



Department of Process Engineering

قسم هندسة

Ref:...../U.M/F.S.T/2024

2024//م.ك.ع.ت/ / ج

الطرائق

رقم

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : GENIE DES PROCEDES**

**Option: GENIE CHIMIQUE**

### Thème

**Intitulé du sujet**  
**Causes et Investigation lors de la décarbonatation au**  
**Complexe GL2/Z."**

**Présenté par**

1-Kara Mostefa Boumediene

2-Benaid Riyadh

Soutenu le 06 /06 / 2024 devant le jury composé de :

<b>Président :</b>	Khelladi malika	MCB	Université de Mostaganem
<b>Examineur :</b>	Mohamed sghir zahira	MCB	Université de Mostaganem
<b>Rapporteur :</b>	Mekhatria Djilali	MCB	Université de Mostaganem

**Année Universitaire 2023/2024**



*En premier lieu, nous tenons à remercier le DIEU notre créateur,  
pour m'avoir donné la force d'accomplir ce  
travail.*

*Nous adressons mes vifs remerciements à mon  
encadreur Mr A. LAIDAT, pour sa compréhension,  
sa patience, ses remarques qui ont été précieuses et  
son soutien dans des moments très difficiles.*

*Mes plus sincères remerciements vont également à mon  
encadreur de l'université Mm mekhatria et à la  
personne qui m'a beaucoup*

*Aidé Mr kadi Belkadi, conseillé et guidé afin de  
finaliser se présent mémoire dans des bonnes  
conditions.*

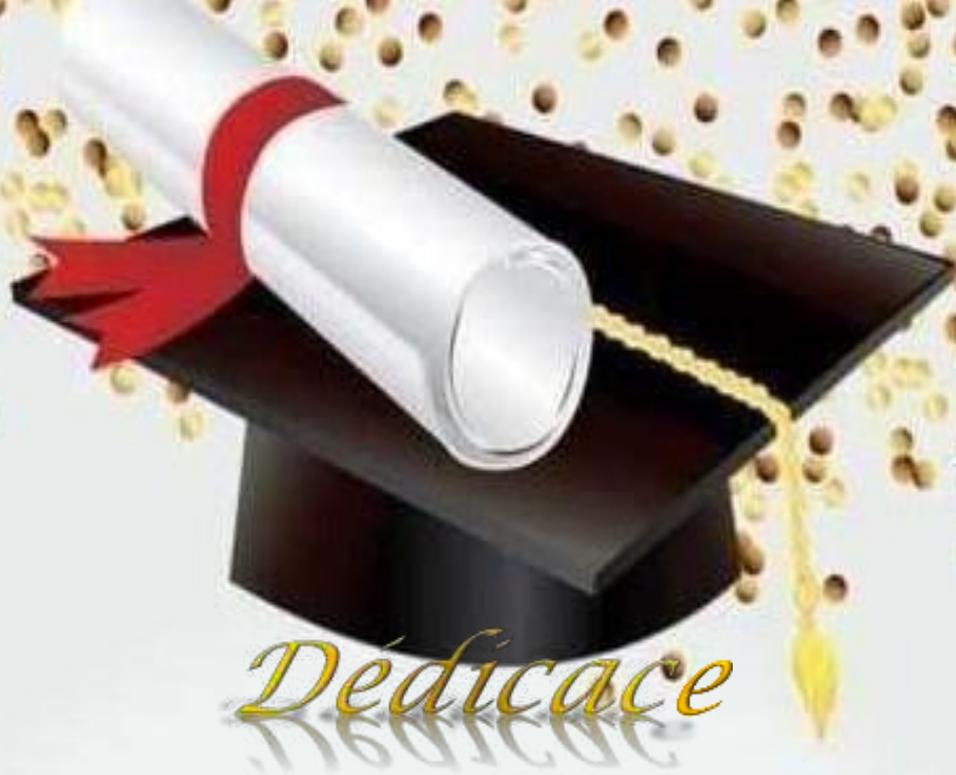
*Sans oublier de remercier l'ensemble du personnel  
du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL2/Z  
de BETHIOUA pour leurs encouragements  
surtout Mr. Hamid et Mr feras.*

*Ainsi qu'à tous ceux qui ont m'aidé de près ou de loin.*

*Je remercie également les membres du jury  
qui me fera l'honneur De juger mon  
travail.*

***Riad et Boumediene***





## *Dédicace*

*Je dédie ce Travail aux deux êtres qui me sont très chers dans cette vie, A mes très chers parents qui m'ont donné la puissance pour continuer mes études depuis mon enfance. Je leur dis merci du fond du cœur pour votre éducation, votre sacrifice, votre assistance et pour ce que vous m'aviez fait et qui m'a permis être ici parmi vous aujourd'hui.*

*Un grand merci est adressé à ma très chère et unique sœur Khadija ainsi qu'à mes amies Riad, Yasser, Mansour, kadi, sans oublier Hamid, l'amie que j'ai rencontrée lors de ce travail.*

*A la fin je dédie à tout ceux qu'ils m'ont aidé dans mon parcours scolaire de près ou de loin.*

***Boumediene***



### Résumé

Cette étude vise à identifier les principales causes de la consommation excessive de solution MEA dans la section de décarbonatation du complexe GL 2/Z, ainsi qu'à proposer des solutions pour y remédier. Suite aux analyses et aux résultats obtenus, il a été observé que la rupture du plateau récepteur et l'instabilité de certains composants sont les principales raisons de ces pertes en MEA. De plus, une étude de simulation réalisée à l'aide du modèle ASPEN HYSYS a confirmé l'importance de mettre en place des équipements pour réduire ces pertes.

