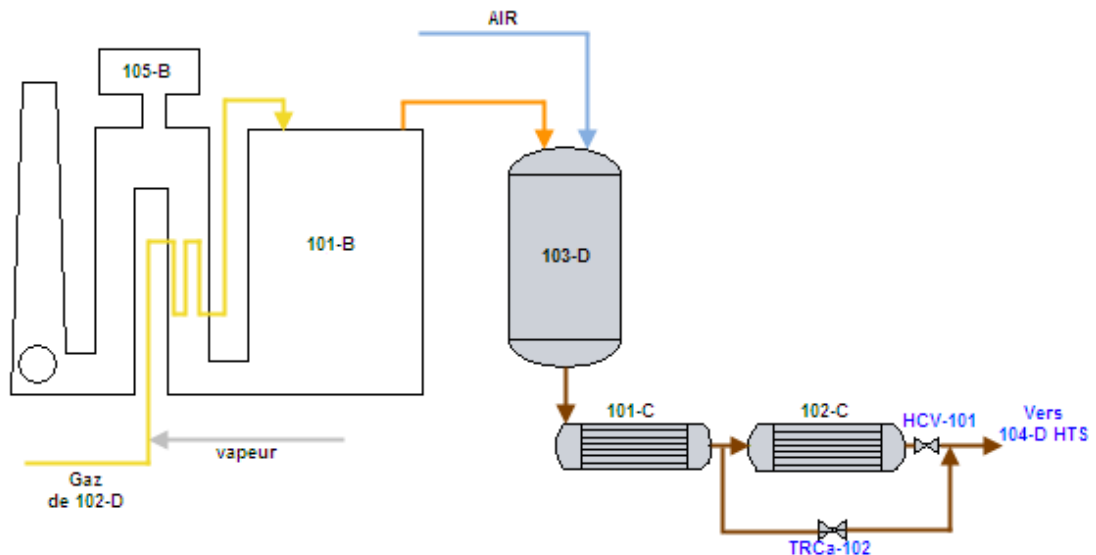
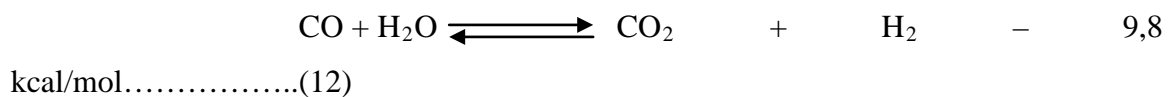


Figure II.3. Reforming primaire et secondaire

II.8.3. Conversion de CO en CO₂ (réaction de Shift) (104-D)

Dans cette section on mène la conversion de la plus grande quantité du CO contenu dans le gaz, qui en présence d'un catalyseur, réagit avec la vapeur d'eau, pour être transformé en H₂ et CO₂

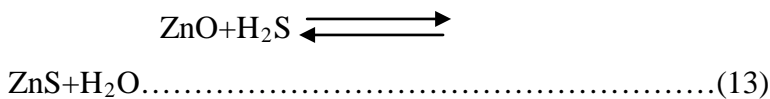
- **La première section (HTS)** est conçue pour réduire la teneur de CO de 12,96% à 3,11% selon la réaction:



Le catalyseur utilisé est à base de Fe₂O₃, Cr₂O₃/Al₂O₃ de 58,3 m³ de volume. Les produits de la réaction sortant avec une température de 431 °C, sont refroidis dans les deux chaudières de récupération **103-C** et **104-C** jusqu'à 242 °C et introduits dans la section LTS.

- **La deuxième section (LTS)** dans laquelle la teneur en CO est réduite de 3,11% à 0,5% en utilisant deux lits de catalyseurs:

1er lit: On utilise un adsorbant (ZnO) de 16,6 m³ pour éliminer le soufre encore présent, suivant la réaction:



2ème lit: le catalyseur utilisé est à base de CuO, ZnO/Al₂O₃



L'effluent sortant avec une température de 254 °C et une pression de 27,3 bars (effectif) est refroidi jusqu'à 177 °C par les condensats provenant du séparateur **102-F**, ensuite jusqu'à 63 °C dans les rebouilleurs **105-CA** et **105-CB** par la solution de MEA pauvre, avant son introduction dans la section de décarbonatation(Figure II.4) .

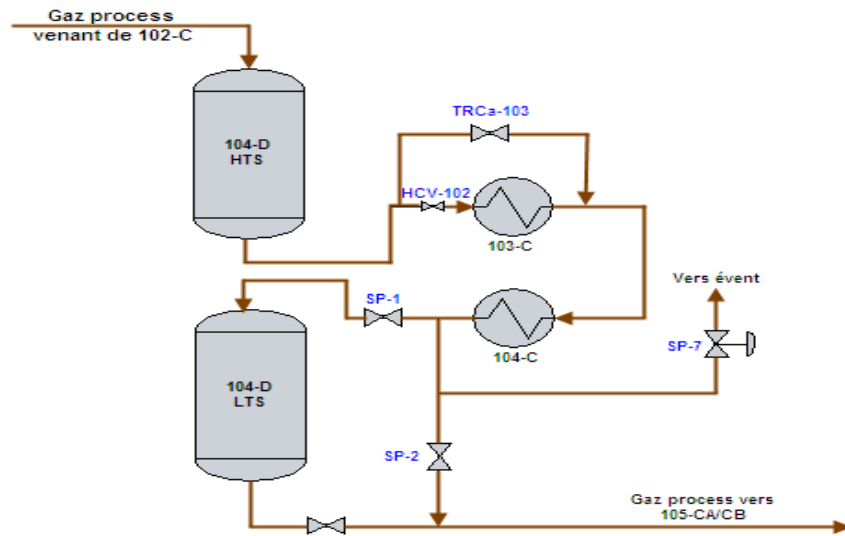


Figure II.4. Conversion de CO en CO₂ (réaction de Shift) (104-D)

Ces étapes sont responsables de la présence d'importantes teneurs en CO₂(18%) qu'il faut éliminer avant la section de la production de l'ammoniac.

Les opération qui réduire la teneur de CO₂ sont décarbonatation et méthanisation

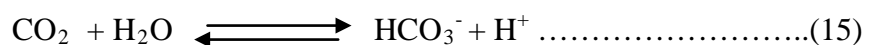
II.9. Description de l'élimination de dioxyde de carbone (CO₂) pendant la fabrication de l'ammoniac [3]

II.9.1.Décarbonatation (extraction du gaz carbonique) (101-E)

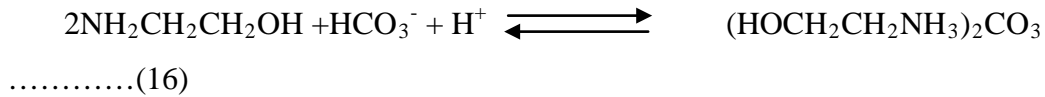
Le gaz procès qui sort de la conversion passe ensuite vers la section de décarbonatation où il est nécessaire d'éliminer le CO₂ par une solution aqueuse appelée MEA, en absorbant le CO₂ dans une colonne d'absorption 101E.

le gaz de synthèse brut venant de **102-F** à 27 bars et à 63 °C est traité pour extraire le gaz carbonique et une faible quantité résiduelle d'oxyde de carbone et produire un gaz de synthèse hydrogène/azote très pur.

La décarbonatation a pour but de réduire la teneur de CO₂ de 18,5% à 0,01% dans l'absorbeur **101-E** en utilisant la MEA (monoéthanolamine) à 20% en poids. Le gaz riche en CO₂ entre par le bas de la colonne garnie de 20 plateaux perforés où s'effectue l'absorption à contre courants en présence des réactions suivantes :



Chapitre II.1a Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac



Le gaz ainsi appauvri en CO₂ sort par le haut de la colonne **101-E** et entre dans le méthanateur après passage à travers le séparateur **118-F**.

La MEA riche en CO₂ provenant de la base de l'absorbeur est régénérée dans deux strippers à 17 plateaux (**102-EA**) et (**102-EB**). Chaque stripper est équipé d'un condenseur de tête **110-CA** et **110-CB**, de deux rebouilleurs (**105-CA** et **111-CA**) pour le stripper **102-EA** et (**105-CB** et **111-CB**) pour le stripper **102-EA**, et d'un vaporisateur de MEA **113-C**. Le CO₂ sortant du haut du stripper, passe dans le condenseur **110-C** pour condenser la solution de MEA entraînée. Cette dernière est recyclée à partir du bac de reflux **103-F** et le CO₂ est évacué à l'atmosphère (**Figure II.5**).

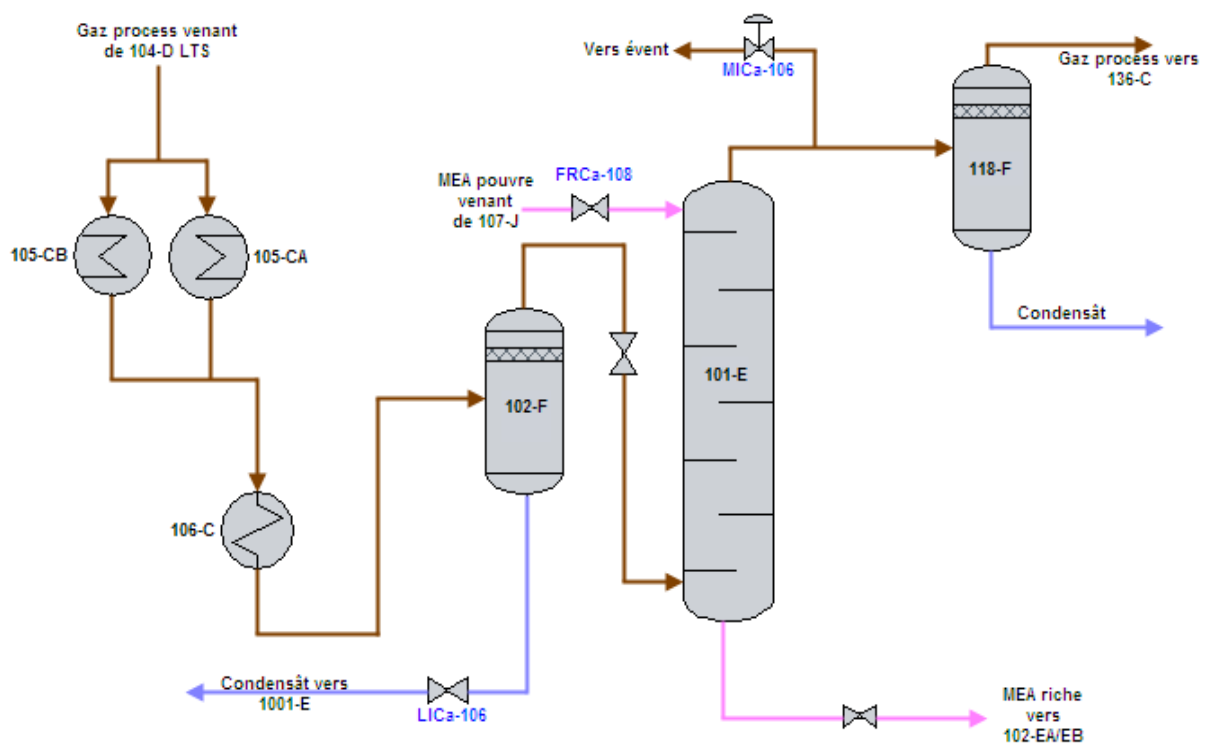


Figure II.5. Purification du gaz (extraction du gaz carbonique)

II.9.2. Description de la section de décarbonatation

a) L'absorbeur 101-E de CO₂

Dans l'absorbeur **101-E**, s'effectue l'extraction du gaz carbonique suivant un procédé d'absorption par la solution de MEA de concentration 20% ; cet absorbeur est composé principalement des parties suivantes :

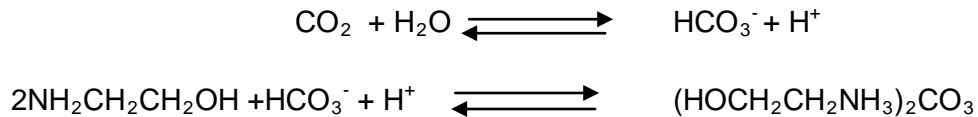
- Une colonne
- Une tubulure d'entrée de gaz brut (gaz à traiter) placée en bas de la colonne (Entrée latérale)
- Une tubulure d'entrée de la solution « MEA pauvre » en haut de la colonne (Entrée latérale)
- Une tubulure de sortie du gaz traité (décarbonaté) placée en haut de la colonne
- Une tubulure de sortie de la solution MEA riche placée au fond de la colonne
- Un garnissage de 20 plateaux perforés et à déversoirs
- Un distributeur de gaz brut
- Un pulvérisateur de la solution MEA pauvre
- Un tamis contre entraînement placé au dessus du pulvérisateur de la solution MEA
- Un ensemble d'équipements d'instrumentation

b) principe de fonctionnement

Le gaz de process venant du convertisseur de shift à basse température **104-D LTS** (254 °C) est refroidi par un débit de condensats venant de la pompe **106-J** jusqu'à 177 °C ; il passe ensuite dans la calandre des rebouilleurs **105-CA/CB** où la température diminue jusqu'à 127 °C, puis à 63 °C dans les tubes d'échangeur **106-C** par échange de chaleur avec l'eau. Le gaz de process entre par le bas de l'absorbeur **101-E** après passage par un séparateur **102-F** ; la pression est de 26,7 bars.

Le solvant MEA pauvre régénéré est introduit par le haut de l'absorbeur, préalablement refroidi par deux échangeurs qui sont les échangeurs de chaleur pour solvant riche/solvant pauvre **109-CA1/2** et **109-CB1/2** et le refroidisseur de solvant pauvre **108-C**, qui diminue la température jusqu'à 46 °C (la pression est de 30 bars) ; le solvant pauvre absorbe progressivement le CO₂ présent dans le gaz de process selon les réactions suivant :

Chapitre II.1a Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac



La pression élevée et la température basse favorisent la réaction.

La solution sort par le bas de l'absorbeur comme solvant riche avec une pression de 26,4 bars et une température de 74 °C. Le gaz traité sort du sommet de l'absorbeur **101-E** avec une température de 46 °C. La teneur en CO₂ est réduite de 18% jusqu'à 100 ppm (0,01%). Le gaz entre ensuite dans le séparateur **118-F** pour la récupération de la MEA entraînée par le gaz de process. Après la séparation, le gaz quitte la section de décarbonatation vers la section de méthanisation .

c) Les strippers 102-E (A / B)

Chaque stripper a pour rôle de régénérer la solution de MEA riche c'est-à-dire extraire le CO₂ contenu dans le solvant suivant un procédé de désorption réalisé à basse pression et haute température. Chaque stripper est composé principalement des parties suivantes :

- Une colonne de stripping
- Des plateaux à déversoirs (17 plateaux)
- Une tubulure d'entrée de la solution MEA riche située en haut de la colonne
- Une tubulure de sortie de mélange gazeux (produit de tête) située en haut de la colonne
- Un distributeur d'alimentation de la solution MEA riche
- Des soupapes de sécurité placées dans la conduite de sortie des produits de tête (2 soupapes)
- Un tamis contre entraînement des liquides (au dessus des distributeurs de MEA riche)
- Un ensemble d'appareil d'instrumentation pour le suivi des paramètres de marche de régénération

d) Principe de fonctionnement

La solution de MEA riche sortant à 74 °C du fond de l'absorbeur **101-E** passe par les échangeurs **109-CA1/2** et **109-CB1/2** pour être réchauffée jusqu'à 99 °C avec la MEA pauvre sortant du fond des strippers **102-EA/EB**. Une partie du débit de solvant est déviée vers le filtre 105L avant de rejoindre le circuit principal.

Chapitre II.la Formation et l'élimination de dioxyde de carbone pendant la fabrication de l'ammoniac

Après avoir été rejoint par un courant de condensat de reflux, le débit de MEA riche est de nouveau divisé dans les strippers **102-EA/EB** au dessous du premier plateau. Les produits de tête des strippers à 99 °C et 0,5 bar passent par les tamis et entrent dans les échangeurs **110-CA/CB**. Un débit d'eau de mer refroidit les vapeurs jusqu'à 60 °C condensant la MEA entraînée, ainsi que la vapeur de stripping. Les débits de MEA venant de **110-CA/CB** sont réunis avant de passer au ballon de reflux d'où le CO₂ passe à l'atmosphère. Le condensat du fond de **103-F** à 60 °C est refoulé par les pompes **108-J/JS** jusqu'aux strippers.

La solution de MEA riche descend à travers les plateaux contactant la vapeur d'eau et de MEA leur cédant son contenu de CO₂. La chute de pression à l'entrée des strippers sert aussi à dégager le CO₂ par l'effet de « flash ». La solution de MEA passe du plateau de soutirage aux rebouilleurs **105-CA/CB** et **111-CA/CB** pour être réchauffée jusqu'à 118 °C par échange de chaleur avec le gaz de process. La vapeur des rebouilleurs entre aux strippers sous le plateau de soutirage.

Les débits de la solution de MEA régénérée sortant du fond des strippers à 118 °C et 0,77 bars se réunissent avant de passer aux échangeurs **109-CA1/2** et **109-CB1/2**. Une proportion de MEA pauvre est dirigée vers le vaporisateur 113C. Dans cet appareil, la MEA est réchauffée jusqu'à 138 °C par échange avec la vapeur pour évaporer la MEA tout en laissant les produits lourds au fond du vaporisateur.

Le circuit principal de la MEA pauvre est divisé pour entrer dans les échangeurs **109-CA1/2** et **109-CB1/2** pour être refroidi de 118 °C à 92 °C par échange avec la MEA riche sortant de l'absorbeur **101-E**. Le débit passe ensuite aux échangeurs **108C1/C2** et échange avec l'eau de mer qui sera refroidi jusqu'à 46 °C avant d'arriver aux pompes **107-J (A/B/)** de la MEA. La solution de la MEA à 46 °C est refoulée jusqu'au premier plateau de l'absorbeur **101-E**.