Mot clé : MEA, décarbonatation, CO<sub>2</sub>, simulation, surconsommation.

### Abstract

This study aims to identify the primary causes of excessive MEA solution consumption in the decarbonation section of the GL2/Z complex and propose solutions to address it. Following the analyses and results obtained, it was determined that the breakage of the receiver tray and component instability are the main reasons for most of these MEA losses. Furthermore, a simulation study using the ASPEN HYSYS software underscored the significance of implementing equipment to mitigate these losses.

Keywords : MEA, decarbonation, CO<sub>2</sub>, simulation, overconsumption.

### ملخص

تركز هذه الدراسة على البحث عن أهم الأسباب المتعلقة بمشكلة الاستهلاك المفرط لمحلول الـ MEA في قسم إزالة الكربون على مستوى مجمع GL2 / Z ومحاوله علاجها، بعد التحليلات التي تم إجراؤها والنتائج التي تم الحصول عليها، وجدنا أن ظاهرة تكسر صينية السقبال وعدم ثبات البعض هو السبب الرئيسي في معظم هذه الخسائر، وأكدت دراسة المحاكاة بواسطة برنامج ASPEN HYSYS أهمية معدات التشغيل لتقليل هذه الخسائر

## Sommaire

<b><u>Introduction générale</u></b> .....	1
<b><u>Chapitre I : description du complexe GL2/Z</u></b> .....	4
I. 1. Description générale du complexe [1] .....	5
I. 2. Présentation technique du complexe [1].....	6
<b><u>Chapitre II : la décarbonatation</u></b> .....	14
II. 1 <u>Le gaz naturel</u> .....	15
II. 1. 1 <u>Composition du gaz naturel [1]</u> .....	15
II. 2 <u>Le dioxyde de carbone</u> .....	16
II. 2. 1 <u>Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO2</u> .....	16
II. 3. <u>Méthodes utilisées pour la décarbonatation du gaz naturel</u> .....	17
II. 3. 1. <u>Décarbonatation du gaz naturel par membrane [6]</u> .....	18
II. 3. 2. <u>Décarbonatation du gaz naturel par adsorption</u> .....	18
II. 3. 3. <u>Décarbonatation par absorption</u> .....	19
II. 4 <u>la section de la décarbonatation</u> .....	26
II.4.1. <u>description de la section de décarbonatation</u> .....	26
II.4.1.1 <u>système de décarbonatation</u> .....	26
II.4.1.2. <u>Régénération de la solution MEA</u> .....	27
II.4.1.3. <u>Rebouilleur du régénérateur</u> .....	28
II.4.1.4. <u>Filtration du MEA pauvre et riche</u> .....	28
II.4.1.5. <u>Vaporisateur de solvant</u> .....	28
II.4.1.6. <u>Système de stockage et puisard de MEA</u> .....	29
II.4.1.7. <u>Système de lavage à l'eau</u> .....	29
II.4.1.8. <u>Système d'injection anti-mousse</u> .....	29
<b><u>Chapitre III : Problématique</u></b> .....	31
III.1 <u>problématique</u> .....	32
III.2 <u>Introduction</u> .....	32
III.3 <u>Récolte des données des trains 100 et 300</u> .....	32
III.4 <u>points probables des pertes de la solution MEA</u> .....	34
III.5 <u>Vérification des hypothèses</u> .....	35
III.5.1. <u>Fuites extérieures de MEA</u> .....	35

<u>III.5.2. Percement des échangeurs à EDM à savoir le X32C et le X35C</u> .....	<u>35</u>
<u>III.5.3. Perte au niveau de la vanne PV104B</u> .....	<u>35</u>
<u>III.5.4. Perte de MEA par entrainement au gaz à traité</u> .....	<u>36</u>
<u>III.5.5. Perte lors de dégagement du CO2 vers atmosphère (tête du ballon de reflux)</u> .....	<u>39</u>
<b><u>Chapitre IV : Simulation du procédé Décarbonatation et de Régénération</u></b> .....	<b><u>44</u></b>
<u>IV.1. Introduction</u> .....	<u>45</u>
<u>IV2. Présentation du simulateur</u> .....	<u>45</u>
<u>IV3. Environnements dans Aspen HYSYS</u> .....	<u>46</u>
<u>IV4. Fonctionnement de simulateur</u> .....	<u>46</u>
<u>IV5. Méthodologie de travail</u> .....	<u>46</u>
<u>IV6. Simulation et validation [9]</u> .....	<u>48</u>
<u>IV7. Simulation sur la colonne d'absorption</u> .....	<u>53</u>
<u>IV8. Simulation sur la colonne de régénération</u> .....	<u>55</u>
<b><u>Conclusion et recommandation</u></b> .....	<b><u>56</u></b>
<b><u>REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES</u></b> .....	<b><u>57</u></b>
<u>Annexes</u> .....	<u>58</u>

## LISTE DES ABREVIATIONS

GN : Gaz naturel.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GNT : Gaz naturel traité.