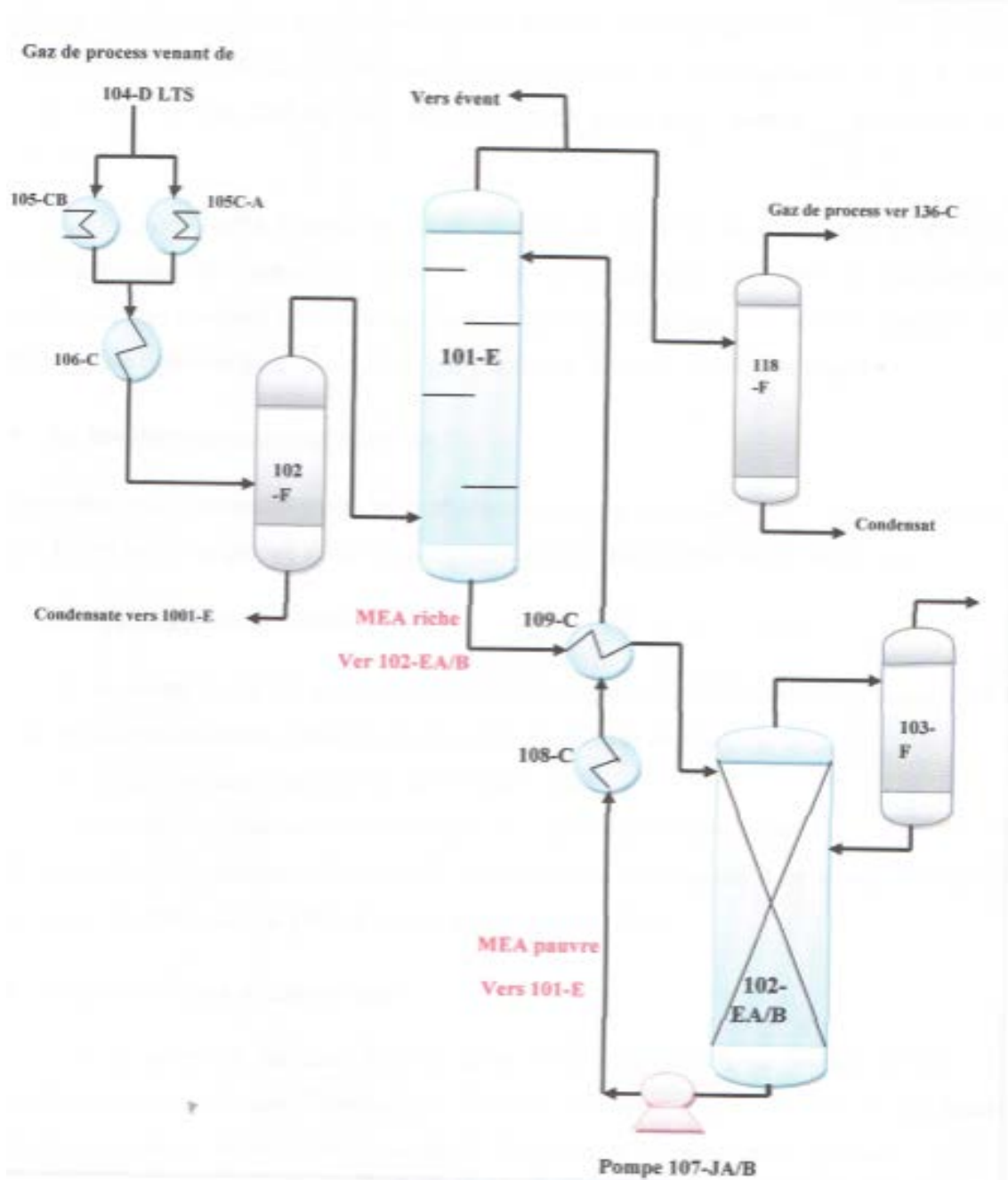
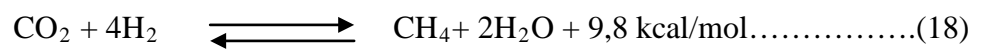
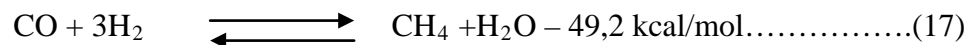


Figure II.6. Section d'élimination de CO₂ par la solution de MEA

II.9.3. Méthanisation (106-D)

Le gaz d'alimentation provenant de l'absorbeur **101-E** passe dans la calandre de l'échangeur **136-C** ou il est chauffé jusqu'à 111 °C par le produit de refoulement du compresseur **103-J** puis dans la calandre du préchauffeur de charge du méthanateur **104-C** où il est chauffé jusqu'à 316 °C par l'effluent de la section HTS avant d'entrer dans le méthanateur **106-D**.

Le méthanateur est un réacteur catalytique, prévu pour réduire les oxydes de carbone à moins de 10 ppm suivant les réactions:



Le catalyseur utilisé est l'oxyde de nickel $\text{NiO}/\text{Al}_2\text{O}_3$. Le gaz de synthèse sortant du méthanateur contient de l'hydrogène et de l'azote dans un rapport 3/1 et environ 1,34% de gaz inerte composé de CH_4 , Ar et He. Le gaz du méthanateur chauffé à une température de 359 °C par la chaleur libérée par la réaction, va subir un refroidissement progressif dans les échangeurs **114-C**, **115-C** et **142-C**, jusqu'à 38 °C, puis il est envoyé vers le ballon de séparation (**104-F**) pour séparer l'eau formée dans le gaz de synthèse (Figure II.7) .

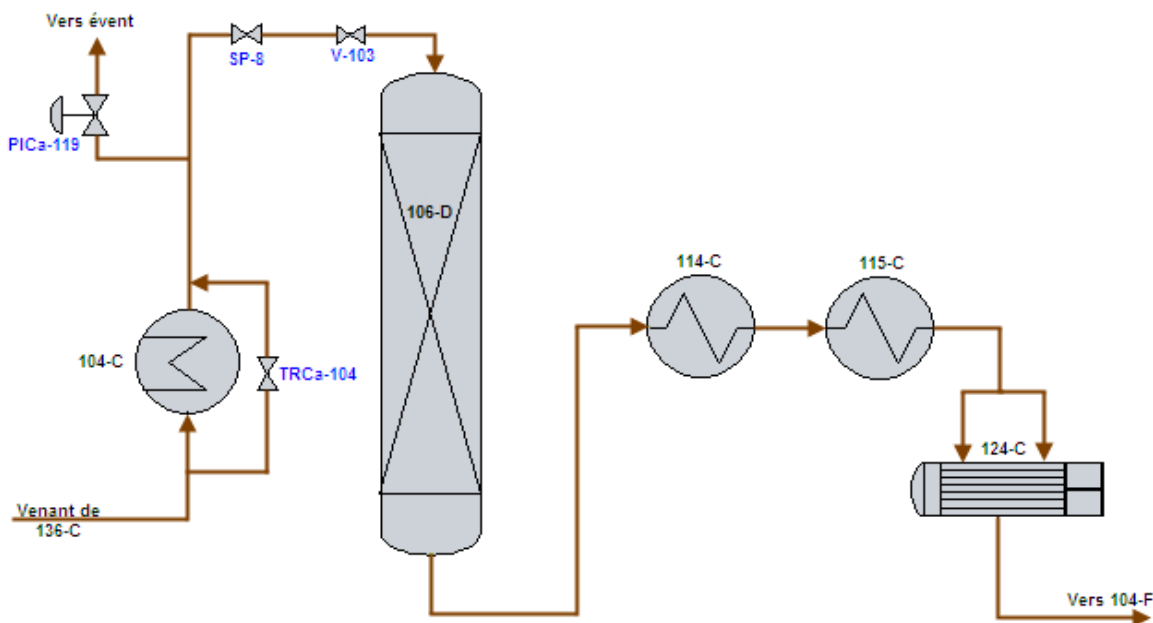


Figure II.7. Procédé de méthanisation

CHAPITRE III

III.1. Introduction

Les processus de séparations jouent un rôle important dans la plupart des procédés de fabrication de produits chimiques. Les jets de réacteurs chimiques contiennent souvent un certain nombre de composants; certains de ces composants doivent être séparés des autres composants pour la vente comme un produit final, ou pour une utilisation dans un autre processus de fabrication. Un exemple courant d'un processus de séparation est l'absorption des gaz, ce qui est normalement utilisé pour supprimer un élément dilué dans un mélange gazeux. Les techniques d'absorption sont appliquées depuis très longtemps dans de nombreux procédés industriels : séparation ou purification de gaz, traitement des liquides, réactions gaz-liquide et fabrications chimiques diverses.

III.2. Généralités sur l'absorption [4]

L'absorption est une opération unitaire de génie des procédés caractérisée par un transfert de matière d'une phase à une autre. Parfois ce transfert de matière est accompagné d'un transfert de chaleur. L'absorption met en jeu des échanges de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide de nature chimique différente, (un ou plusieurs constituants de la phase gazeuse passent en phase liquide). Cette opération est principalement utilisée pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant présent dans un mélange gazeux.

Cette opération présente certaines analogies, en ce qui concerne la nature des processus et de l'appareillage utilisé, avec d'autres opérations de transfert de matière telles que les extractions et la distillation. Les opérations ont pour caractéristique commune que le transfert du soluté d'une phase à l'autre à lieu par des phénomènes de diffusion exigeant un bon contact entre les phases. Dans l'absorption, les gaz diffusent principalement dans le sens gaz-liquide et très peu dans le sens inverse.

L'absorption est uniquement physique lorsque le soluté ne réagit pas avec des constituants de la phase liquide. Afin d'augmenter le transfert du composé de la phase gazeuse vers la phase liquide, une réaction chimique phase liquide peut également être mise en œuvre.

Le procédé d'absorption implique la séparation d'un mélange gazeux par un solvant liquide. L'opération inverse, c'est-à-dire, extraire le gaz d'un liquide est appelé strippage.

Le but du procédé d'absorption est de transférer le soluté contenu dans un gaz vers un solvant liquide. Il s'agit, soit de purifier un gaz de certains constituants indésirables, soit de récupérer un gaz désiré du mélange.

Le contact est réalisé dans une colonne à plateaux ou à garnissage, appelé absorbeur. Le solvant pauvre est introduit en tête de colonne et descend à contre courant du gaz riche qui remonte la colonne.

III.3. Les termes de phénomène d'absorption [5]

Les termes de la phénomène d'absorption sont:

- a) **Le soluté ou absorbat** : est le gaz (ou la vapeur) contenu dans le gaz porteur, que l'on doit extraire par dissolution dans le liquide .
- b) **Le diluant ou inerte** : est le gaz (ou vapeur) mélangé au soluté. Il est souvent insoluble ou peu soluble dans le solvant .
- c) **Gaz riche** : le mélange gazeux entrant diluant – soluté.
- d) **Gaz pauvre (épuisé)** : le gaz sortant, dépourvu plus ou moins complètement du soluté .
- e) **L'absorbant ou solvant** : est le liquide destiné à dissoudre le soluté.
- f) **La solution riche** :est le liquide obtenu par dissolution du soluté dans le solvant.

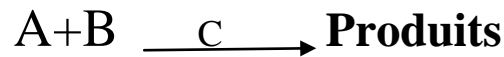
III.4. Les types d'absorption [5]

On peut définir deux types d'absorption " physique et chimique" :

III.4.1. L'absorption chimique

Elle correspond à la dissolution d'un soluté dans un liquide avec formation d'un composé chimique plus ou moins stable.

Généralement les procédés industriels d'épuration d'effluents liquide et gazeux, mettent souvent en œuvre une réaction chimique en phase liquide. Si on considère un système gaz-liquide contenant un gaz absorbé A qui réagit de façon réversible ou irréversible avec un réactif B dissous dans le liquide. Le composé A est transféré de la phase gaz vers la phase liquide où il se dissout et réagit avec B, en présence du catalyseur C



III.4.2. L'absorption physique

Lors de l'absorption gaz-liquide sans réaction chimique, le soluté est transféré à travers l'interface de la phase gazeuse vers la phase liquide, puis dissolution dans la phase liquide, sans donner lieu à une réaction chimique. Dans ce type d'opération le constituant absorbé ne réagit pas avec le solvant. La concentration à l'équilibre du constituant absorbé dépend fortement de la pression partielle dans la phase gazeuse.

III.5. Les absorbeurs : [6]

Selon le système considéré, notamment en fonction des vitesses caractéristiques de transfert, de transport ou de réaction, l'absorbeur devra être choisi soit en fonction de ses performances du point de vue transfert de matière soit en fonction du volume de liquide mis en jeu. En conséquence, les absorbeurs utilisés dans l'industrie ont des formes très diverses:

- réacteurs tubulaires à bulles, à gouttes, à film tombant, à garnissage, à plateaux.
- réacteurs à cuve agitée mécaniquement.
- réacteurs du type jets ou venturis.

Les différents types d'absorbeurs gaz-liquide utilisés industriellement sont classés en fonction de la rétention en liquide (volume du liquide par unité de volume de l'absorbeur):

- **forte rétention** : colonne à bulles, cuve agitée, jet immergé.
- **rétention moyenne** : colonnes à plateau et à garnissage.
- **faible rétention** : colonnes à film et à pulvérisation, venturi, éjecteur.

L'absorption est réalisée dans ces absorbeurs, le plus souvent, à contre courant (étages multiples ou à contact continu), par introduction du gaz à la base et du solvant à la partie supérieure, le gaz diluant étant recueilli en tête tandis que la solution est soutirée à la partie inférieure.

III.6. But et performances des absorbeurs [4]

Les absorbeurs ont tous pour but de réaliser le meilleur échange de matière entre une phase liquide et une phase gazeuse en contact. Ils doivent donc être équipés de dispositifs internes

qui, d'une part, favorisent la dispersion de la phase gazeuse dans la phase liquide, plus particulièrement provoquent la plus grande surface d'aire interfaciale, et d'autre part, permettent la séparation de la phase gazeuse et de la phase liquide.

Les performances globales des absorbeurs, rendement et sélectivité, dépendent des phénomènes mis en jeu, à savoir :

- les équilibres thermodynamiques à l'interface (solubilités).
- les lois de transport dans les phases (diffusivités).
- les lois de transfert au voisinage des interfaces (coefficients de transfert, aires interfaciales). - les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres de réactions).

III.7. Types d'absorbeurs [7]

Il existe plusieurs types de contacteur gaz-liquide. Les absorbeurs les plus couramment utilisés sont les colonnes à bulles, les colonnes à garnissage, fonctionnant à contre-courant et les colonnes à plateaux.

III.8. Colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux ont à l'origine été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeur. Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés pour l'absorption, mais en fait, tous les types de plateaux peuvent être utilisés.

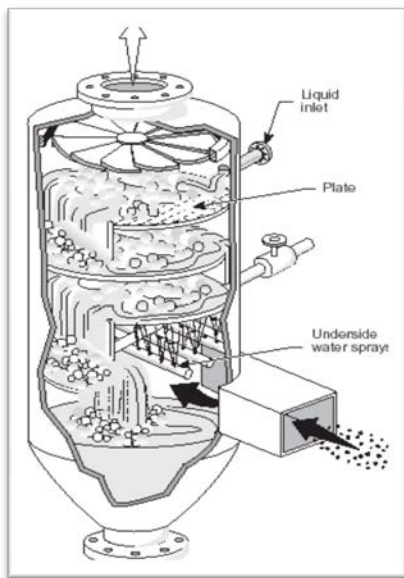
Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas.

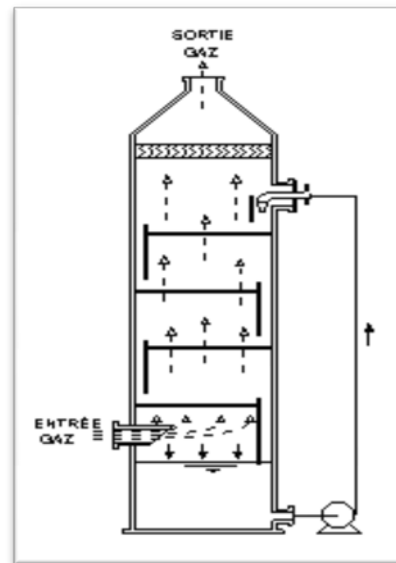
Le passage du gaz se fait de plateau à plateau par des orifices dont la taille et la forme peuvent être très variables. Le liquide passe le plus souvent de plateau à un plateau par des conduites de descente à déversoirs (down-corners) situées le long de la paroi de la colonne, parfois aussi au centre pour des colonnes de très grand diamètre.

Les plateaux peuvent être classés en deux grandes catégories :

- les plateaux à courants croisés (**Figure III.1**).
- les plateaux à contre-courant.



Colonne à courant croisé



Colonne à plateaux perforés

Figure III.1. Colonnes à plateaux

III .9. Différents types de plateaux à courants croisés

a) Principe de fonctionnement

Dans les colonnes à plateaux à courants croisés, la phase gazeuse ascendante traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Un barrage de sortie maintient sur le plateau une couche de liquide, qui s'écoule par gravité d'un plateau à l'autre, par une conduite.

La perte de charge sur un plateau est le résultat de :

- la perte de charge du gaz au travers des trous du plateau
- la hauteur de liquide sur le plateau
- l'aération du liquide.

b) Différents types de plateaux à courants croisés

Il existe différents types de plateaux qui varient selon les producteurs. Le choix du plateau dépend principalement du débit du liquide, de la souplesse d'utilisation souhaitée et du coût de l'installation. Les principaux types de plateaux sont :

- **Plateaux à calottes**



Figure III.2. Plateaux à calottes

- **Plateaux perforés**



Figure III.3. Plateau perforé

- **Plateaux à soupapes**

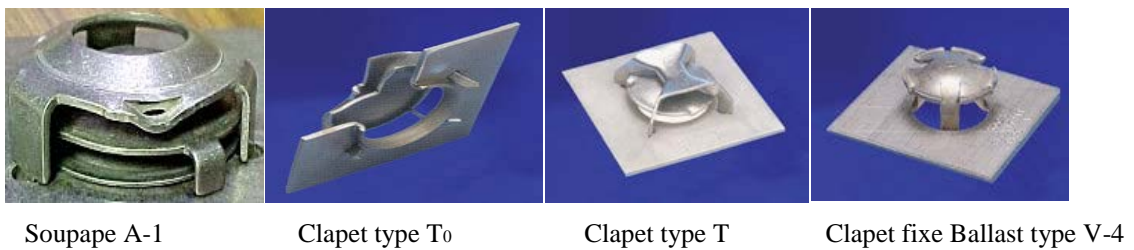
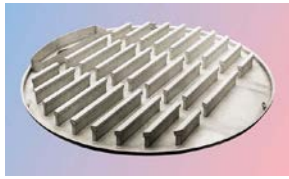
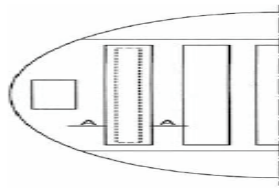


Figure III.4. Plateaux à soupapes

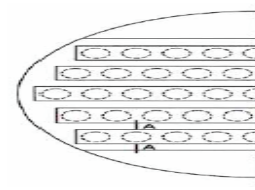
- **Plateaux à tunnels.**



Plateau



tunnels longitudinaux



tunnels transversaux

Figure III.5. Plateaux à tunnels

c) avantages et inconvénients des plateaux à courants croisés

Les plateaux à courants croisés sont plus souvent utilisés que les plateaux à contrecourant, car l'efficacité de transfert de la matière est meilleure et ils ont une plus grande échelle de fonctionnement. Ils peuvent fonctionner avec des débits de liquide très faibles.

Un des inconvénients de ce type de colonnes est la réduction de la surface de contact, de la surface d'échange entre les deux phases qui est due à la présence des trop-pleins. Les trop-pleins doivent en effet être suffisamment grand pour assurer un bon écoulement du liquide des plateaux supérieurs aux plateaux inférieurs. De plus, du gaz peut passer par ce trop plein.

III .10. Les plateaux à contre-courant [8]

a) Description

Les plateaux à contre-courant ne sont composés que de deux zones :

- zone implantée d'orifices pour permettre l'écoulement du gaz et du liquide ;
- zone périphérique.

Les plateaux à contre-courant sont caractérisés par l'absence de trop-plein. Les organes de barbotage, constitués exclusivement par des trous et des fentes permettant à la fois l'ascension de la phase gaz et la descente du liquide.

Les colonnes à contre-courant sont généralement équipées de plateaux :

- Perforés sans déversoir.
- Turbogrid.

b) Types de plateaux à contre-courant

- **Plateaux perforés sans déversoir**

Dans le cas des plateaux perforés sans déversoirs, les trous sont plus grands que dans les plateaux avec déversoir, car le liquide passe par les mêmes orifices que le gaz.

- **Plateaux Turbogrid**

Ce type de plateau a été inventé par Shell. Son principe, est le suivant : des barreaux égaux, parallèles et équidistants, de section rectangulaire forment un plancher ajouré horizontal.

Ce plateau a le gros avantage de pouvoir être construit en matériau quelconque. Il ne peut fonctionner que dans une zone étroite des débits. son fonctionnement est semblable à celui des plateaux perforés sans déversoir.

- c) **Avantages/inconvénients des plateaux à contre-courant**

Les avantages des plateaux à contre-courant sont leur faible coût, leur simplicité et leur résistance à l'encrassement. La faible rétention du liquide est également un avantage pour les opérations discontinues. Leur principal inconvénient est leur manque de souplesse.

III .11.Domaine d'application [8]

Les colonnes à plateau sont utilisées pour :

- des opérations de distillation
- des opérations d'absorption sans réaction chimique ou impliquant des réactions chimiques ayant une vitesse moyenne

III.12. Avantages et inconvénients des colonnes à plateaux[8]

Chaque plateau peut être muni d'un serpentin et d'un échangeur de chaleur qui permet de récupérer les calories dégagées pendant l'absorption

- Elle offre une assez grande efficacité d'absorption (la rétention du liquide est moyenne mais la surface de contact entre les deux phases est importante.
- Elles sont plus économiques par rapport à la colonne à garnissage pour les processus nécessitant un débit de liquide important.
- Si des particules solides sont présentes dans le liquide, il sera préférable de choisir des colonnes à plateaux et particulièrement les plateaux perforés qui sont plus facile à entretenir.
- Généralement, les colonnes à plateaux sont conseillées pour les absorptions au cours desquelles le transfert de la matière est limité par la résistance de la phase liquide ;
- Pour les systèmes corrosifs, la construction de plateaux fera appel à des métaux résistants à la corrosion, généralement coûteux.

III.13. Colonnes à garnissage [5]

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage. La colonne contient également :

- Dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz
- Dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide.
- Un redistributeur.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (zone de mouillage) (**Figure III.6**).

Au fil des années, les types de garnissages proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on en trouve une grande variété. On distingue trois grandes classes :

- Les garnissages disposés en vrac .
- Les garnissages ordonnés ou structurés.
- Les garnissages superposés (**Figure III.7**).

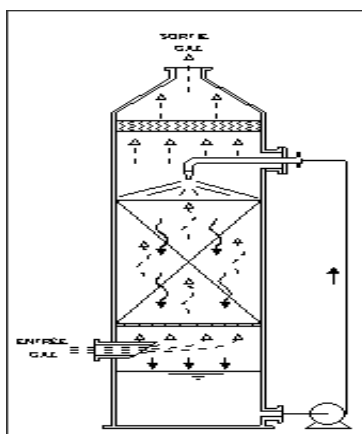


Figure III.6.

Colonne à garnissage

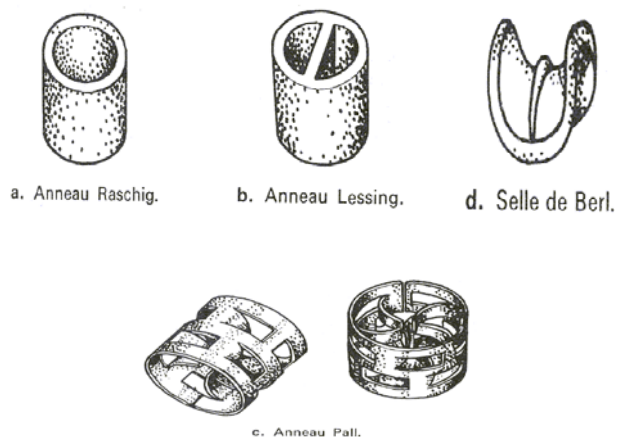


Figure III.7.

Garnissages disposés en vrac

III.14. Colonne à bulle[5]

Il s'agit d'appareillages remplis de liquide alimentés par du gaz au niveau de la partie basse. Le gaz est dispersé à l'état de bulles et engendre une agitation plus ou moins importante de la phase liquide. D'une manière générale, le rapport hauteur diamètre est supérieur à 1, les

injections du gaz se font par des tubes perforés, par des plateaux perforés et plus rarement par des plaques frittées. Les vitesses superficielles sont variables, mais s'échelonnent normalement entre 1 et 30 cm/s. mais il y'a des problèmes d'entraînement mécanique du liquide pourront se manifester, surtout avec des fluides ayant une tendance à mousser (**Figure III.8**).

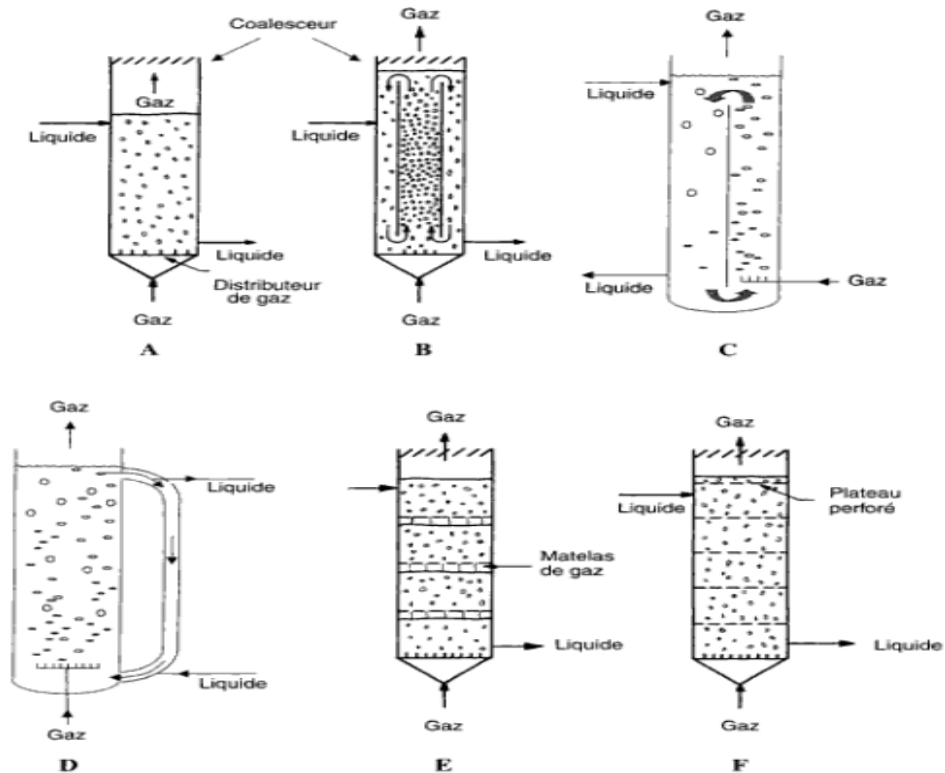


Figure III.8. Colonnes à bulle

III .15. Différents types de solvants [9]

Du point de vue action sur le soluté, on distingue trois grandes familles de solvants :

III.15.1. Solvants chimiques

Ces solvants réagissent chimiquement avec le soluté par des réactions équilibrées. Ces réactions d'absorption sont favorisées par une forte pression et une basse température, le solvant pouvant ensuite être régénéré en inversant ces conditions. Parmi les solvants chimiques les plus répandus il faut citer :

- Les solutions aqueuses d'amine .
- Les solutions de carbonate de potassium.
- L'eau.

III.15.2. Solvants physiques

Ces solvants permettent l'absorption par dissolution des solutés, sans réaction chimique. Ceci est basé sur la différence de solubilité des solutés qui leurs confère une propriété d'absorption sélective. Ils sont en général employés pour le traitement des gaz de synthèse, mais peu, voire pas du tout, appliqués en raffinerie.

III.15.3. Solvants mixtes

Ces solvants sont des mélanges d'un solvant physique et d'un solvant chimique. Le plus connu est le « sulfinol » développé par **SHELL**, qui est un mélange de sulfolane et d'une éthanol-amine (MDEA). L'utilisation des solvants mixtes en raffinerie reste limitée.

III .16.Critères de sélection d'un solvant chimique [10]

Le but recherché est d'éliminer le CO₂ de gaz naturel, plusieurs choix sont possibles. Dans ce cas, quelques caractéristiques du solvant sont à prendre en considération :

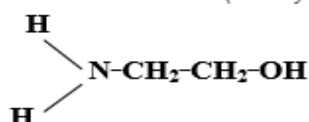
- le pouvoir solvant ou la solubilité de gaz, afin de disposer d'un taux d'absorption élevé, et ainsi d'utiliser une plus petite quantité de solvant.
- la volatilité, car une pression de vapeur basse est souhaitée pour éviter la perte de solvant avec le gaz saturé.
- la viscosité, puisqu'un solvant moins visqueux est préféré dans le but d'éviter l'engorgement et la chute de pression dans le dispositif de pompage.
- la corrosivité, afin d'éviter des matériaux très chers.
- la stabilité chimique notamment face aux impuretés de l'effluent, à savoir essentiellement l'oxygène, les SO_x et les NO_x.
- la régénérabilité et la possibilité de récupération.
- le solvant ne doit pas présenter de risque pour la santé et la sécurité
- la sélectivité du solvant vis-à-vis du dioxyde de carbone, par rapport aux hydrocarbures présents dans le gaz naturel.
- être peu cher ou régénérable à faible coût.

III .17.Les alcanolamines [10]

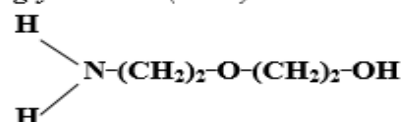
les solutions d'alcanolamines sont les plus couramment utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides. Le gaz réagit chimiquement avec l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés. La structure moléculaire des alcanolamines contient au moins un groupement hydroxyle (-OH) et un groupement amine (-N) ; le groupement hydroxyle augmente la solubilité dans l'eau et diminue la pression de vapeur de la solution aqueuse et le groupement amine fournit l'alcalinité nécessaire en solution aqueuse pour assurer l'absorption des gaz acides H₂S et de CO₂. MonoEthanolAmine MEA et la DiGlycolAmine DGA, amines primaires, la DiEthanolAmine DEA, amine secondaire, et la MéthylDiEthanolAmine MDEA et triéthanolamine (TEA) amine tertiaire sont les amines les plus utilisées. La MEA est l'amine la plus réactive avec un groupe éthanol lié à l'atome d'azote, elle réagit rapidement avec les gaz acides, et permet des séparations de grande qualité en terme de puretés de produits séparés. Cependant sa capacité d'absorption du dioxyde de carbone est relativement faible. Elle réagit irréversiblement avec le sulfure de carbone et le disulfure de carbone, CS et CS₂, en produits de dégradation. Les amines secondaires étant de moins fortes bases sont moins réactives et sont utilisées pour des applications moins exigeantes en termes de séparation. Les amines tertiaires sont des bases plus faibles. Elles réagissent plus rapidement avec l'H₂S qu'avec le CO₂, et sont utilisées pour leur sélectivité. Leur capacité d'absorption est nettement plus élevée que celle des amines primaires et secondaires (**Figure III.10**)

Les amines primaires :

Monoethanolamine(MEA)

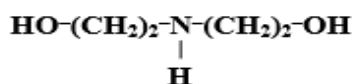


Diglycolamine(DGA)

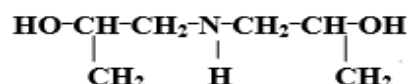


Les amines secondaires :

Diethanolamine(DEA)

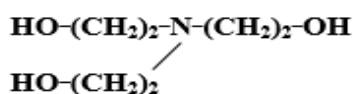


Diisopropanolamine(DIPA)



Les amines tertiaires :

Triethanolamine (TEA)



Methyldiethanolamine (MDEA)

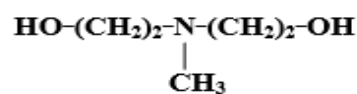


Figure III.10. Structure des amines utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides

- **Primaire** : la monoéthanolamine (MEA) et la diglycolamine (DGA). Ce sont des amines très réactives avec les gaz acides et qui permettent des séparations de grande pureté. Cependant leur capacité d'absorption du CO₂ est relativement faible : l'absorption d'une mole de CO₂ nécessite deux moles d'amine le carbamate formé par la réaction entre le CO₂ et l'amine est très stable.
- **Secondaire** : la diéthanolamine (DEA) et la diisopropanolamine (DIPA). Elles sont moins réactives que des amines primaires et ne sont donc à utiliser que pour des objectifs moins exigeants en termes de pureté. La dégradation avec le COS et le CS₂ est aussi moindre que pour les amines primaires. La tension de vapeur de la DEA est assez faible, limitant les pertes par évaporation. Par contre, il existe plusieurs réactions irréversibles avec le CO₂, formant des produits de dégradation corrosifs.
- **Tertiaire** : la N-méthyl-diéthanolamine (MDEA) et la Triéthanolamine (TEA). Ces amines sont encore moins réactives que les amines secondaires mais leur capacité d'absorption est plus grande. Pour une solution aqueuse de MDEA, il faut une mole d'amine pour absorber une mole de CO₂.

CHAPITRE IV

Chapitre IV. Partie calcul

IV.1. Problématique

Dans le procédé de fabrication de l'ammoniac, l'optimisation de l'opération de décarbonatation est très importante car une mauvaise absorption de CO et CO₂ qui constituent un poison pour les catalyseurs. Aussi le choix d'un mauvais absorbant serait à l'origine de perte économique et de fonctionnement instable ce qui pourrait conduire à l'arrêt général de l'unité. Ces constatations peuvent provoquer des problèmes considérable dans la section de décarbonatation tel que : la corrosion, le moussage, la dégradation de la MEA, problème d'absorption, consommation de l'énergie

IV.1.1.Problème de corrosion

La corrosion est le problème le plus grave dans les unités de décarbonatation et ce sujet a reçu un maximum d'attention. Ce problème peut entraîner des arrêts non programmés, un manque de production, une réduction de durée de vie des équipements.

Différents facteurs peuvent contribuer à la corrosion dans les unités de décarbonatation aux amines parmi ces facteurs, on peut citer : Le type d'amine; Le taux de charge élevé ; La nature des contaminants; La charge de la solution; Les matières solides entrainées avec le GN ; Les pressions et les températures qui règnent dans les différentes parties du système ; La vitesse de passage de la solution dans les équipements et les tuyauteries.

Le CO₂ libre cause une importante corrosion particulièrement à haute température et en présence d'eau. Le fer métallique dont est composé essentiellement l'acier au carbone utiliser pour la fabrication des équipements, réagit avec l'acide carbonique en formant un bicarbonate soluble. Un chauffage supplémentaire de la solution da MEA peut libérer le CO₂ et précipiter le fer en carbonate de fer insoluble. L'utilisation de la solution de MEA à forte concentration, provoque l'augmentation de la température dans la boucle d'absorption.

IV.1.2.Problème de moussage:

Le moussage est capable de réduire la capacité de l'unité, d'augmenter les pertes de MEA, d'empêcher une régénération adéquate et d'affecter l'efficacité du traitement de

Chapitre IV. Partie calcul

gaz. Lorsqu'il développe une couche stable de mousse, la solution d'amine est entraînée jusqu'à la tête de la colonne d'absorption. Ceci affecté l'efficacité de l'élimination de gaz acide. En outre le moussage diminue l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux en raison d'un mauvais contact Gaz-Liquide. Le moussage est toujours accompagné d'une augmentation de la chute de pression dans la colonne. Un indicateur enregistreur de pression différentielle est très utile pour le contrôle des problèmes dus au moussage. Les facteurs qui peuvent provoquer le moussage sont : une variation brusque du débit de gaz d'alimentation ; débit de MEA important vers l'absorbeur ; Une température élevée de la solution de MEA; matière solide en suspension finement divisée ; concentration élevée de la MEA ; hydrocarbures dissous ; Produits de dégradation de l'amine ; Agents anticorrosifs ajoutés sur place.

Les produits antimousses solubles dans l'eau sont souvent plus efficaces s'ils sont dilués avant d'être introduits dans le système. L'emploi des produits antimousses ne résout pas le problème fondamentale, il ne constitue qu'une manière provisoire de contrôler le problème jusqu'à la détermination et l'évaluation de la cause du moussage. Pour éviter les problèmes de moussage il faut bien surveiller la solution d'amine, un bon fonctionnement du régénérateur et une bonne filtration de la solution est absolument indispensable

IV.1.3.Problèmes de consommation d'énergie

La MEA forme une forte liaison avec le CO_2 donc elle consomme beaucoup d'énergie dans la section de régénération du solvant (séparation de CO_2), Sa capacité d'absorption est relativement faible ce qui nécessite un débit important.

IV.1.4.Problèmes de dégradation chimique

Le contact de la MEA avec le gaz acide CO_2 conduit à une série de réactions, parfois irréversibles, formant des produits secondaires difficiles à éliminer, comme les acides carboniques, les carbonates et les bicarbonates. La dégradation implique un ajout régulier de solvant.

Chapitre IV. Partie calcul

IV.1.5.Problèmes d'absorption

La MEA présente une capacité faible d'absorption de CO₂ (0,35 kmol CO₂/kmol amine pour une concentration de 15% massique), relativement à d'autres solvants. Cette solution est également un produit corrosif entraînant d'énormes pertes en matériel.

Tous ces problèmes nous ont amené à proposer d'autres absorbants d'amine qui sont la methyldiethanolamine activée (**aMDEA**) et la Triethanolamine (**TEA**). Ces solvants sont utilisés au niveau du complexe Asmidal d'Arzew.