MEA : Mono-éthanol-amine.

DEA : Diethanolamine

TEA : Triethanolamine

DGA : Diglycolamine

DIPA : Diisopropanolamine

MDEA : methyldiethanolamine

MCR : Multi Composant Réfrigérant.

EDM : Eau De Mer.

TIC : Température Indicateur Contrôler.

PIC : Pressure Indicator Contrôler.

FIC : Flow Indicator Contrôler.

HIC : Hand Indicator Contrôler.

LIC : level Indicator Contrôler.

LV : Level Valve.

FV : flow valve.

TV : Temperature Valve.

PFV : Pressure Flow Valve.

PHD : Process Data History.

MW : méga watt

t/h :tonne sur heure

132-E : notation pour l'absorbeur

X41C : notation pour des échangeur de chaleur

X41DA, DB, DC : notation pour des sécheurs

X41LA : notation pour un filtre

X41J : notation pour moto compresseur de régénération

X51E : notation pour des bac de stockage

Btu/scf : unité de l'énergie

X31F : notation de ballon de flash

LIC-X06 : notation pour les pompes

### PARTIE THEORIQUE

**Tableau 1** : paramètres de fonctionnement de la boucle propane.

**Tableau 2** : composition du MCR.

**Tableau 3** : composition des produits finis.

**Tableau 4** : composition molaire de gaz naturel.

**Tableau 5** : les propriétés physique et thermodynamique de CO<sub>2</sub>.

**Tableau 6** : solvants d'absorption physique.

**Tableau 7** : propriétés physiques de quelques solvants utilisés pour le traitement du gaz.

### PARTIE EXPERIMENTALE

**Tableau 8** : préparation réalisées de la solution MEA.

**Tableau 9** : consommation mensuelle de la solution MEA.

**Tableau 10** : ce tableau montre des analyses de la solution MEA au niveau de laboratoire

**Tableau 11** : les paramètres de fonctionnement de la colonne d'absorption.

**Tableau 12** : les paramètres de fonctionnement de la colonne de régénération.

**Tableau 13** : comparaison entre les données industrielles et réelles du complexe GL2/Z.

**Tableau 14** : comparaison entre les données design et les données HYSYS.

**Tableau 15** : La quantité et le coût du MEA perdus.

### PARTIE TEORIQUE

**Figure 1** : schéma synoptique d'un train de procédé.

**Figure 2** : différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone.

**Figure 3** : schéma de principe de séparation par membrane.

**Figure 4**: Schéma du procédé d'absorption/désorption de gaz

### PARTIE EXPERIMENTALE

**Figure 5** : ce schéma montre les pertes probables de la solution MEA

**Figure 6** : Paramètres agissant sur de la qualité de la séparation.

**Figure 7** : Schéma P&ID de la colonne d'absorption (Voir annexe N°2)

**Figure 8** : **représentation** graphique du niveau de ballon 141F

**Figure 9** : Schéma P&ID de la colonne (voir annexe N°4)

**Figure 10** : L'analyse des paramètres d'exploitation de la colonne de régénération 132<sup>E</sup>

**Figure 11** : trend qui montre le phénomène du fonctionnement actuel de la colonne.

**Figure 12** : composition de GN (% mol).

**Figure 13** : composition de MEA pauvre (% poids).

**Figure 14** : condition de la charge GN.

**Figure 15** : condition de la charge MEA.

**Figure 16** : PFD de procédé de décarbonatation du complexe GL2/Z.

**Figure 17** : PFD de procédé de décarbonatation du complexe GL2/Z avec l'eau de lavage.

**Figure 18** : composition d'eau de lavage entrée l'absorbeur.

**Figure 19** : composition GN pauvre entrée l'absorbeur.

**Figure 20** : eau de lavage(+MEA) sortie de l'absorbeur.

**Figure 21** : GNT pauvre sortie de l'absorbeur.

**Figure 22** : simulation des nombres des plateaux de la colonne de régénération.

**Figure 23** : simulation montrant la quantité de la MEA qui s'évapore dans la tête de la colonne et aussi la d'énergie de rebouilleur.

Introduction Générale

# **Introduction générale**

# Introduction Générale

## Introduction générale

Le complexe GL2/Z est destiné à produire du gaz naturel liquéfié. Ce gaz est issu de Hassi R'mel. Cette liquéfaction s'effectue en six trains identiques : chaque train fonctionne de manière autonome.

Le gaz naturel n'est pas seulement une forme d'énergie, mais aussi la matière première fondamentale pour plusieurs industries en expansion. Ses multiples utilisations sont

Comme :

1. Un combustible industriel
2. Un carburant pour certains camions, locomotives et turbines.
3. Du gaz de ville.
4. Une matière première pour l'élaboration de bases chimiques servant à la fabrication des Engrais azotés (nitrates, sel d'ammonium et des matières plastiques.)

Le gaz naturel est enfin reconnu pour sa propriété de combustion produisant peu d'émissions de vapeurs. Toxique et sa transformation produit peu de sous-produits.

Le gaz naturel à liquéfier arrive aux GL2/Z sous une pression de 42 bars et à température

Ambiante. Sa composition varie d'un puits à l'autre. Avant d'être liquéfié, le gaz naturel doit

Être purifié c'est-à-dire débarrassé des produits qui pourront se solidifier à basse température et qui sont :

1. Les gaz acides (dioxyde de carbone et sulfure d'hydrogène) ;
2. La vapeur d'eau ;
3. Les hydrocarbures lourds.

La section de décarbonatation est la première unité à recevoir le gaz d'alimentation à son emplacement Entrez dans le processus. Il est conçu pour être utilisé avec les solutions suivantes 15 % à 20 % de mon éthanolamine (MEA) agit comme un absorbant pour éliminer La majeure partie du dioxyde de carbone est contenue dans le gaz d'alimentation. Actuellement, cette unité La décarburation est confrontée au problème de la perte excessive de solution MEA, L'entreprise a subi de lourdes pertes et il s'agit toujours d'un phénomène incontrôlable. En raison des différents facteurs qui l'affectent.

L'objectif principal de ce travail est d'effectuer des analyses expérimentales spécialisées et

# Introduction Générale

Utilisez le simulateur ASPEN HYSYS pour simuler des unités de décarbonation afin d'estimer

Recherche sur les principales causes de surconsommation de MEA.

Ce document est structuré en deux parties :

Partie théorique : comprend une introduction au complexe GL2/Z, pertinente

Description détaillée des méthodes et dispositifs de captage du gaz naturel et du dioxyde de carbone

Décarbonisation du gaz naturel à des niveaux complexes.

La partie expérimentale : comporte un diagnostic réalisé sur la section de décarbonation

de GNL2 afin de localiser et identifier les causes qui peuvent provoquer et augmenter le

phénomène de perte de MEA, accompagné des résultats d'analyses effectuées au niveau du

laboratoire du complexe et simulé par le HYSYS, en fin, une étude économique présenté dans

le dernier chapitre.

Enfin, on termine cette étude par une conclusion et recommandation

Chapitre I

# **Chapitre I Description du complexe $GL_2/\mathbb{Z}$**

# Chapitre I

## Chapitre I : description du complexe GL2/Z

### Introduction

le parc industriel GL2/Z est l'une des réalisations les plus importantes segment industriel de la chaîne de conversion des hydrocarbures dans lequel l'entreprise opère la société SONATRAC. Il est conçu pour assurer le transport des gaz sous forme liquide de HASSI R'MEL.

Le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) est pompé et chargé dans les citernes de gaz naturel liquéfié spécialement conçu pour le transport cryogénique vers l'étranger.

### **I. 1. Description générale du complexe [1]**

Le complexe de liquéfaction GL2/Z est situé entre GL1/Z et GL3/Z. Il est situé sur la côte à l'ouest de la côte algérienne, à 8 km au sud de la ville d'Arzew, à 2 km au nord de la ville d'Algérie Bethioua.

Il se présente comme suit :

- Procédé utilisé : APCI (MCR).
- Début de la production : Le 20 février 1978.
- Capacité de traitement : 10,5 Milliard de Nm<sup>3</sup> de GN/An.
- Capacité de Production : 17,5 Millions de m<sup>3</sup> de GNL/An.
- Superficie du complexe : 72 hectares.
- Nombre de trains : Six trains fonctionnant en parallèle.
- Capacité de stockage :
  - 3 bacs de GNL : 100.000m<sup>3</sup>.
  - 2 bacs de gazoline : 14 000 m<sup>3</sup> chacun.
- Rénovation : 1993-1996.

La capacité de production est :

- GNL : 17,8 Millions m<sup>3</sup> / an
- Propane : 410 000 Tonnes / an
- Butane : 327 000 Tonnes / an
- Gazoline : 196 000 Tonnes / an

# Chapitre I

La figure suivante montre un schéma synoptique d'un train de procédé :