L'objectif principal de cette étude, est de procéder au calcul de certains paramètres permettant de comparer les trois solvants (MEA et aMDEA et TEA). Ces paramètres sont le débit d'entrée de solvant et le débit et l'énergie de pompage. La démarche à suivre sera donc comme suit :

1. Calcul du débit des solutions TEA et aMDEA et MEA pour la même colonne d'absorption
2. Calcul du débit volumique de refoulement de la pompe.
3. Calcul de la puissance de pompage pour les débits calculés (TEA, MEA, aMDEA)
4. Calcul du débit de vapeur nécessaire pour les turbines.
5. Comparaison entre les 3 procédés.

IV.2.Calcul du débit massique totaux des liquides à l'entrée de l'absorbeur

IV.2.1.Cas de la TEA :

Toutes les données nécessaires pour calculer le débit de solution nécessaire à l'absorption de CO₂ sont regroupées dans le tableau IV.1. (On va travailler avec les valeurs actuelles)

Chapitre IV. Partie calcul

Tableau IV.1. Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la TEA (ces données ont été pris le 22.03.2017)

Constituants du gaz	Composition a l'entrée(% molaire)	design	Composition a la sortie(%molaire)	design
H ₂	62.66	60.97	75.42	74.48
N ₂	19.71	19.81	23.02	24.22
CH ₄	0.30	0.30	0.35	0.36
CO	0.17	0.50	0.21	0.06
CO ₂	15	18.5	80(ppm)	<0.01
Ar	0.24	0.24	0.29	0.29
He	0.03	0.03	0.04	0.04

Il n'existe pas un débit-mètre pour mesurer le débit du TEA a l'entrée de l'absorbeur, alors il faut faire un calcul du débit réel du TEA, donc il faut déterminer l'équation de la droite opératoire ; le débit molaire de TEA ;le débit réel de TEA ; le débit massique de la solution totale a l'entrée de l'absorbeur .

Données d'équilibre[11]

L'absorption se fait de manière isobare à une pression de 26,4 bars (eff)

- Débit du gaz total à l'entrée : **6692,191 Kmol/h**
- Débit du gaz total à la sortie : **5478,2686 Kmol/h**

Pour calculer le rapport molaire de CO₂ on utilise la loi de DALTON :

$$P_{CO_2} = y_{CO_2} \times P_T \dots \dots \dots (1)$$

y_{CO_2} est la fraction molaire du CO₂ dans le gaz de process.

P_{CO_2} est la pression partielle du CO₂ dans le gaz de process.

P_T est la pression totale du gaz.

Chapitre IV. Partie calcul

Le rapport molaire Y est donné par la relation :

$$Y = \frac{y}{1-y} \dots\dots\dots(2)$$

on aura :

$$Y = \frac{P_{CO_2}}{P_T - P_{CO_2}} \dots\dots\dots(3)$$

a) Détermination de l'équation de la droite opératoire

- **Bilan de matière au niveau de la colonne d'absorption**

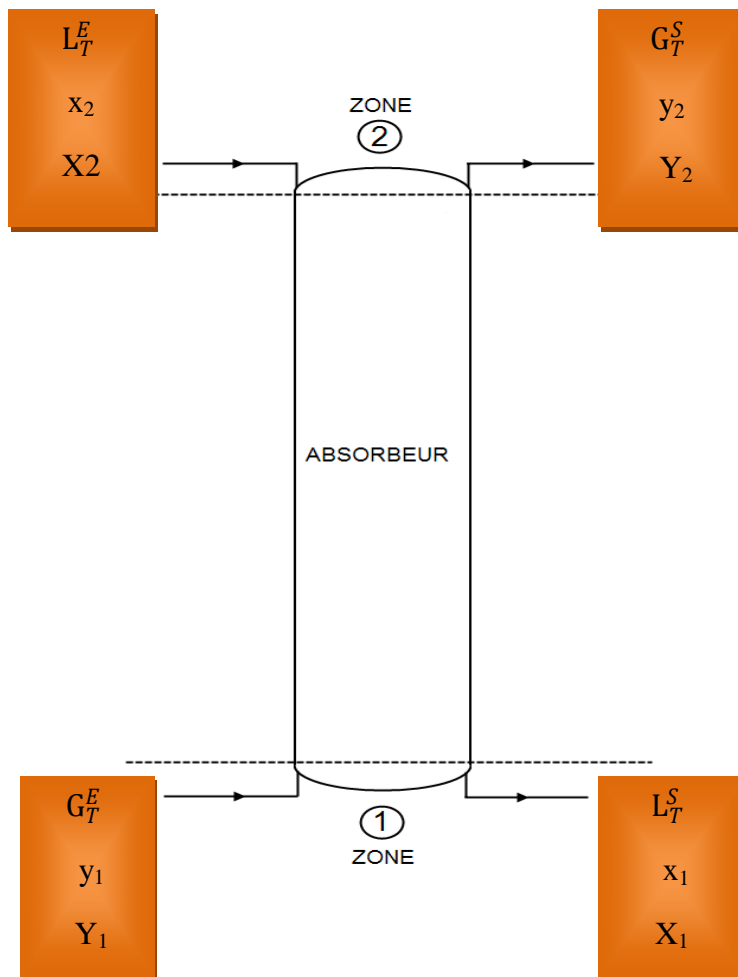


Figure. IV.1. Schéma simplifié de l'absorbeur

(Quantité du soluté entrant) = (Quantité du soluté sortant).(4)

Ce bilan peut être global ou partiel (relatif à un constituant) ; on a donc :

Bilan global :

$$G_T^E + L_T^E = G_T^S + L_T^S$$

.....(5)

G_T^E est le débit molaire total du gaz à l'entrée de la colonne.

Chapitre IV. Partie calcul

G_T^S est le débit molaire total du gaz à la sortie de la colonne.

L_T^E est le débit molaire total du liquide à l'entrée de la colonne.

L_T^S est le débit molaire total du liquide à la sortie de la colonne.

Dans ce cas G_T et L_T peuvent être exprimés en unités de masse par unité de temps ou bien en unité de nombre de moles par unité de temps.

Le bilant partiel pour le soluté CO_2 s'écrit comme suit :

$$G_T^E y_1 + L_T^E x_2 = G_T^S y_2 + L_T^S x_1 \dots\dots\dots(6)$$

y_1 est la fraction molaire de CO_2 dans le gaz de process à l'entrée.

y_2 est la fraction molaire de CO_2 dans le gaz de process à la sortie.

x_1 est la fraction molaire de CO_2 dans le liquide à la sortie.

x_2 est la fraction molaire de CO_2 dans le liquide à l'entrée.

Si on appelle G_V , le débit molaire du gaz vecteur et L_S le débit molaire du solvant, on aura :

$$G_V = G_T^E (1-y_1) = G_T^S (1-y_2)$$

Ce qui donnera :

$$G_V Y_1 + L_S X_2 = G_V Y_2 + L_S X_1$$

Ainsi on obtient l'équation de la droite opératoire ; elle est donnée par la relation suivante:

$$\frac{L_S}{G_V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \dots\dots\dots(7)$$

b) Détermination des rapports molaires :

➤ rapport molaire Y_1 :

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1}$$

$$Y_1 = \frac{15/100}{1 - 15/100} = 0,1764 \quad \text{donc}$$

$$Y_1 = 0,1764$$

➤ rapport molaire Y_2 :

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2}$$

$$Y_2 = \frac{0.008/100}{1 - 0.008/100} = 0,00008 \quad \text{donc}$$

$$Y_2 = 0,00008$$

c) Détermination du débit de solvant minimum, $L_{S \min}$

Pour la détermination du débit de solvant $L_{S \min}$, on trace une droite qui passe par les pts (X_2, Y_2) et (Y_1, X_1^*) où :

X_1^* est le point d'intersection de la droite $f(X) = Y_1$ avec la courbe d'équilibre (TEA-CO₂).

$X_2 = 0,35$ (rapport molaire du CO₂ dans le solvant recirculé) .

D'après la (**Figure IV.2**) on trouve : $X_1^* = 0,76$

Le débit de solvant minimum $L_{S \min}$ peut donc être calculé par :

$$L_{S \min} = G_V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$$

En sachant que :

$$G_V = G_T^E (1 - y_1) = 6692.191(1 - 0.1764)$$

$$\text{En aura :} \quad G_V = 5511.6885 \text{ Kmol/h} \quad \text{et} \quad L_{S \min} = 5511.6885 \frac{0.1764 - 0.00008}{0.76 - 0.35}$$

$$L_{S \min} = 2370.026055 \text{ Kmol/h}$$

Chapitre IV. Partie calcul

d) Détermination du débit réel de solvant pur L_S

Le débit réel de solvant L_S peut être calculé en utilisant la relation suivante :

$$1,3 L_{S \min} < L_S < 1,5 L_{S \min}$$

on prend : $L_S = 1,4 L_{S \min}$

$$L_S = 1.4 (2372.026055)$$

on trouve :

$$L_S = 3320,8364 \text{ Kmol/h}$$

Connaissant L_S et G_V on pourra alors déterminer le rapport molaire de soluté à la sortie de la colonne.

$$\frac{L_S}{G_V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \Rightarrow (X_1 - X_2) = (Y_1 - Y_2) \frac{G_V}{L_S} \Rightarrow X_1 = (Y_1 - Y_2) \frac{G_V}{L_S} + X_2$$

$$X_1 = (0.1764 - 0.00008) \frac{5511.6885}{3320.8364} + 0.35 \text{ on trouve}$$

$$X_1 = 0,64$$

La droite opératoire passe donc par les points (X_2, Y_2) et (X_1, Y_1)

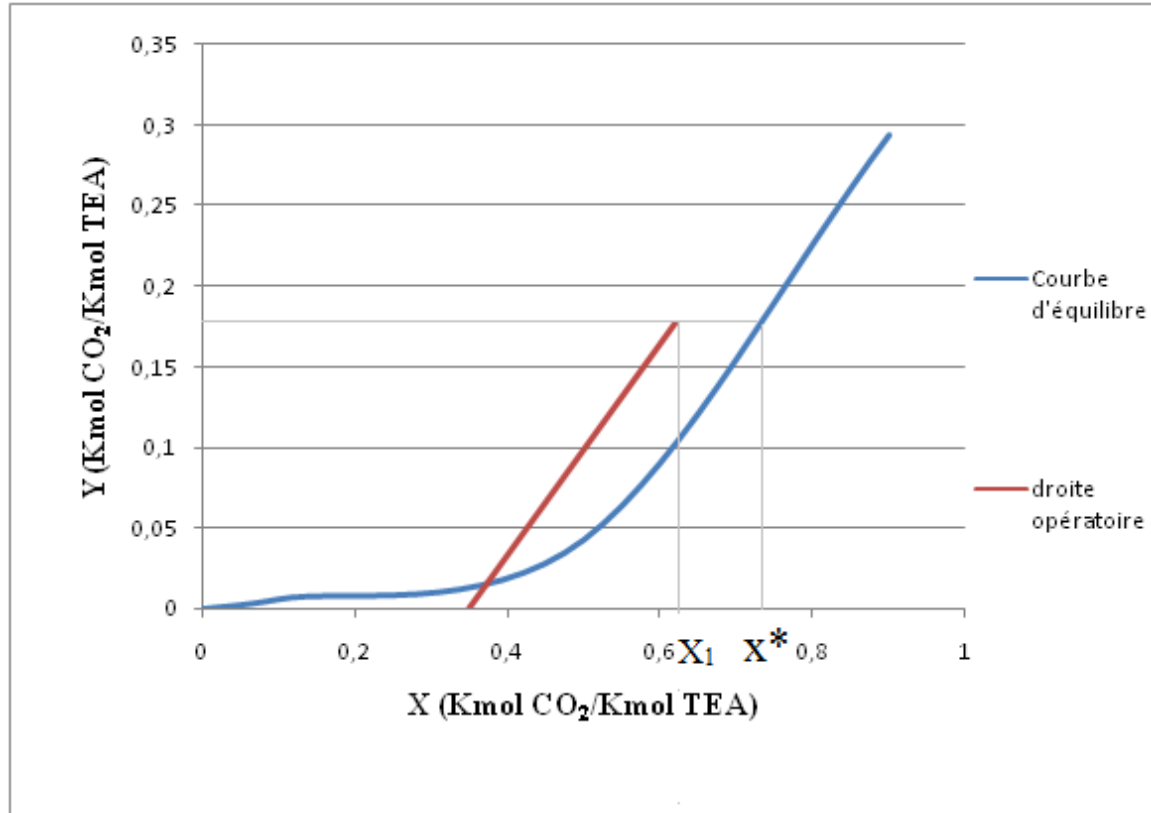


Figure. IV.2. Courbe d'équilibre et droite opératoire du système TEA (35%)-CO₂

e) Calcul du débit réel de la solution TEA 35%

$$L_M = \frac{L_{SM}}{0,35}$$

L_{SM} est le débit massique réel de solvant.

L_M est le débit massique de la solution TEA à 35% (sans soluté)

On a donc : $L_{SM} = L_S \times M_{TEA}$

où M_{TEA} est masse molaire de la TEA, soit $M_{TEA} = 149.19 \text{ Kg/Kmol}$

Avec ces valeurs, on trouve :

$$L_{SM} = 3320,8364 * 149.19 = 495435.5825 \text{ Kg/h}$$

$$L_M = 1415530.236 \text{ Kg/h}$$

Le débit de solvant total est égal au débit de la solution et celui du soluté entrant, soit :

$$L_{MCO_2}^E = L_S \times X_2 \times M_{CO_2} \text{ (où } M_{CO_2} = 44 \text{ Kg /Kmol)}$$

Chapitre IV. Partie calcul

$$L_{M\ CO_2}^E = 3320,8364 \times 0.35 \times 44$$

$$L_{M\ CO_2}^E = 2974.0040 \times 0.35 \times 44$$

$$L_{M\ CO_2}^E = 51140.88056 \text{ Kg/h}$$

Enfin, le débit massique total de liquide à l'entrée de l'absorbeur est :

$$L_{M\ T}^E = L_{M\ CO_2}^E + L_M$$

$$L_{M\ T}^E = 1415530.236 + 51140.88056$$

$$L_{M\ T}^E = 1466670.881 \text{ Kg/h}$$

$$L_{M\ T}^E = 1466670.881 \text{ Kg/h}$$

IV.2.2. Cas de l'aMDEA

les données illustrés dans le tableau IV.2 ; on a besoin de ces données pour calculer le débit de solution nécessaire à l'absorption de CO₂. (ces données ont été pris le 22.03.2017)

Tableau IV.2. Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la aMDEA

Constituants du gaz	Composition a l'entrée(% molaire)	design	Composition a la sortie(%molaire)	design
H ₂	62.66	60.97	75.42	74.48
N ₂	19.71	19.81	23.02	24.22
CH ₄	0.30	0.30	0.35	0.36
CO	0.17	0.50	0.21	0.06
CO ₂	15	18.5	50(ppm)	0.05
Ar	0.24	0.24	0.29	0.29
He	0.03	0.03	0.04	0.04

a) Détermination des rapports molaires :

➤ rapport molaire Y_1 :

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1}$$

$$Y_1 = \frac{15/100}{1 - 15/100} = 0,1764 \quad \text{donc}$$

$$Y_1 = 0,1764$$

➤ rapport molaire Y_2 :

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2}$$

$$Y_2 = \frac{0.005/100}{1 - 0.005/100} = 0,00005 \quad \text{donc}$$

$$Y_2 = 0,00005$$

b) Détermination du débit de solvant minimum, $L_{S \min}$

Pour la détermination du débit de solvant $L_{S \min}$, on trace une droite qui passe par les pts

(X_2, Y_2) et (Y_1, X_1^*) où :

X_1^* est le point d'intersection de la droite $f(X) = Y_1$ avec la courbe d'équilibre (aMDEA- CO_2).

$X_2 = 0,05$ (rapport molaire du CO_2 dans le solvant recirculé) .

D'après la **Figure 2**, on trouve : $X_1^* = 0,79$

Le débit de solvant minimum $L_{S \min}$ peut donc être calculé par :

$$L_{S \min} = G_V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$$

En sachant que :

$$G_V = G_T^E(1 - y_1) = 6692.191(1 - 0.1764)$$

$$\text{En aura :} \quad G_V = 5511.6885 \text{ Kmol/h} \quad \text{et} \quad L_{S \min} = 5511.6885 \frac{0.1764 - 0.00005}{0.79 - 0.05}$$

$$L_{S \min} = 1313.494955 \text{ Kmol/h}$$

Chapitre IV. Partie calcul

c) Détermination du débit réel de solvant pur L_S

Le débit réel de solvant L_S peut être calculé en utilisant la relation suivante :

$$1,3 L_{S \min} < L_S < 1,5 L_{S \min}$$

on prend : $L_S = 1,4 L_{S \min}$

$$L_S = 1.4 (1313.494955) \quad \text{on trouve : } \boxed{L_S = 1838,8929 \text{ Kmol/h}}$$

Connaissant L_S et G_V on pourra alors déterminer le rapport molaire de soluté à la sortie de la colonne.

$$\frac{L_S}{G_V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \Rightarrow (X_1 - X_2) = (Y_1 - Y_2) \frac{G_V}{L_S} \Rightarrow X_1 = (Y_1 - Y_2) \frac{G_V}{L_S} + X_2$$

$$X_1 = (0.1764 - 0.00005) \frac{5511.6885}{1838,8929} + 0.05 \quad \text{on trouve } \boxed{X_1 = 0,57}$$

La droite opératoire passe donc par les points (X_2, Y_2) et (X_1, Y_1)

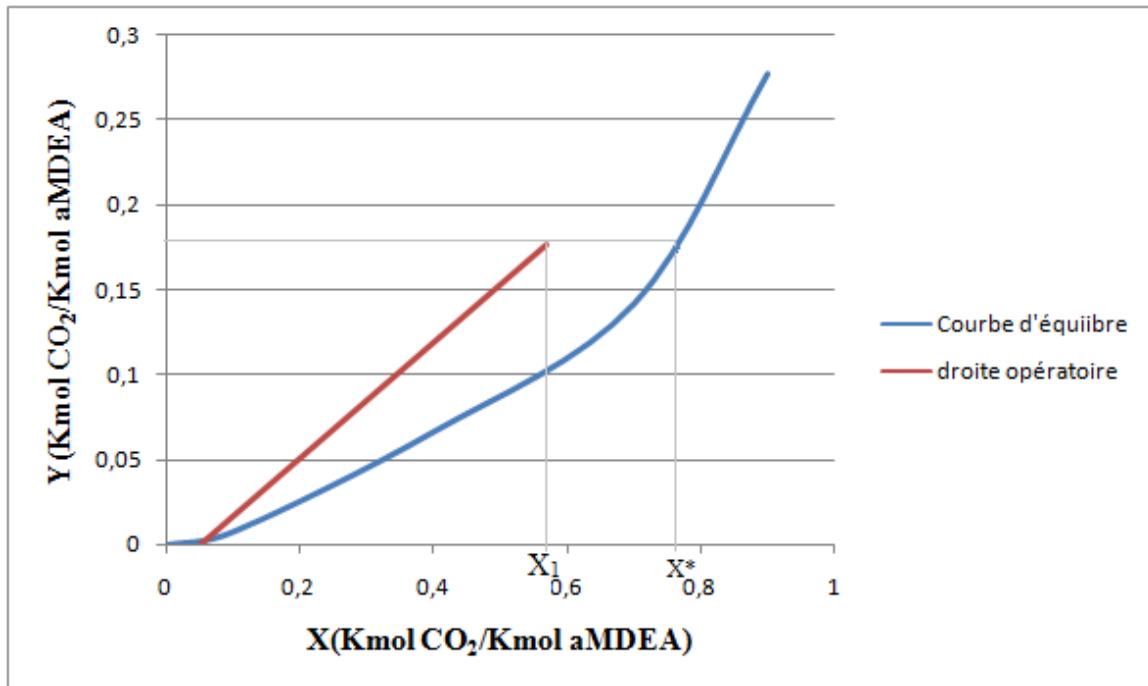


Figure. IV.3. Courbe d'équilibre et droite opératoire du système aMDEA (40%)-CO₂

Chapitre IV. Partie calcul

d) Calcul du débit réel de la solution aMDEA 40%

$$L_M = \frac{L_{SM}}{0,4}$$

L_{SM} est le débit massique réel de solvant.

L_M est le débit massique de la solution aMDEA à 40% (sans soluté)

On a donc : $L_{SM} = L_S \times M_{MDEA}$

où M_{MDEA} est masse molaire de la aMDEA, soit a MDEA = **149.19Kg/Kmol**

Avec ces valeurs, on trouve :

$$L_{SM} = 1838.8229 * 119.17 = 219132.525 \text{ Kg/h}$$

$$L_M = 547981.3125 \text{ Kg/h}$$

Le débit de solvant total est égal au débit de la solution et celui du soluté entrant, soit :

$$L_{MCO_2}^E = L_S \times X_2 \times M_{CO_2} \text{ (où } M_{CO_2} = 44 \text{ Kg /Kmol)}$$

$$L_{MCO_2}^E = 1838.8229 \times 0.05 \times 44$$

$$L_{MCO_2}^E = 4045.41038 \text{ Kg/h}$$

Enfin, le débit massique total de liquide à l'entrée de l'absorbeur est :

$$L_{MT}^E = L_{MCO_2}^E + L_M$$

$$L_{MT}^E = 4045.41038 + 547981.3125$$

$$L_{MT}^E = 552026.7229 \text{ Kg/h}$$

$$L_{MT}^E = 552026.7229 \text{ Kg/h}$$

IV.2.3.Cas de MEA

les données regroupées dans le tableau IV.4 ; on a besoin de ces données pour calculer le débit de solution nécessaire à l'absorption de CO₂.

Tableau IV.3. Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la aMEA (ces résultats ont été pris le 22.03.2017)

Constituants du gaz	Composition a l'entrée(% molaire)	design	Composition a la sortie(%molaire)	Design
H ₂	62.66	60.97	75.42	74.48
N ₂	19.71	19.81	23.02	24.22
CH ₄	0.30	0.30	0.35	0.36
CO	0.17	0.50	0.21	0.06
CO ₂	20	18.5	265(ppm)	0.01
Ar	0.24	0.24	0.29	0.29
He	0.03	0.03	0.04	0.04

les étapes de calcul sont identiques à celles adoptées dans le cas de la TEA et aMDEA En se basant donc sur les données du **Tableau IV.3** nous avons calculé les différents paramètres conduisant au débit massique du liquide à l'entrée de l'absorbeur. La courbe d'équilibre et la droite opératoire du système MEA 20%-CO₂ sont données sur la **Figure IV.4**. Les résultats sont regroupés dans le **Tableau IV.4**.

Notons que Le rapport molaire de CO₂ dans le solvant (aMDEA pauvre) a été fourni par l'unité d'Arzew, soit $X_2 = 0.2$

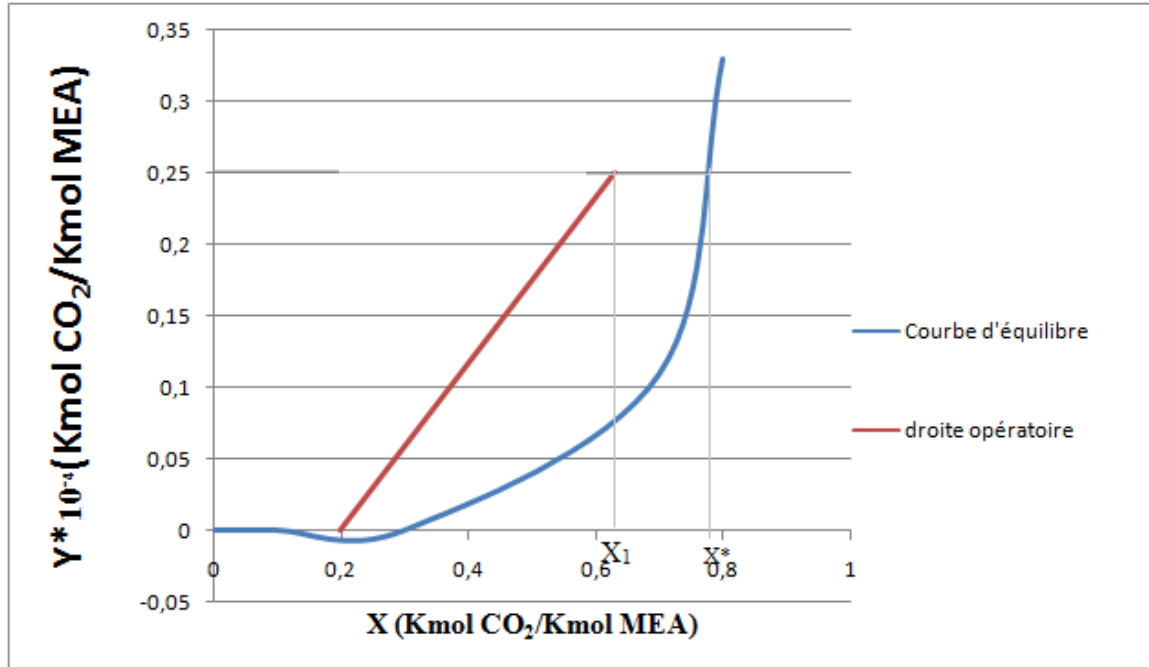


Figure. IV.4. Courbe d'équilibre et droite opératoire du système MEA (20%)-CO₂

Tableau IV.4. Résultat des calculs – cas de la solution MEA :

Paramètre	Symbole	Valeur (unité)
Rapport molaire de CO ₂ dans le gaz de process à l'entrée	Y_1	0,25
Rapport molaire de CO ₂ dans le gaz de process à la sortie	Y_2	0,000265
Rapport molaire de CO ₂ dans le solvant à l'équilibre	X_1^*	0,79
Rapport molaire de CO ₂ dans le solvant à la sortie	X_1	0,57
Débit du gaz total à l'entrée	G_T^E	6692.191 (Kmol/h)
Débit du gaz total à la sortie	G_T^S	5478,2686 (Kmol/h)
Débit du gaz vecteur	G_v	5019.14325 (Kmol/h)
Débit de solvant minimum	$L_{S \min}$	2124.501253 (Kmol/h)
Débit de solvant réel	L_s	2974.3017 (Kmol/h)
Débit massique total de liquide à l'entrée	L_{MT}^E	934525.5942 (Kg/h)

IV.3. Gain d'énergie mécanique- Pompes et Turbines[12]

IV.3.1. Généralités sur les pompes : [15]

Pour faire circuler des fluides il est possible d'utiliser la gravité, un monte-jus, ... Si les débits doivent être élevés, et/ou réguliers, ou les pressions importantes, il est indispensable d'utiliser les pompes.

- Le point d'entrée du liquide dans la pompe est l'orifice d'aspiration : la pression d'aspiration est mesurée en ce point,
- Le point de sortie du liquide de la pompe est l'orifice de refoulement : la pression de refoulement est mesurée en ce point
- La partie du circuit avant l'orifice d'aspiration est le circuit d'aspiration
- La partie du circuit après l'orifice de refoulement est le circuit de refoulement

a) définition

Une pompe est une machine hydraulique qui aspire et refoule un liquide (l'eau, l'huile, l'essence, les liquides alimentaires etc....) d'un point à un endroit voulu. La pompe est destinée à élever la charge du liquide pompé.

b) Classification des pompes

Il existe deux grands types de pompes :

Les turbopompes, qui agissent sur l'énergie cinétique.

Les pompes volumétriques qui agissent sur l'énergie de pression.

Il existe une troisième catégorie de moins en moins utilisée : les pompes à capacité qui agissent sur l'énergie d'altitude.

Pour les turbopompes, on utilise essentiellement les pompes centrifuges qui sont aujourd'hui les pompes les plus utilisés. Elles peuvent être radiales, axiales ou mixtes

Les turbopompes sont actuellement parmi les plus employées des pompes. Les principales raisons de ce choix sont les suivantes ;

Chapitre IV. Partie calcul

Ces appareils étant rotatifs et ne comportant aucune liaison articulée, leur entraînement par un moteur électrique ou à combustion interne, ne présente aucune difficulté. L'encombrement de la turbopompe est environ huit fois moindre que celui des pompes volumétriques, et peut être encore réduit en adoptant une disposition à axe vertical. Ce moindre encombrement et un poids plus faible permettent de réaliser d'appréciables économies sur les bâtiments abritant les installations. De plus, les frais d'entretien d'une turbopompe sont peu élevés.

on distingue dans la catégorie des turbopompes, les trois principaux types suivants :

- Les pompes centrifuges .
- Les pompes hélices ou radiales.
- Les pompes hélico-centrifuges ou semi-axiales..

c) Puissance et rendement des pompes

Pour une pompe, on distingue généralement la puissance hydraulique (P_h) et la puissance absorbée par la pompe (N_P). La puissance hydraulique représente la puissance effectivement reçue par le fluide lors de son passage dans la pompe. Elle est tout simplement le produit du débit volumique et du gain de pression, ou encore si on souhaite l'exprimer par rapport à la charge, H , reçue par le fluide, on retrouve la relation :

$$P_h = HMT\rho g Q \dots\dots\dots(8)$$

La puissance est exprimée en watts (W) mais il est d'usage de l'exprimer en kilowatts (kW).

La puissance absorbée N_P représente la puissance mécanique disponible sur l'arbre de la pompe dont une partie va être transmise à l'intérieur de la pompe en puissance hydraulique décrite précédemment.

Le rendement de la pompe, varie avec le débit de fluide et il est souvent important de le connaître. On définit donc le rendement de la pompe, comme étant le rapport de la puissance effectivement reçue par le fluide sur la puissance mécanique disponible sur l'arbre de la pompe tel que :

$$\eta = \frac{P_h}{N_P} \dots\dots\dots(9)$$

d) Puissance mécanique des pompes

De façon générale la puissance mécanique d'une pompe est donnée par la relation suivante :

$$N_P = \frac{Q_P \rho g HMT}{\eta} \dots\dots\dots(10)$$

Q_P : Débit pratique (m³/h).

η : Rendement total (< 1).

HMT: La hauteur manométrique totale d'une pompe est la différence de pression du fluide entre l'entrée de la pompe (aspiration) et la sortie de la pompe (refoulement).

$$HMT = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + (H_1 + H_2) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + (\Delta H_{asp} + \Delta H_{ref}) \dots\dots\dots(11)$$

P_1 : Pression d'aspiration .

P_2 : Pression de refoulement .

H_1 : hauteur d'aspiration .

H_2 : hauteur de refoulement .

V_1 : Vitesse de fluide dans la zone d'aspiration .

V_2 : Vitesse de fluide dans la zone de refoulement .

$(\Delta H_{asp} + \Delta H_{ref})$: pertes de charge totales.

IV.3.2.Cas de la TEA

IV.3.2.1.Calcul de l'énergie des pompes véhiculant la solution de TEA

L'énergie utilisée pour véhiculer la solution de TEA depuis les réservoirs de solvant régénéré jusqu'à la colonne de décarbonatation peut être calculée à partir de la relation (10). il faut d'abord évaluer la hauteur total pour calculer **l'énergie des pompes véhiculant** la solution TEA

Chapitre IV. Partie calcul

Tableau IV.5. Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par les deux pompes

Paramètre	symbole	Valeur (unité)
Pression d'aspiration	P_1	1 bar
Pression de refoulement	P_2	28 bar
Masse volumique de la solution de TEA	ρ	1109.783 Kg/m ³
Viscosité dynamique	μ	152.719 · 10 ⁻³ Pa.s
Hauteur d'aspiration	H_1	0 m
Hauteur de refoulement	H_2	22 ,037 m
Perte de charge d'aspiration	H_p	0 m
Débit massique à l'entrée de l'absorbeur	Q	1466670.881 Kg/h

a) Calcul des pertes de charge

Avant d'entrer dans l'absorbeur, 1% de débit de refoulement de la pompe passe au niveau du filtre **117-F**. Le débit massique de refoulement total sera donc :

$$Q_m = \frac{Q}{99\%} \quad \text{d'où} \quad Q_m = 1481485.738 \text{ Kg/h}$$

Section 1: Conduite de 0,35 m de diamètre (de la jonction à l'absorbeur)

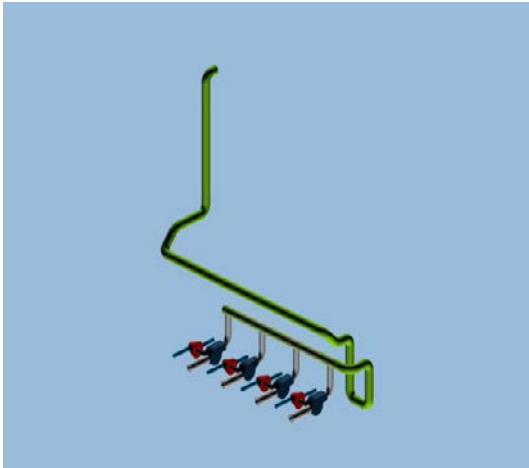


Figure. IV.5. conduit amenant le liquide depuis les pompes jusqu'à l'entrée de l'absorbeur

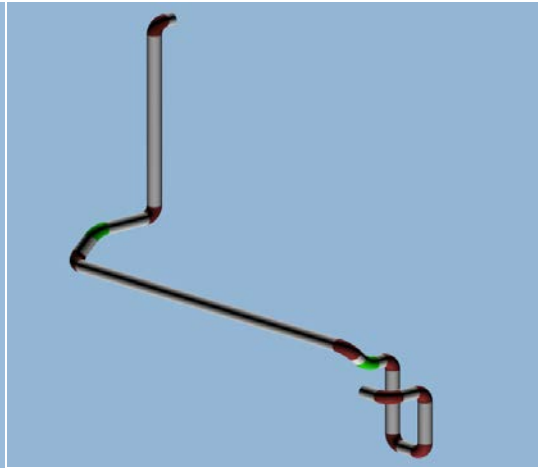


Figure. IV.6. Conduite de la jonction à l'absorbeur

➤ **Détermination du régime d'écoulement :** le nombre de Reynolds est :

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} \dots\dots\dots(11)$$

μ : Viscosité dynamique (Pa.s)

ρ : Masse volumique (kg/m³)

D : Diamètre de la conduite (m)

V : Vitesse du fluide calculée à partir de la relation :

$$V = \frac{4 Q_V}{\pi D^2} \dots\dots\dots(12)$$

Puisque $Q_m = 1481485.738 \text{kg/h}$ (débit massique de refoulement des pompes (107-JA), (107-JB)).

Alors :

$$Q_V = \frac{Q_m}{\rho_{TEA}} \dots\dots\dots(13)$$

Chapitre IV. Partie calcul

La température de la TEA est de 46 °C, donc $\rho_{TEA} = 1109.783 \text{ kg/m}^3$ [13] [14]

$$\mu_{TEA} = 152.719 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}$$

d'où :

$$Q_v = 1334.93 \text{ m}^3/\text{h} \text{ ce qui donne } V = 3.856 \text{ m/s}$$

Dans ces conditions $Re = 9.8073 \times 10^3$ ce qui correspond à un régime turbulent.

Pour la perte de charge linéaire il faut tout d'abord déterminer le coefficient λ

La rugosité absolue du matériau (acier commercial) étant $\epsilon = 0,006 \text{ cm}$

Donc $\frac{\epsilon}{D} = 0,00017$; D'après le diagramme MOODY (Voir Annexe A2), on trouve

$$\lambda = 0,031$$

➤ **Pertes de charge linéaires** : le diamètre de la conduite est le même.

La longueur de la conduite dans cette section est $L = 54,83 \text{ m}$

$$\Delta H_{lin} = \frac{\lambda L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(14)$$

Ce qui donne $\Delta H_{lin} = 3.68 \text{ m}$

➤ **Pertes de charge singulières** : il ya 9 coudes 90 ° et 2 coudes 45 °

○ Pour le coude 90 °, $Rc = 0,5 \Rightarrow k_{c90^\circ} = 0,29$

○ Pour le coude 45 °, $Rc = 0,4 \Rightarrow k_{c45^\circ} = 0,18$

○ Pour la vanne ouverte, $\alpha = 0 \Rightarrow k_{vanne} \approx 0$

$$\Delta H_{sing} = (k_{vanne} + 9k_{c90^\circ} + 2k_{c45^\circ}) \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(15)$$

Ce qui donne $\Delta H_{sing} = 2.25 \text{ m}$

Section 2 : Conduite de 0,25 m de diamètre (de la sortie de la pompe à la jonction)

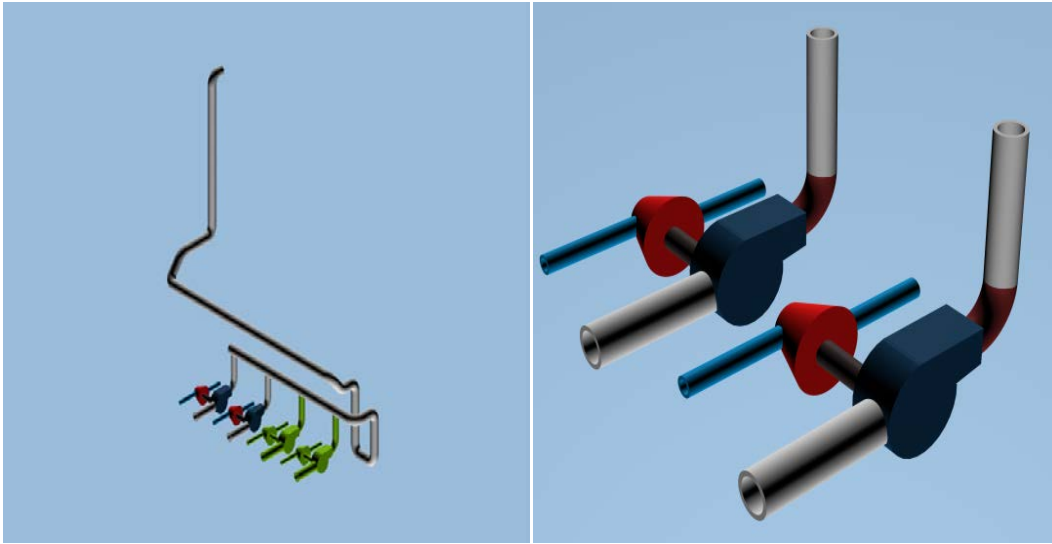


Figure. IV.7. Conduite de la sortie de la pompe à la jonction

➤ **Calcul de nombre Reynolds :**

$Q_v = 1334.93 \text{ m}^3/\text{h}$ (débit volumique de refoulement des pompes (107-JA), (107-JB))

Pour une seule pompe, $Q_{v1} = 667.465 \text{ m}^3/\text{h}$, ce qui nous permet d'avoir les valeurs suivantes :

$$V = 3.77 \text{ m/s}$$

$Re = 6.8489 \cdot 10^3$ (régime turbulent).