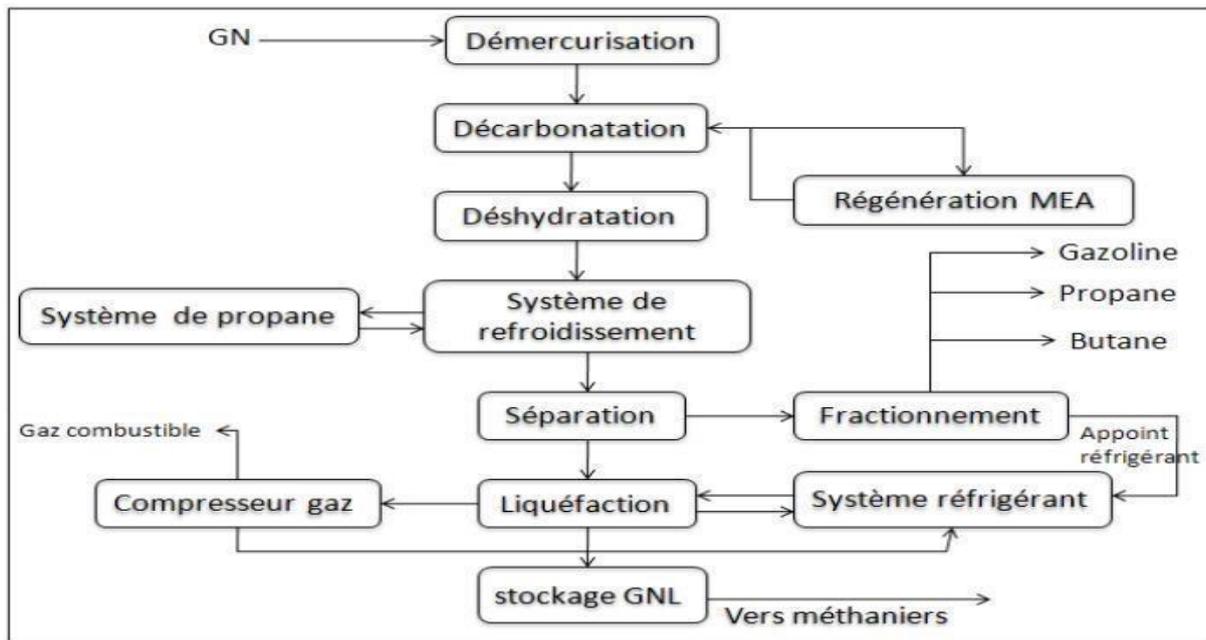


Figure 1 : schéma synoptique d'un train de procédé.

## I.2. Présentation technique du complexe [1]

Le complexe GL2/Z est divisé en trois zones principales qui sont :

### I.2.1. Zone des Utilités

Zone autonome pour le démarrage et l'exploitation des trains de liquéfaction et des installations de production. Elle assure l'approvisionnement en utilités nécessaires au démarrage et à la mise en service des six trains de liquéfaction ainsi que de l'ensemble des installations de production. Elle se charge principalement de la production et de la fourniture des éléments suivants :

- Energie électrique
- Vapeur eau
- Eau de refroidissement
- Air instrument et de service
- Eau dessalée
- Autres utilités spécifiques

# Chapitre I

## **Energie électrique**

Elle est fournie en grande partie par trois (03) turbogénérateurs d'une capacité de 20 MW chacun et par le réseau de Sonelgaz qui fournit 20 MW, soit un total de 80 MW.

## **Vapeur d'eau**

Elle est fournie par un ensemble de chaudières de différents tonnages réparties comme suit :

- 03 chaudières HP (Haute Pression) de 90 tonne/heure chacune au niveau des utilités
- 01 chaudière BP (Basse Pression) de 58 tonne/heure au niveau des utilités
- 09 chaudières HP de 136 tonne/heure
- 06 chaudières HP de 400 tonne/heure chacune au niveau de la zone de procédé.

## **Eau dessalée**

Elle est fournie par (05) unités de dessalement produisant chacune 45 T/H. Elle est utilisée comme eau d'appoint pour les chaudières.

## **Air instrument et de service**

Il est fourni par (04) compresseurs d'air et sert à toutes les installations de productions ainsi qu'à d'autres besoins du complexe comme le nettoyage le réseau incendie etc.

## **Eau de refroidissement**

Elle est fournie par (06) pompes d'eau de mer d'une capacité de 37 000 m<sup>3</sup>/h chacune.

### **I.2.2. Zone de process**

Cette zone assure le traitement et la liquéfaction du gaz ; elle se compose de section traitement, section séparation, section fractionnement et section liquéfaction.

#### **I.2.2.1. Section traitement**

La section de traitement se compose de :

##### **❖ Démercurisation.**

Pour l'élimination du mercure et protéger les échangeurs cryogéniques.

# Chapitre I

Le procédé d'élimination du mercure du gaz naturel (GN) est crucial pour prévenir la corrosion des échangeurs cryogéniques qui peut réduire la durée de vie des installations.

Le procédé utilisé repose sur l'adsorption moléculaire, qui consiste à capturer les molécules de mercure sur un lit de tamis moléculaire. Ce lit est contenu dans le ballon démercuriseur, appelé "142 D" et est recouvert de sulfate de cuivre ( $\text{CuSO}_4$ ).

Le sulfate de cuivre active le tamis moléculaire et augmente sa capacité à capturer le mercure.

## ❖ Décarbonatation

Élimination du gaz carbonique par absorption à haute pression

Le procédé d'absorption à haute pression est utilisé pour capturer le gaz carbonique ( $\text{CO}_2$ ) du gaz naturel (GN). Il permet d'obtenir un GN purifié, prêt à être liquéfié, et un  $\text{CO}_2$  concentré qui peut être stocké ou valorisé.

Le principe de fonctionnement est le suivant :

- Le GN et une solution aqueuse de monoéthanolamine (MEA) diluée à 15% entrent en contact dans une colonne appelée absorbeur ("131-E").
- Le  $\text{CO}_2$  est absorbé par la solution de MEA, tandis que le GN dépourvu de  $\text{CO}_2$  quitte la colonne par le haut.
- La solution riche en  $\text{CO}_2$  est ensuite pompée vers une autre colonne appelée régénérateur ("132-E") où la solution est chauffée et dépressurisée pour libérer le  $\text{CO}_2$ .
- Le  $\text{CO}_2$  est ensuite collecté et stocké ou utilisé pour d'autres applications.
- La solution de MEA appauvrie en  $\text{CO}_2$  est ensuite refroidie et renvoyée vers l'absorbeur pour recommencer le cycle.

## ❖ Déshydratation

Le gaz naturel (GN) doit être déshydraté avant sa liquéfaction pour éviter la formation de bouchons et d'hydrates qui pourraient endommager les installations.

Deux procédés de déshydratation sont utilisés :

### 1. Refroidissement et séparation :

# Chapitre I

Le GN est refroidi à 21°C dans un échangeur à propane pour condenser l'eau qui est séparée du GN dans un séparateur pour réduire la teneur en eau du GN à moins de 1 ppm.

## 2. Adsorption sur lit d'alumine et tamis moléculaires :

Le GN traverse trois sécheurs remplis d'alumine et de tamis moléculaires qui adsorbent les molécules d'eau par adsorption. Un filtre élimine les poussières de tamis avant que le GN soit dirigé vers la liquéfaction.

Chaque sécheur fonctionne 16 heures avant de subir une régénération de 8 heures.

### Régénération des sécheurs :

La régénération se fait en trois phases : chaude, froide et attente. Lors de la régénération chaude, le GN est chauffé à 288°C et envoyé dans le sécheur pour chasser l'eau. La vapeur d'eau est condensée et éliminée dans un ballon de séparation.

Lors de la régénération froide, le GN refroidit le sécheur. La phase d'attente permet au sécheur de se stabiliser avant la prochaine phase de traitement.

### 1.2.2.2. Section Séparation

Le mélange condensats lourds/gaz venant des pré-refroidisseurs au propane, passe dans un échangeur d'alimentation où par échange avec les vapeurs de tête de la colonne de séparation appelée tour de lavage est refroidi à -47°C à 39 bars. Ce mélange est injecté au niveau du 10ème plateau de la tour de lavage, les produits lourds seront séparés par distillation. Le liquide de fond est envoyé vers le fractionnement. Les vapeurs de tête se réchauffent, dans l'échangeur d'alimentation et passent dans le faisceau chaud de l'échangeur principal qui constitue « le condenseur de tête » de la tour de lavage. Elles seront refroidies et condensées partiellement par le MCR. Sa partie liquide riche en méthane est recueillie dans le ballon de reflux, sera acheminée vers le faisceau central de l'échangeur principal pour être liquéfiée.

**Tableau 1** : paramètres de fonctionnement de la boucle propane.

# Chapitre I

<i>Paramètres</i>	<i>Valeurs</i>			
Température (°C)	5	-10	-20	-35
Pression (bars)	5.5	3.5	2.4	1,3

### **I.2.2.3. Section Liquéfaction**

Un gaz se liquéfie s'il est refroidi à une température inférieure à son point de rosée, qui dépend de la pression.

#### **❖ Système de propane réfrigérant**

Le circuit propane, utilisé pour refroidir les différents fluides du procédé, est une boucle fermée qui fonctionne à quatre niveaux de pression et de température. Le propane gazeux, initialement à 1,31 bar absolu et -35°C, est comprimé par un compresseur à quatre étages d'aspiration. Le cycle de fonctionnement comprend ensuite quatre détentes successives, qui produisent un fluide frigorigène à quatre niveaux de température.

L'appoint en propane du système est assuré par le propane soutiré du dépropaniseur

#### **❖ Système de réfrigérant mixte (MCR)**

Le réfrigérant mixte, aussi appelé MCR, est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Ce mélange circule en boucle fermée pour assurer la réfrigération du système.

**Tableau 2 : composition du MCR.**

Éléments	Azote	Méthane	Ethane	Propane
Composition (% mole)	2,7	40,7	54,4	2,2

Ce mélange sert à liquéfier le gaz naturel traité dans le faisceau central froid de l'échangeur principal et à condenser les vapeurs de tête de la tour de lavage dans le faisceau chaud.

**I.2.2.4. Section Fractionnement** Le gaz naturel est séparé en ses différents composants par distillation dans trois colonnes :

# Chapitre I

**1. Le Dééthaniseur (X51E) :** il sépare l'éthane (C2) du reste du gaz naturel. Il dispose de 48 plateaux, dont 18 à déversoir latéral et 30 à déversoir central intercalé avec déversoir latéral et fonctionne à une pression de 31 bars et une température de 6°C en tête à 112°C en fond de colonne.

**2. Le Dépropaniseur :** il sépare le propane (C3) du butane (C4) et les composés plus lourds (C5+), reçoit les produits liquides du dééthaniseur. Il dispose de 47 plateaux perforés et fonctionne à une pression de 19 bars et une température de 55°C en tête à 123°C en fond de colonne.

**3. Le Débutaniseur (X53E) :** il sépare les butanes (C4) des composés plus lourds (C5+) et dispose de 21 plateaux perforés. Il fonctionne à une pression de 5,0 bars et une température de 54°C en tête à 113°C en fond de colonne.