Donc $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00024$ D'après le diagramme MOODY

$$\lambda_t = 0,032$$

➤ **Pertes de charge linéaires**

La longueur de la conduite dans cette section est $L = 3 \text{ m}$

on trouve $\Delta H_{lin} = 0.278 \text{ m}$

- **Pertes de charge singulières** : il ya un seul coude 90° et une vanne ouverte
 - Pour le coude 90 °, $R_c = 0,4 \Rightarrow k_{c90^\circ} = 0,27$
 - Pour la vanne, $\alpha = 0 \Rightarrow k_{vanne} = 0$

$$\Delta H_{\text{sing}} = (k_{\text{vanne}} + k_{c90^\circ}) \frac{v^2}{2g} \quad \text{D'où} \quad \Delta H_{\text{sing}} = 0,195 \text{ m}$$

Section 3 : l'écoulement dans la jonction

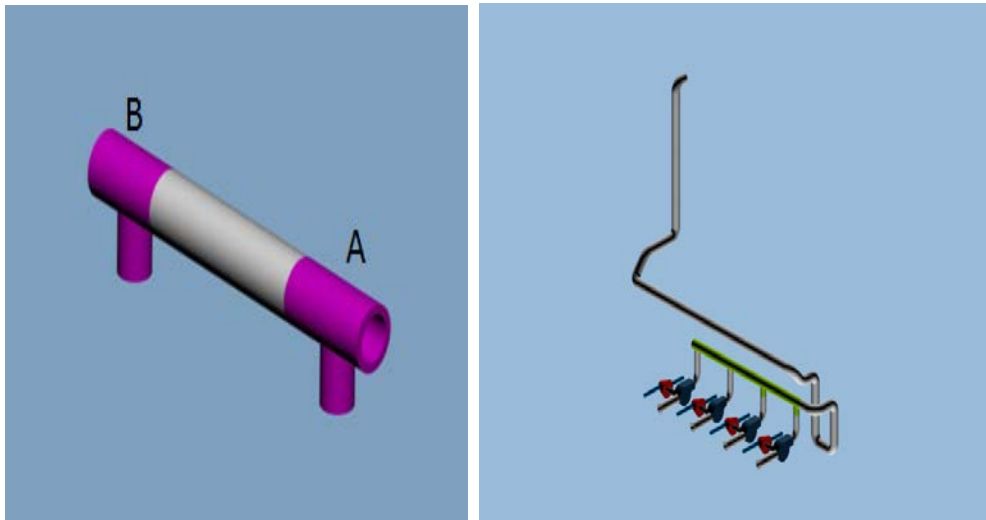


Figure IV.8. Ecoulement dans les jonctions A et B (Confluent latéral)

Confluent latéral : le débit Q_{V1} et Q_{V3} se rejoignent pour avoir Q_{V2} dans la conduite rectiligne

Les coefficients de perte de charge ont pour expression :

$$\left. \begin{aligned} k_{12} &= 2 \frac{Q_{V3}}{Q_{V2}} - \left(\frac{Q_{V3}}{Q_{V2}} \right)^2 \\ k_{32} &= -1 + 5 \left(\frac{Q_{V3}}{Q_{V2}} \right) - 2 \left(\frac{Q_{V3}}{Q_{V2}} \right)^2 \\ \Delta H &= \sum k_{ij} \frac{V_2^2}{2g} \end{aligned} \right\} \quad (16)$$

Chapitre IV. Partie calcul

- Pour la jonction A

On trouve $k_{12} = 0,75$

$$k_{32} = 1$$

Ce qui donne :

$$\Delta H_A = 1.332 \text{ m}$$

- Pour la jonction B

On trouve $k_{12} = 1$

$$k_{32} = 2$$

Ce qui donne :

$$\Delta H_B = 0,570 \text{ m}$$

Pour les deux (A et B)

$$\Delta H_{\text{jonc}} = 1.902 \text{ m}$$

Puisque :
$$\Delta H_{\text{total}} = (\Delta H_{\text{lin}} + \Delta H_{\text{sig}})_1 + (\Delta H_{\text{lin}} + \Delta H_{\text{sig}})_2 + \Delta H_{\text{jonc}} \dots (17)$$

Alors les pertes de charge totales correspondant aux pertes de charge dans la section de refoulement auront pour valeur :

$$\Delta H_{\text{total}} = 8.305 \text{ m}$$

- b) Calcul de la vitesse d'aspiration et de refoulement des deux pompes

Dans la zone d'aspiration, le diamètre est de 0,3 m, d'où :

$$V_1 = \frac{4 Q_1}{\pi D_1^2} = 1,87 \text{ m/s}$$

Dans la zone de refoulement, le diamètre est de 0,25 m, d'où :

$$V_2 = 2,694 \text{ m/s}$$

Chapitre IV. Partie calcul

c) Calcul de la puissance donnée à la pompe par la turbine

D'après la relation (11) la hauteur manométrique totale développée par les deux pompes est :

$$\mathbf{HMT} = 278.721 \text{ m}$$

La puissance développée par les deux pompes est (Equation 10)

$$N_P = \frac{Q_P \rho g H_P}{\eta} = 1038,572 \text{ kW}$$

La puissance de la turbine (N_P) s'exprime au moyen de l'expression suivante :

$$N_P = - \text{Débit vapeur} \times (\mathbf{H}_B - \mathbf{H}_A) \dots \dots \dots (18)$$

$$(\text{kW}) \quad (\text{kg/s}) \quad (\text{kJ/kg})$$

\mathbf{H} désigne l'enthalpie sous des conditions données du cycle [16]

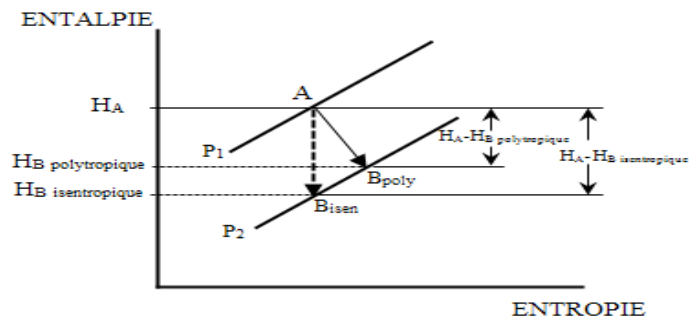


Figure. IV.9. Détente adiabatique dans une turbine

$$W = -(H_{B \text{ (poly tropique)}} - H_A)$$

$$W_{\text{isentropique}} = -(H_{B \text{ (isentropique)}} - H_A)$$

Chapitre IV. Partie calcul

W est le travail réel donné par la turbine polytropique (entropie variable)

$W_{\text{isentropique}}$ est le travail donné dans le cas isentropique (entropie constante)

$$\eta = \frac{W}{W_{\text{isentropique}}} = \frac{H_{B(\text{polytropique})} - H_A}{H_{B(\text{isentropique})} - H_A} \dots\dots\dots(19)$$

IV.3.2.2. Calcul de la quantité de vapeur donnée à la turbine :

$P_1 = 39,5$ bars et $T_1 = 325$ °C (pression et température à l'entrée de la turbine)

$P_2 = 4,4$ bars et $T_2 = 212$ °C (pression et température à la sortie de la turbine)

D'après le diagramme de Mollier

$$H_A = 3029 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{B(\text{polytropique})} = 2860 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Débit vapeur} = \frac{N_P}{H_A - H_B} = \frac{1500.277}{169} = 8.87 \text{ kg/s}$$

Donc le **débit de vapeur** nécessaire pour une seule turbine 4.43 kg/s

Alors, la quantité de vapeur nécessaire est

Débit de vapeur = 31.93 T/h

IV.3.3. Cas de l'aMDEA

IV.3.3.1. Calcul de l'énergie des pompes véhiculant la solution de aMDEA

Les équation et la procédure de calcul sont les mêmes que celles évoquées dans le cas de la TEA. il faut d'abord évaluer la hauteur totale développée par la pompe destinées à cet effet . Les données nécessaires à ce calcul sont regroupées dans le **Tableau IV.6**

Tableau IV.6. Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par la pompe

Paramètre	symbole	Valeur (unité)
Pression d'aspiration	P_1	1 bar
Pression de refoulement	P_2	28 bar
Masse volumique de la solution de aMDEA	ρ	1026,6 Kg/m ³
Viscosité dynamique	μ	6×10^{-3} Pa.s
Hauteur d'aspiration	H_1	0 m
Hauteur de refoulement	H_2	22,037 m
Perte de charge d'aspiration	H_p	0 m
Débit massique à l'entrée de l'absorbeur	Q	552026.7229 Kg/h

a) Calcul des pertes de charge totales

Avant d'entrer dans l'absorbeur, 1% de débit de refoulement de la pompe passe au niveau du filtre **117-F**. Le débit massique de refoulement total sera donc :

$$Q_m = \frac{Q}{99\%} \quad \text{d'où} \quad Q_m = 557602.7504 \text{ Kg/h}$$

Section 1: Conduite de 0,35 m de diamètre (de la jonction à l'absorbeur)

➤ Détermination du régime d'écoulement :

Puisque $Q_m = 557602.7504 \text{ kg/h}$ (débit massique de refoulement de la pompe (**107-J**))

Alors :

$$Q_v = \frac{Q_m}{\rho_{\text{MDEA}}}$$

Chapitre IV. Partie calcul

La température de la MDEA est 46 °C d'après Smith [17] $\rho_{MDEA} = 1026,6 \text{ kg/m}^3$

$$\mu_{MDEA} = 6 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}$$

D'où : $Q_v = 543.1548 \text{ m}^3/\text{h}$ ce qui donne $V = 5648.301573 \text{ m/h} = 1,56 \text{ m/s}$

Dans ces conditions $Re = 9.34206 \times 10^4$ ce qui correspond au régime turbulent.

Pour la perte de charge linéaire il faut tout d'abord déterminer le coefficient λ

La rugosité du matériau étant toujours la même et est égale à $\epsilon = 0,006 \text{ cm}$

Donc $\frac{\epsilon}{D} = 0,00017$ D'après le diagramme MOODY (Annexe A2), on trouve

$$\lambda = 0,018$$

➤ **Pertes de charge linéaires** : le diamètre de la conduite est le même.

La longueur de la conduite dans cette section est $L = 54,83 \text{ m}$

$$\Delta H_{lin} = \frac{\lambda L}{D} \times \frac{v^2}{2g}$$

Ce qui donne $\Delta H_{lin} = 0,349 \text{ m}$

➤ **Pertes de charge singulières** : il ya 9 coudes 90 ° et 2 coudes 45 °

En utilisant les mêmes valeurs des coefficients de pertes de charge singulières, on

trouve : $\Delta H_{sing} = (k_{vanne} + 9k_{c90^\circ} + 2k_{c45^\circ}) \frac{v^2}{2g}$, ce qui donne $\Delta H_{sing} = 0,368 \text{ m}$

Section 2 : Conduite de 0,25 m de diamètre (de la sortie de la pompe à la jonction)

➤ **Calcul de nombre Reynolds** :

$Q_v = 543.1548 \text{ m}^3/\text{h}$ (débit volumique de refoulement de la pompe)

Le diamètre de la conduite est égal à 250 mm

$V = 11070.67108 \text{ m/h} = 3,075 \text{ m/s}$

$Re = 1.31533 \times 10^5$ (régime turbulent).

Donc $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00024$; d'après le diagramme MOODY, le coefficient de perte de charge linéaire est :

$$\lambda_t = 0,019$$

➤ **Pertes de charge linéaires**

La longueur de la conduite dans cette section est $L = 3 \text{ m}$

$$\Delta H_{\text{lin}} = 0,109 \text{ m}$$

➤ **Pertes de charge singulières** : il ya un seul coude 90° et une vanne ouverte. En rappelant que :

- Pour le coude 90° $R_c = 0,4 \Rightarrow k_{c90^\circ} = 0,27$
- Pour la vanne $\alpha = 0 \Rightarrow k_{\text{vanne}} = 0$

on trouve : $\Delta H_{\text{sing}} = 0,130 \text{ m}$

Section 3 : l'écoulement dans la jonction

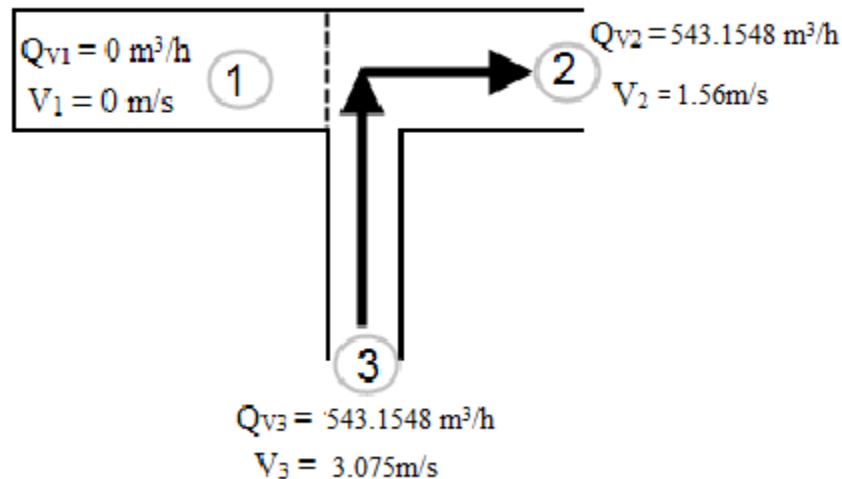


Figure IV.10. Ecoulement dans la jonction (Confluent latéral)(cas MDEA)

Chapitre IV. Partie calcul

- **Confluent latéral** : le débit Q_{V1} et Q_{V3} se rejoignent pour avoir Q_{V2} dans la conduite rectiligne (**Figure IV.10**)

D'après l'équation (16)

On trouve $k_{12} = 1$

$$k_{32} = 2$$

Ce qui donne :

$$\Delta H_{\text{jonc}} = 0.372 \text{ m}$$

Puisque : $\Delta H_{\text{total}} = (\Delta H_{\text{lin}} + \Delta H_{\text{sig}})_1 + (\Delta H_{\text{lin}} + \Delta H_{\text{sig}})_2 + \Delta H_{\text{jonc}}$

Alors, les pertes de charge totales correspondant aux pertes de charge dans la section de refoulement auront pour valeur :

$$\Delta H_{\text{total}} = 1.328 \text{ m}$$

b) Calcul de la vitesse d'aspiration et de refoulement de la pompe

Pour l'aspiration le diamètre est de 0,3 m

$$V_1 = \frac{4 Q_1}{\pi D_1^2} = 2,135 \text{ m/s}$$

Pour le refoulement le diamètre est de 0,25 m

$$V_2 = 3,075 \text{ m/s}$$

c) Calcul de La puissance donnée à la pompe par la turbine

D'après la relation (11), la hauteur totale développée par la pompe sera :

$$\text{HMT} = 291.71 \text{ m}$$

La puissance développée par la pompe est alors Equation(10)

$$N_p = \frac{Q_p \rho g H_p}{\eta} = 590.991 \text{ KW}$$

IV.3.3.2. Calcul de la quantité de vapeur donnée à la turbine

$P_1 = 39,5$ bars et $T_1 = 325$ °C (pression et température à l'entrée de la turbine)

$P_2 = 4,4$ bar et $T_2 = 212$ °C (pression et température à la sortie de la turbine)

D'après le diagramme de Mollier, on déduit H_A ,

$$H_A = 3029 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{B(\text{polytropique})} = 2860 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Débit vapeur} = \frac{N_P}{H_A - H_B} = \frac{590.991}{169} = 3.496 \text{ kg/s}$$

Donc le **débit de vapeur** nécessaire pour une seule turbine 1.748 kg/s

Donc la quantité de vapeur nécessaire est :

Débit de vapeur = 12.5856 T/h

IV.3.4. Cas de la MEA

IV.3.4.1. Calcul de l'énergie des pompes véhiculant la solution de MEA

il faut d'abord évaluer la hauteur totale développée par les deux pompes destinées à cet effet . Les données nécessaires à ce calcul sont regroupées dans le **Tableau IV.7**

Tableau IV.7. Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par les deux pompes

Paramètre	Symbole	Valeur (unité)
Pression d'aspiration	P_1	1 bar
Pression de refoulement	P_2	28 bar
Masse volumique de la solution de MEA	ρ	994 Kg/m ³
Viscosité dynamique	μ	8,15 · 10 ⁻⁴ Pa.s
Hauteur d'aspiration	H_1	0 m
Hauteur de refoulement	H_2	22,037 m
Perte de charge d'aspiration	H_p	0 m
Débit massique à l'entrée de l'absorbeur	Q	934525.5942 Kg/h

a) Calcul des pertes de charge

Avant d'entrer dans l'absorbeur, 1% de débit de refoulement de la pompe passe au niveau du filtre **117-F**. Le débit massique de refoulement total sera donc :

$$Q_m = \frac{Q}{99\%} \quad \text{d'où} \quad Q_m = 943965.2467 \text{ Kg/h}$$

Section 1: Conduite de 0,35 m de diamètre (de la jonction à l'absorbeur)

➤ Détermination du régime d'écoulement

$Q_m = 943965.247 \text{ kg/h}$ (débit massique de refoulement des pompes **(107-JA)**, **(107-JB)**)

La température de la MEA est de 46 °C, donc $\rho_{MEA} = 994 \text{ kg/m}^3$

$$\mu_{MEA} = 8,15 \times 10^{-4} \text{ Pa.s}$$

d'où :

$$Q_v = 949.663 \text{ m}^3/\text{h} \text{ ce qui donne } V = 2.743 \text{ m/s}$$

Dans ces conditions $Re = 1,1709 \times 10^6$ ce qui correspond à un régime turbulent.

Chapitre IV. Partie calcul

Pour la perte de charge linéaire il faut tout d'abord déterminer le coefficient λ

La rugosité absolue du matériau (acier commercial) étant $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

Donc $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00017$; D'après le diagramme MOODY on trouve

$$\lambda = 0,014$$

➤ **Pertes de charge linéaires** : le diamètre de la conduite est le même.

La longueur de la conduite dans cette section est $L = 54,83 \text{ m}$

Ce qui donne $\Delta H_{\text{lin}} = 0,841 \text{ m}$

➤ **Pertes de charge singulières** : il ya 9 coudes 90° et 2 coudes 45°

○ Pour le coude 90° , $R_c = 0,5 \Rightarrow k_{c90^\circ} = 0,29$

○ Pour le coude 45° , $R_c = 0,4 \Rightarrow k_{c45^\circ} = 0,18$

○ Pour la vanne ouverte, $\alpha = 0 \Rightarrow k_{\text{vanne}} \approx 0$

$$\Delta H_{\text{sing}} = (k_{\text{vanne}} + 9k_{c90^\circ} + 2k_{c45^\circ}) \frac{v^2}{2g} \quad \text{Ce qui donne } \Delta H_{\text{sing}} = 1,138 \text{ m}$$

Section 2 : Conduite de $0,25 \text{ m}$ de diamètre (de la sortie de la pompe à la jonction)

➤ **Calcul de nombre Reynolds** :

$Q_v = 949,663 \text{ m}^3/\text{h}$ (débit volumique de refoulement des pompes (107-JA), (107-JB))

Pour une seule pompe, $Q_{v1} = 474,8315 \text{ m}^3/\text{h}$, ce qui nous permet d'avoir les valeurs suivantes :

$$V = 2,688 \text{ m/s}$$

$$Re = 8,1959 \times 10^5 \text{ (régime turbulent).}$$

Donc $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00024$ D'après le diagramme MOODY

$$\lambda = 0,016$$

➤ **Pertes de charge linéaires**

Chapitre IV. Partie calcul

La longueur de la conduite dans cette section est $L = 3 \text{ m}$ on trouve $\Delta H_{\text{lin}} = 0,070 \text{ m}$

- **Pertes de charge singulières** : il ya un seul coude 90° et une vanne ouverte
 - Pour le coude 90° , $R_c = 0,4 \Rightarrow k_{c90^\circ} = 0,27$
 - Pour la vanne, $\alpha = 0 \Rightarrow k_{\text{vanne}} = 0$

$$\Delta H_{\text{sing}} = (k_{\text{vanne}} + k_{c90^\circ}) \frac{V^2}{2g} \quad \text{D'où} \quad \Delta H_{\text{sing}} = 0,0994 \text{ m}$$

Section 3 : Ecoulement dans les jonctions

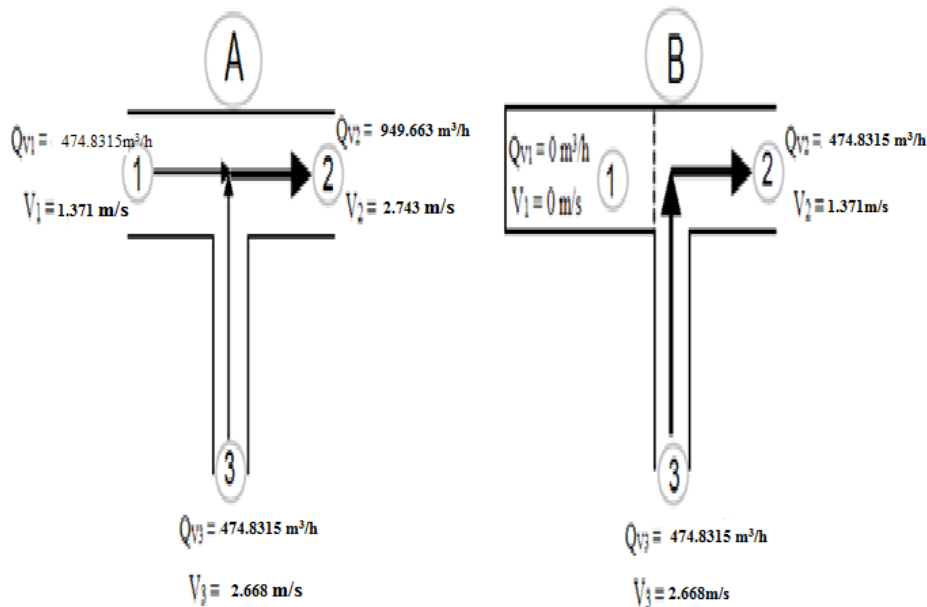


Figure IV.11. Ecoulement dans les jonctions A et B (Confluent latéral) cas MEA

Confluent latéral : le débit Q_{V1} et Q_{V3} se rejoignent pour avoir Q_{V2} dans la conduite rectiligne. (Figure IV.11)

- Pour la jonction A

On trouve $k_{12} = 0,75$

$$k_{32} = 1$$

Chapitre IV. Partie calcul

Ce qui donne :

$$\Delta H_A = 0,671 \text{ m}$$

- **Pour la jonction B**

On trouve $k_{12} = 1$

$$k_{32} = 2$$

Ce qui donne :

$$\Delta H_B = 0,287 \text{ m}$$

Pour les deux (A et B)

$$\Delta H_{\text{jonc}} = 0,958 \text{ m}$$

Puisque : $\Delta H_{\text{total}} = (\Delta H_{\text{lin}} + \Delta H_{\text{sig}})_1 + (\Delta H_{\text{lin}} + \Delta H_{\text{sig}})_2 + \Delta H_{\text{jonc}}$

Alors les pertes de charge totales correspondant aux pertes de charge dans la section de refoulement auront pour valeur :

$$\Delta H_{\text{total}} = 3,1064 \text{ m}$$

- b) Calcul de la vitesse d'aspiration et de refoulement des deux pompes**

Dans la zone d'aspiration, le diamètre est de 0,3 m, d'où :

$$V_1 = \frac{4 Q_1}{\pi D_1^2} = 1,866 \text{ m/s}$$

Dans la zone de refoulement, le diamètre est de 0,25 m, d'où :

$$V_2 = 2,688 \text{ m/s}$$

- c) Calcul de la puissance donnée à la pompe par la turbine**

La hauteur totale développée par les deux pompes est :

$$H_P = 302,22 \text{ m}$$

Chapitre IV. Partie calcul

La puissance développée par les deux pompes est

$$N_P = \frac{Q_P \rho g H_P}{\eta} = 1036.535 \text{ kW}$$

IV.3.4.2. Calcul de la quantité de vapeur donnée à la turbine

$P_1 = 39,5$ bars et $T_1 = 325$ °C (pression et température à l'entrée de la turbine)

$P_2 = 4,4$ bar et $T_1 = 212$ °C (pression et température à la sortie de la turbine)

D'après le diagramme de Mollier, on déduit H_A ,

$$H_A = 3029 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{B(\text{polytropique})} = 2860 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Débit vapeur} = \frac{N_P}{H_A - H_B} = \frac{1036.5358}{169} = 6.133 \text{ kg/s}$$

Donc le **débit de vapeur** nécessaire pour une seule turbine 3.066kg/s

Donc la quantité de vapeur nécessaire est :

Débit de vapeur = 22.080 T/h

Tableau IV.8. Comparaison entre les solvants TEA ,MEA et aMDEA utilisés dans les procédés de décarbonation.

Paramètres	Solution TEA	Solution MEA	Solution aMDEA
Corrosion	corrosive	Corrosive	Non corrosive
Debit de circulation	1466670.881 Kg/h	934525.5942 Kg/h	552026.7229 Kg/h
Nombres des pompes	Deux	Deux	une pompe
Quantité de vapeur (moyenne pression 39,5 bars) consommée	31.93 T/h	22.080 T/h	12.5856 T/h
Taux de CO ₂ résiduel	80 ppm	100 ppm	≤50 ppm
Toxicité	Toxique	Toxique	Non toxique

Chapitre IV. Partie calcul

Dégradation	Dégradable	Dégradable	Faible dégradation
-------------	------------	------------	--------------------

Conclusion général

Cette étude a permis de faire un remplacement de la solution de MEA au niveau de la colonne de décarbonatation par une solution de TEA et une solution de aMDEA pour sélectionner le meilleur solvant. Les résultats trouvés sont :

- Pour la solution de TEA le débit de circulation est 1466670.881 Kg/h et quantité de vapeur consommée 31.93 T/h , taux de CO₂ résiduel 80 ppm.
- Pour la solution de aMDEA le débit de circulation est 552026.7229 Kg/h et quantité de vapeur consommée 31.93 T/h et taux de CO₂ résiduel ≤ 50 ppm.
- Pour la solution de MEA le débit de circulation est 934525.5942 Kg/h et quantité de vapeur consommée 22.080 T/h et taux de CO₂ résiduel 100 ppm.

D'après ces résultats on constate que le changement de la solution actuelle MEA par la solution TEA au niveau de la colonne de décarbonatation permet de diminuer la teneur de CO₂ de la colonne de 100ppm à 80ppm , aussi les calculs effectués montrent que la TEA consomme plus d'énergie que la MEA. Par contre la solution aMDEA consomme moins d'énergie par rapport à MEA et TEA . La solution de aMDEA présente beaucoup d'avantages relativement à la MEA et la TEA qui sont : une faible consommation d'énergie; haut degré d'élimination de CO₂; très faible corrosivité; bonne biodégradabilité. Donc la TEA est un mauvais choix pour remplacer la MEA. Donc le solvant aMDEA pourrait être un choix intéressant dans la colonne de décarbonatation pour la fabrication de l'ammoniac au complexe Fertial Annaba , suite aux avantages qu'il présente.

Référence Bibliographique

- [1] technique, Brochure ASMIDAL d'Annaba ; Algérie.
- [2] Zerigui Bouzaine Roukh Djamel, Mémoire fin d'étude, Validation des analyses d'unité d'ammoniac, 2013 page 8
- [3] Manuel Opérateur, technologie de KELLOGG, 1975. volume 01, 02, 03, Edition KELLOGG France.
- [4] Sylve TISSOT, Annick PICHARD, " Seuil de Toxicité Aiguë Hydrogène Sulfuré (H₂SO₄) ", Direction des Risques chimiques (DRC), unité d'Expertise Toxicologique de substances chimiques (ETSC), janvier 2000.
- [5] WWW.INERSI.com
- [6] Robert H. Perry, don W. Green "Perry's chemical engineers,' handbook"; 8ème édition, ED. McGRAW-HILL, New-york. 1984.
- [7] Cicile J.C, Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Techniques de l'Ingénieur, J 2 623
- [8] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'ingénieur, J 2 622
- [9] Leprince P, 1998. Le raffinage de pétrole. Troisième procédé de transformation Edition Technip, France.
- [10] Toubal A, Riguet k., 2002. Contribution à la réduction d'entraînement de la monoéthanolamine dans la colonne de décarbonatation. Mémoire de fin d'études, Université d'Annaba, Algérie.
- [11] F. Allali, A. Hlaimia, 1991. Optimisation de la colonne ; Mémoire de fin d'études, Université d'Annaba, Algérie
- [12] Ronze Didier, 2008. Introduction au génie des procédés. Edition Lavoisier, Paris, France.

Référence Bibliographique

- [13] Terrence L. Donaldson and Yen N. Nguyen . 1980. Carbon Dioxide Reaction Kinetics and Transport in Aqueous Amine Membranes
- [14] journal of Chemical and Engineering Data, 2006. Vol. 51, No. 3, 2006
- [15] Touati Ilyes et Khafallah Abderahmen, Mémoire fin d'étude, substitution de la monoethanol amine (MEA) par (aMDEA) dans le procédé de decarbonatation, 2010.
- [16] J.M. Smith, H.C. Van Ness, 1987. Chemical engineering series. Edition McGraw Hill New York, United States of America
- [17] Arthur Kohl , Richard Nielsen, 1997. Gas purification 5^{eme} edition Gulf Publishing Company Houston, Texas, United States of America
- [18] P. Wuithier , 1972. Raffinage et génie chimique Tome I (Lavages des gaz par des solutions d'amines), Edition Technip; France

ANNEXES

Annexe 1**Tableau A.1.** Données d'équilibre de la solution de MEA 20% avec le CO₂

Rapport molaire X (mol CO ₂ /mol MEA)	Pression partielle du CO ₂ P _{CO₂} (kPas)	Rapport molaire du CO ₂ Y.10 ⁴ (mol CO ₂ /mol MEA)
0	0	0
0,1	0,015	0,057
0,2	0,077	0,292
0,3	0,266	1,008
0,4	0,988	3,744
0,5	13,64	51,995
0,6	76,87	299,224
0,7	259,9	1091,971
0,8	668,49	3390,344

Tableau A.2. Données d'équilibre de la solution de MDEA 40% avec le CO₂

Rapport molaire X (mol CO ₂ /mol MDEA)	Pression partielle du CO ₂ P _{CO₂} (bars)	Rapport molaire du CO ₂ Y (mol CO ₂ /mol MEA)
0	0	0
0,05	0	0
0,1	0,2	0,0076
0,2	0,67	0,0260
0,3	1,2	0,0476
0,4	1,64	0,0666
0,5	2,1	0,0866
0,6	2,61	0,1098
0,7	3,28	0,1421
0,8	4,17	0,1876
0,9	5,73	0,2775

Tableau A.3. Propriétés physiques et chimiques des solvants [17]

Property	MEA	DEA	TEA	MDEA	DIPA	DGA
Mol. weight	61.09	105.14	149.19	119.17	133.19	105.14
Specific gravity, 20/20°C	1.0179	1.0919 (30/20°C)	1.1258	1.0418	0.9890 (45/20°C)	1.0550
Boiling point, °C						
760 mmHg	171	decomp.	360	247.2	248.7	221
50 mmHg	100	187	244	164	167	—
10 mmHg	69	150	208	128	133	—
Vapor pressure, mmHg at 20°C	0.36	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Freezing point, °C	10.5	28.0	21.2	-21.0	42	-9.5
Solubility in water, % by weight at 20°C	Complete	96.4	Complete	Complete	87	Complete
Absolute viscosity, cps at 20°C	24.1	380(30°C)	1,013	101	198(45°C)	26(24°C)
Heat of vaporization, Btu/lb at 1 atm	355	288(23 mm) (168.5°C)	230	223	184.5	219.1

Tableau A.4. Données d'équilibre de la solution de EA 35% avec le CO₂

Rapport molaire X (mol CO ₂ /mol TEA)	Pression partielle du CO ₂ P _{CO₂} (bars)	Rapport molaire du CO ₂ Y (mol CO ₂ /mol MEA)
0	0	0
0.1	18	0.006
0.3	76	0.0296
0.5	110	0,043
0.9	600	0.294

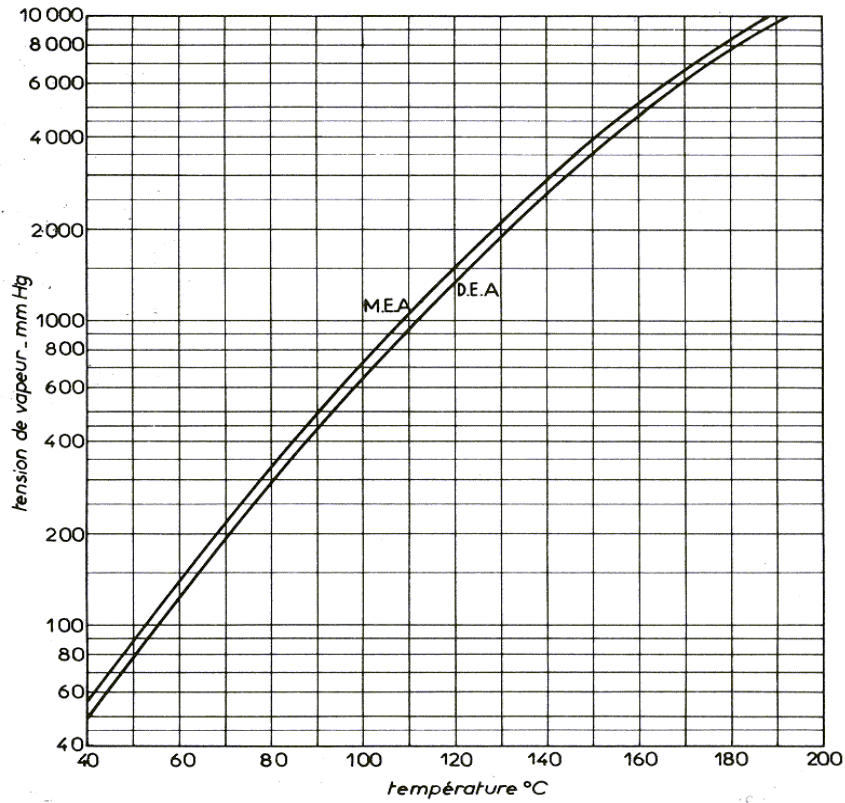


Figure A.1. Tension de vapeur des solutions MEA et DEA [18]

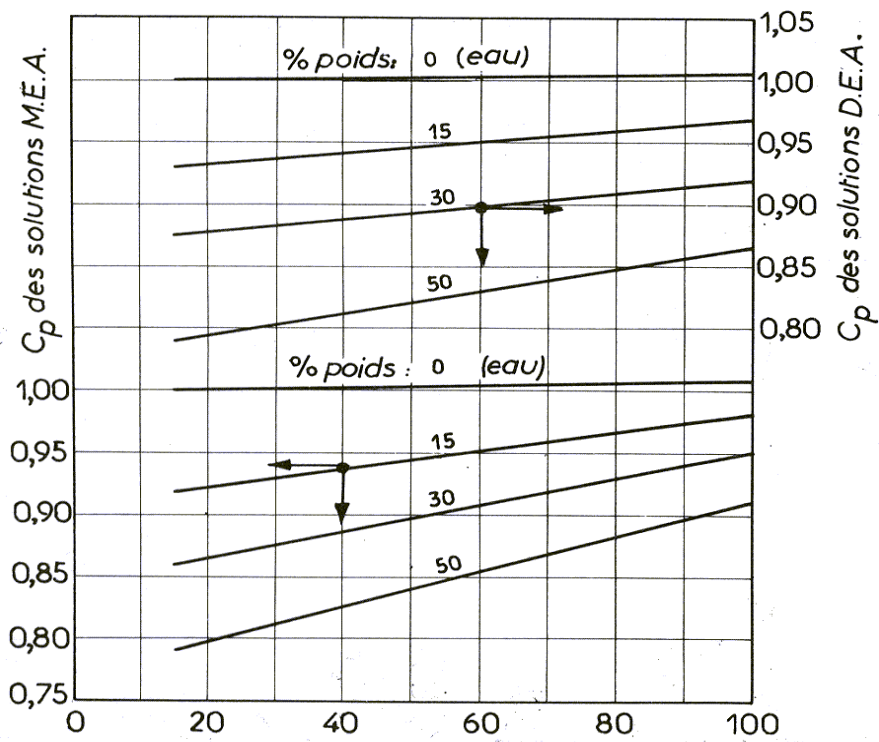


Figure A.2. Chaleurs spécifiques des solutions aqueuses DEA et MEA [18]