## I.2.3. Zone terminale

### ❖ Stockage et chargement du GNL/gazoline

Le GNL est stocké à -162°C dans trois bacs d'une capacité unitaire de 100 000 m<sup>3</sup> chacun. Le chargement du produit est assuré au niveau de deux quais de chargement pouvant recevoir des méthanières d'une capacité de 40 000 à 145 000 m<sup>3</sup> GNL. Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux bacs de 14500 m<sup>3</sup> chacun. La composition du GNL de vente et des autres produits (C3, C4, C5) est représenté dans le tableau suivant

**Tableau 3 : composition des produits finis [2].**

Composition	Gln exit	C3 product	C4 product	C5 product
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-
He	-	-	-	-
N <sub>2</sub>	0.835	-	-	-
C <sub>1</sub> H <sub>4</sub>	91.04	-	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7.456	0.1	-	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.653	98.91	0.07	-
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.009	0.93	35.64	0.004
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.006	0.06	63.30	0.19
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-	0.8	23.56
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-	0.19	34.69

# Chapitre I

C <sub>6</sub> +	-	-	0.002	41.56
H <sub>2</sub> O	-	-	-	-
Temp. (°C)	-160	-43	-29	32.2
Pression( bar)	4.29	17.3	4.2	4.5
Flow ( Nm <sup>3</sup> /h )	-	-	-	-
Flow ( m <sup>3</sup> /h)	395.4	13.96	8.75	5.5
Densité ( kg/m <sup>3</sup> )	446.9	588.2	623.9	531.6
Mol Wt	17.38	44.22	58.25	77.9

## ❖ Expédition et chargement

Le système de chargement de GNL est composé de plusieurs éléments :

### 1. Cinq pompes de chargement:

- Capacité unitaire: 2500 m<sup>3</sup>/h
- Fonction : Pomper le GNL et le refouler vers les bras de chargement
- Destination : Quatre bras de chargement installés sur le quai

### 2. Deux pompes de refroidissement:

- Capacité unitaire: 60 m<sup>3</sup>/h
- Fonction : Refroidir les canalisations avant le chargement
- Fonctionnement : Une partie du GNL est pompée vers les canalisations et les vapeurs produites sont comprimées et envoyées vers le réseau de gaz combustible

### 3. Deux quais de chargement:

- Composition : Cinq bras de chargement chacun, dont un pour le retour de la vapeur des navires
- Capacité des méthaniers : 50.000 à 130.000 m<sup>3</sup> de GNL
- Debit de chargement: 10.000 m<sup>3</sup>/h
- Durée de chargement: 12h30mn

# Chapitre I

Le propane (410 000 tonnes/an) et le butane (327 000 tonnes/an) produits sont acheminés par canalisation vers le complexe GP1Z. Pour maximiser la flexibilité et faciliter le transfert des produits, les installations de production, de stockage et de chargement de GNL des complexes GL1Z et GL2/Z sont interconnectées.

# Chapitre II

## **Chapitre II : La décarbonatation**

# Chapitre II

## **II.1 Le gaz naturel**

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers, dont le méthane est le principal composant (plus de 70 %). Il contient également des hydrocarbures saturés plus lourds (éthane, propane, etc.) en proportions décroissantes avec le nombre d'atomes de carbone, de faibles quantités de composés non-hydrocarbures (minéraux) tels que l'azote, le dioxyde de carbone, le sulfure d'hydrogène, le mercure et les mercaptans sont également présents. Le gaz naturel est souvent saturé en eau [3].

### **Pouvoir calorifique et traitement**

Sa valeur de chauffage varie généralement entre 700 et 1600 Btu/scf. Certains composants doivent être extraits pour des raisons de traitement, de transport ou pour respecter les contrats de vente. Les principaux composants à éliminer sont [3].

- Hydrogène sulfuré (H<sub>2</sub>S) : Toxique et corrosif
- Dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) : Corrosif et sans valeur calorifique (bouchage de canalisation)
- Mercure : Corrosif.
- Eau : forme des bouchons
- Hydrocarbures lourds : Se condensent dans les réseaux de transport
- Azote : Sans valeur calorifique

#### **II.1.1 Composition du gaz naturel [1]**

La composition chimique de gaz naturel varie d'un champ d'extraction à un autre et le tableau 4 représente la composition molaire (% mol) de Gas naturel provenant de Hassi R'mel :

# Chapitre II

**Tableau 4 :** Composition molaire de gaz naturel

Composants	Formules chimique	Pourcentage molaire (%)
Methane	CH <sub>4</sub>	83.49
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6.85
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.15
Isobutene	IC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.30
Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.50
Isopentane	IC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.08
Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.11
Hexane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.13
Gas carbonique	CO <sub>2</sub>	0.18
Azote	N <sub>2</sub>	6.00
Helium	He	0.21
Eau	H <sub>2</sub> O	50 ppm

## **II.2 Le dioxyde de carbone**

La molécule est constituée d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène. Son diamètre cinétique est inférieur à celui de l'azote, de l'oxygène et du méthane. Sa structure linéaire, bien que composée de trois atomes, lui confère des propriétés uniques.

Les liaisons C=O, polarisées en raison de la différence d'électronégativité entre le carbone et l'oxygène, génèrent un moment quadripolaire permanent. Paradoxalement, la symétrie de la molécule CO<sub>2</sub> annule ce moment quadripolaire, la rendant globalement apolaire. Cette apolarité explique sa faible solubilité dans l'eau, propriété surprenante pour une molécule contenant de l'oxygène [4].