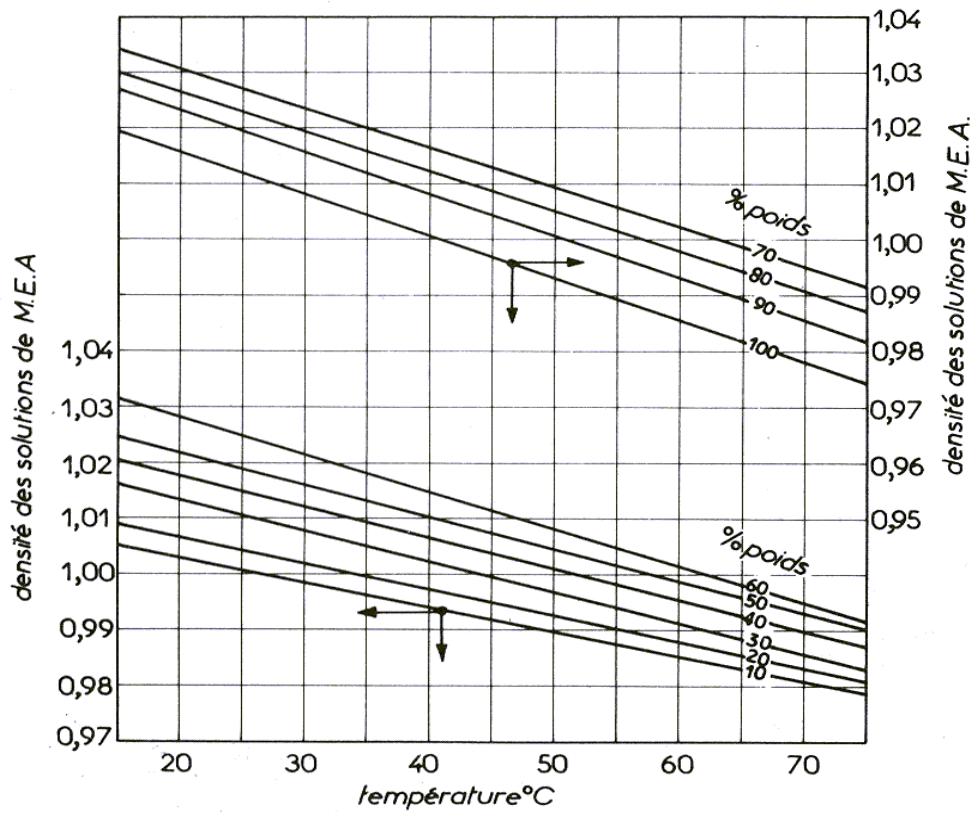


Figure A.3. Densité des solutions MEA [13]

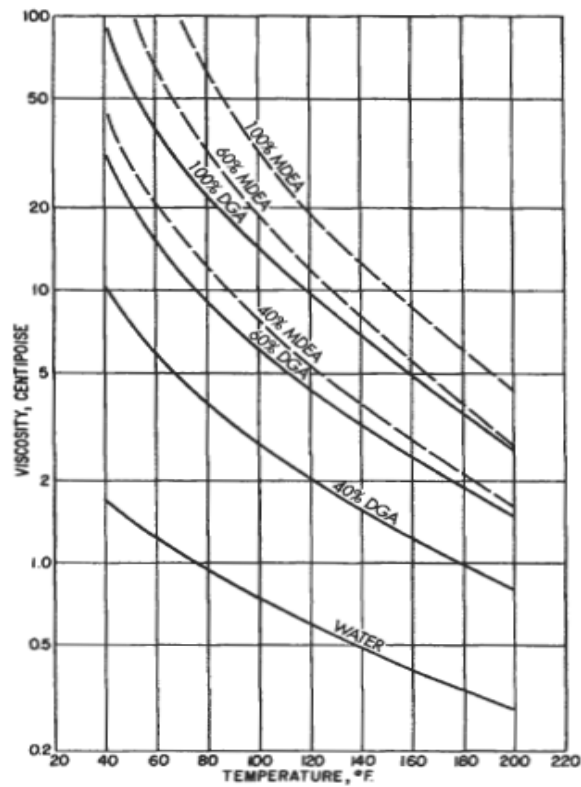


Figure A.4. Viscosity of Diglycolamine and methyldiethanolamine solutions. MDEA [17]

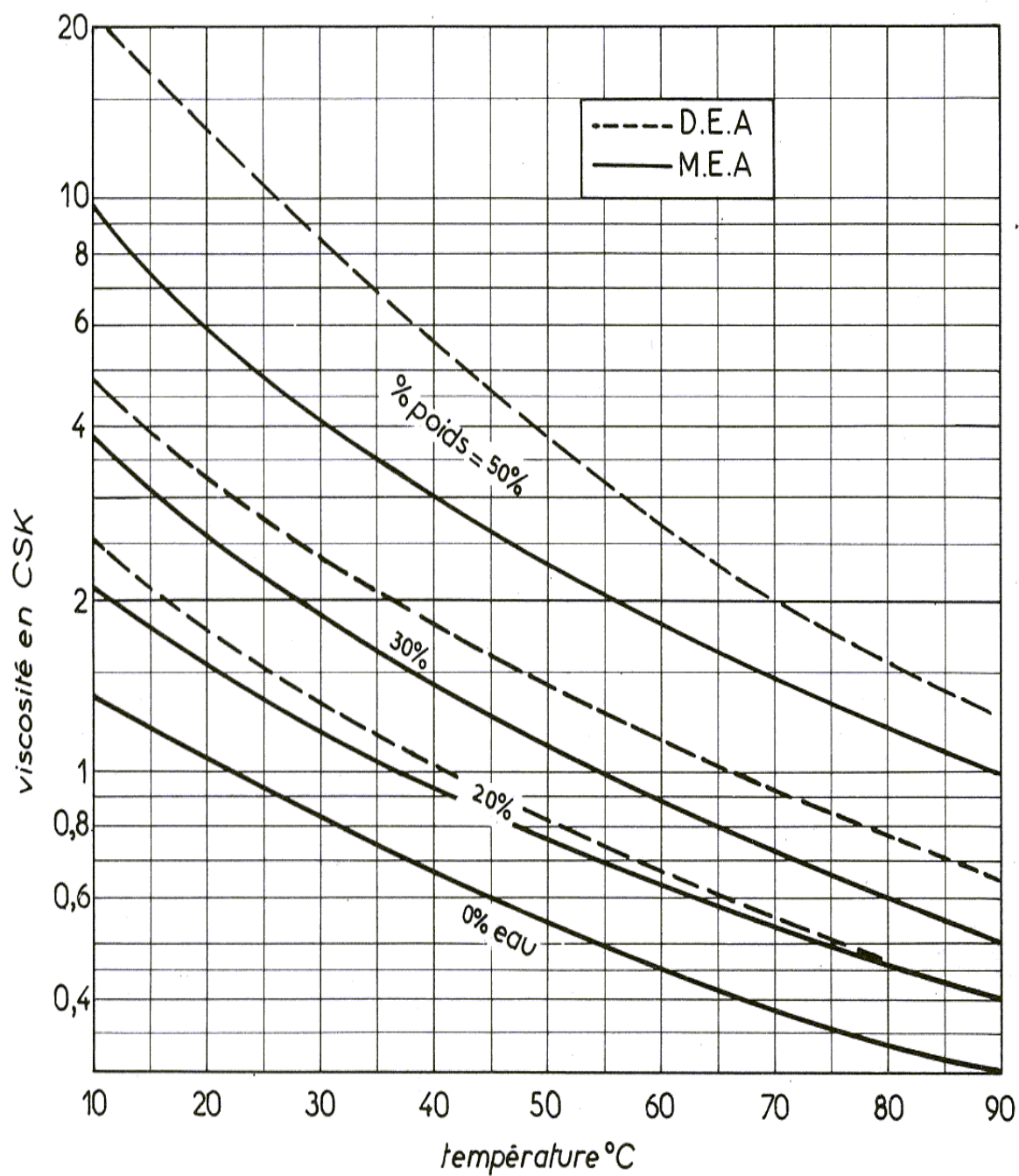


Figure A.5. Viscosité des solutions aqueuses DEA et MEA [18]

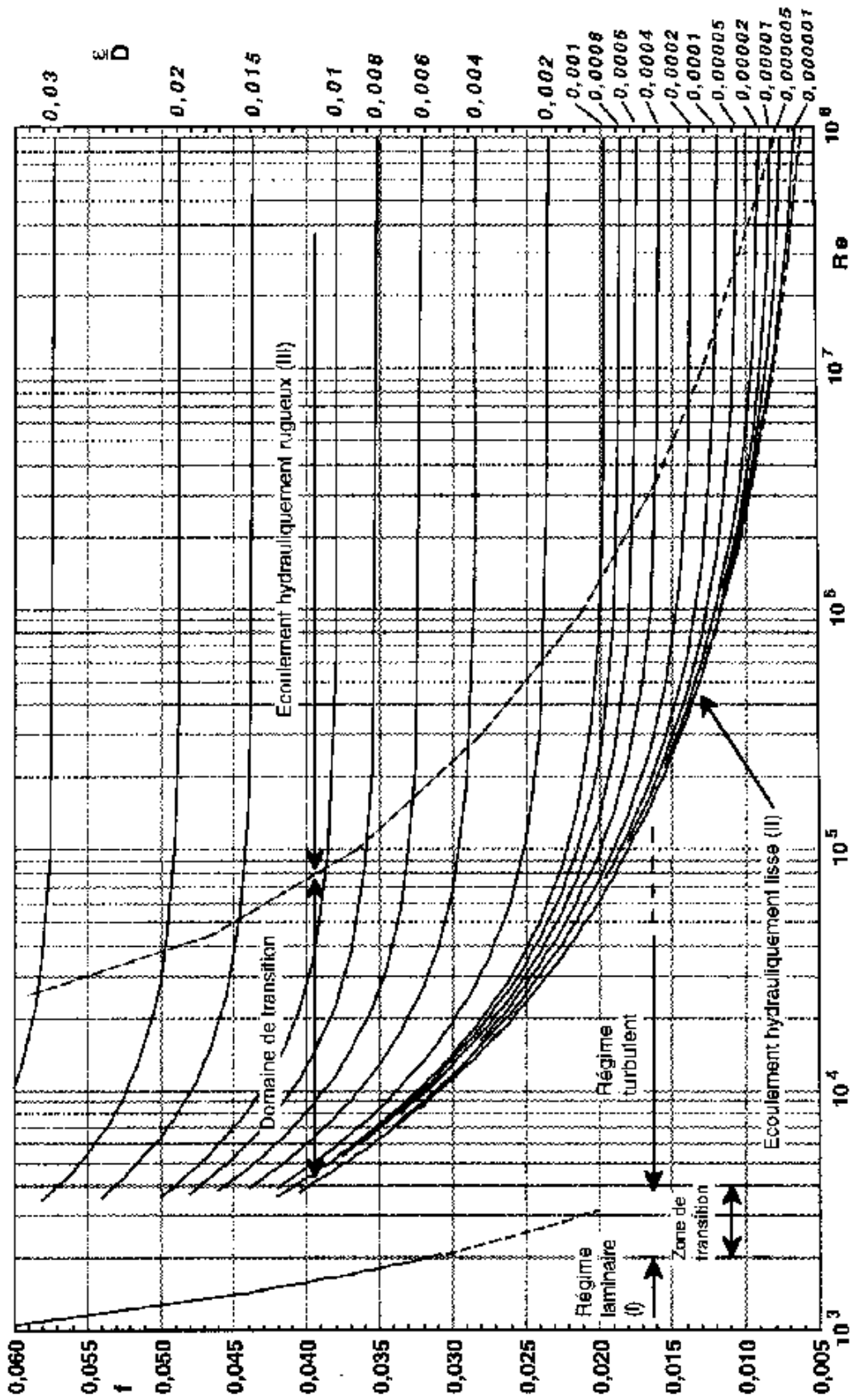


Figure A.6. Diagramme de Moody

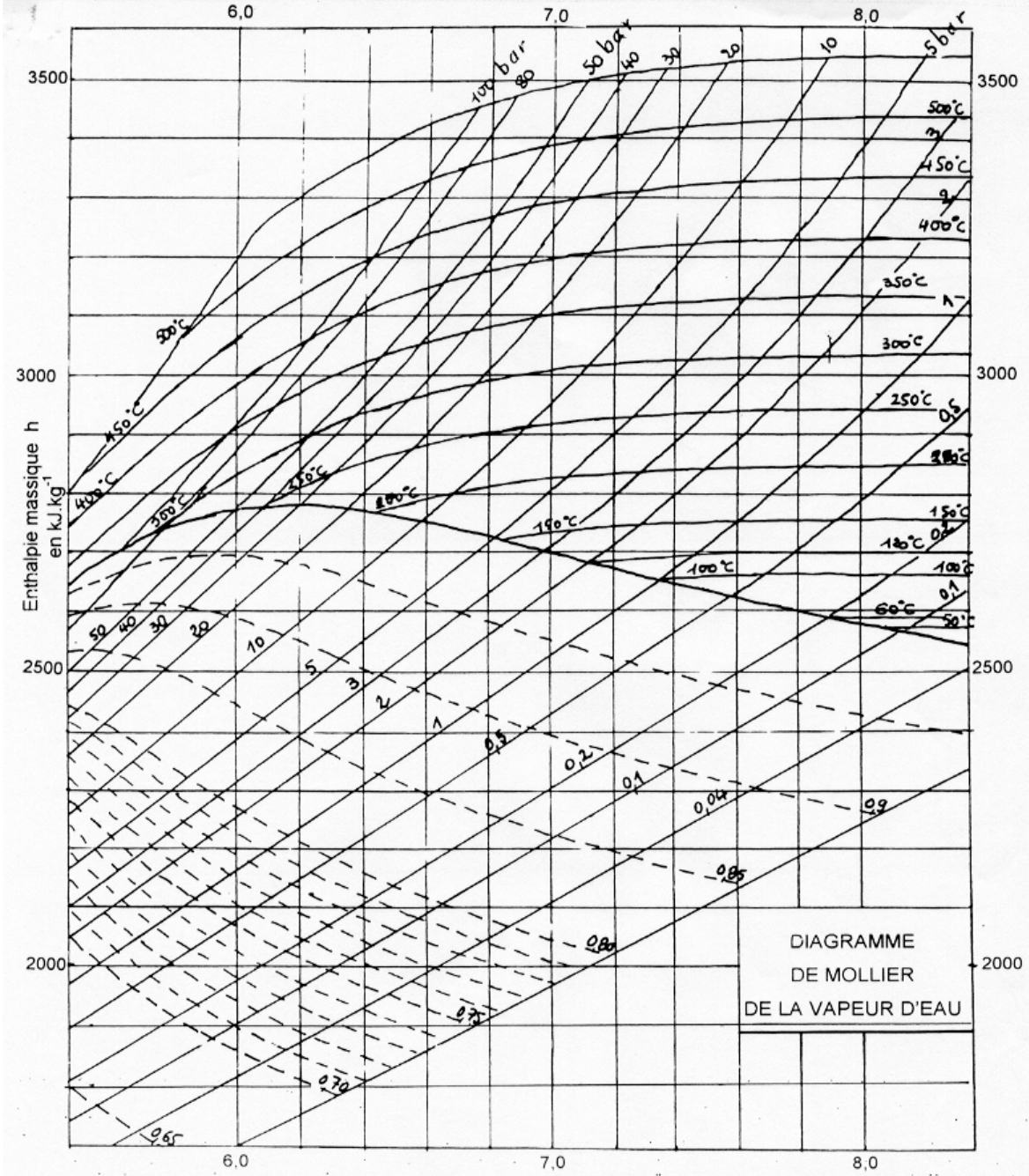
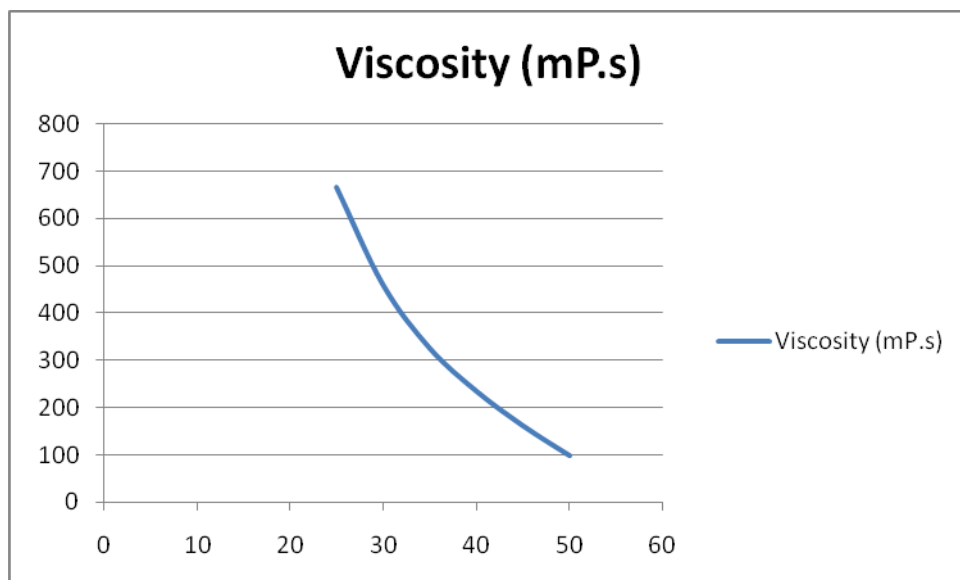


Figure A.7. Diagramme de mollier [18]

Annexe

T/K de TEA	T/°C	Viscosity (mP.s)/TEA
298,15	25	666,88
303,15	30	460,48
308,15	35	326,69
313,15	40	236,09
318,15	45	162,69
323,15	50	99,76



D'après ce graphe on prend la viscosité de TEA quand la température est 46C°