### **II.2.1 Caractéristiques physico-chimiques du dioxyde de carbone CO<sub>2</sub>**

Le CO<sub>2</sub> est caractérisé par le tableaux suivant :

# Chapitre II

**Tableau 5** : les propriétés physique et thermodynamique de CO<sub>2</sub>.

	Propriétés	Valeurs
<b>Générales</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Nom IUPAC</li> <li>Numéro CAS</li> <li>Apparence</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Dioxyde de carbone</li> <li>124-38-9</li> <li>Gaz incolore</li> </ul>
<b>Physiques</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Masse moléculaire</li> <li>Température de fusion</li> <li>Température de Vaporisation</li> <li>Solubilité</li> <li>Densité</li> <li>Viscosité dynamique</li> <li>Température critique</li> <li>Pression critique</li> <li>Point triple</li> <li>Chaleur latente de Vaporization (0°C)</li> <li>Chaleur latente de Vaporisation (-16.7°C)</li> <li>Chaleur latente de Vaporisation (-8.9°C)</li> <li>Chaleur latente de fusion (à -56,6°C)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>44,01 g/mol</li> <li>-78,5 °C (195 °K)</li> <li>-57 °C (216 °K)</li> <li>1,45 kg/m<sup>3</sup></li> <li>1,87 kg/m<sup>3</sup>(298°K1,013bar) plus dense que l'air</li> <li>0.07 Cp à -78 °C</li> <li>31,1°C</li> <li>7,4 MPa</li> <li>-56,6°C à 519 kPa</li> <li>234,5 kJ/kg</li> <li>276,8 kJ/kg</li> <li>301.7 kJ/kg</li> <li>199 kJ/kg</li> </ul>
<b>Thermochimique</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li><math>\Delta_f H^\circ_{\text{gaz}}</math></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-393,5 kJ/mol</li> </ul>

### II.3. Méthodes utilisées pour la décarbonatation du gaz naturel

Plusieurs techniques existent pour décarbonater le gaz naturel, dont les principales sont l'absorption, l'adsorption et les membranes. La décarbonatation par absorption est la plus utilisée dans l'industrie [5].

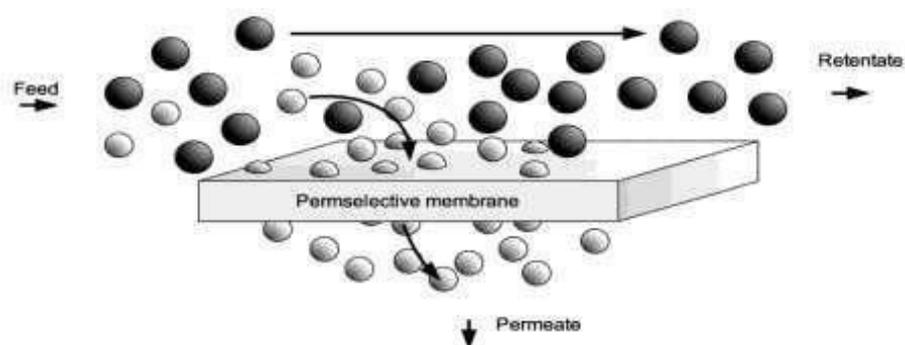
# Chapitre II



**Figure 3** : différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone.

## **II.3.1. Décarbonatation du gaz naturel par membrane [6]**

La séparation par membrane est utilisée pour des installations de petite capacité. La figure 4 illustre le schéma de principe d'une telle opération. Pour une séparation efficace, la membrane doit être très perméable au dioxyde de carbone, qui la traverse sous l'effet de la pression, et très peu perméable au méthane.



**Figure 4** : schéma de principe de séparation par membrane.

## **II. 3. 2. Décarbonatation du gaz naturel par adsorption**

C'est un procédé pour capturer les gaz acides. Il utilise un adsorbant solide pour capter les gaz acides et l'élimination se fait par réaction chimique ou par liaison ionique entre le solide et le gaz.

Les adsorbants les plus courants sont :

- Oxyde de fer
- Oxyde de zinc

# Chapitre II

- Tamis moléculaire (zéolite)

## **Fonctionnement de l'adsorption:**

L'adsorbant possède une structure microporeuse qui retient sélectivement les gaz acides. Lorsque le lit d'adsorption est saturé, le gaz acide est retiré par régénération. Un gaz non corrosif chaud est alors envoyé à travers le lit [6].

## **Le tamis moléculaire :**

Le tamis moléculaire est adapté à l'élimination de faibles concentrations de CO<sub>2</sub> dans le gaz naturel. Il utilise une zéolite cristalline synthétique pour capturer les impuretés du gaz.

## **Liaison ionique avec les molécules polaires :**

Les molécules de gaz polaires, comme le H<sub>2</sub>S, forment une liaison ionique faible avec le site actif de l'adsorbant.

## **II.3.3. Décarbonatation par absorption**

L'industrie utilise plusieurs techniques pour séparer les gaz acides. Parmi les plus importantes, on trouve l'absorption dans une phase liquide.

Trois grandes familles de procédés existent :

- Absorption chimique : Le gaz acide réagit avec un solvant liquide pour former un composé chimique.
- Absorption physique : Le gaz acide se dissout simplement dans le solvant liquide.
- Procédés hybrides : Ils combinent les deux techniques pour une meilleure efficacité.

## **Avantages de l'absorption :**

Les principaux avantages de l'absorption :

- Efficacité : Permet d'éliminer une grande variété de gaz acides.
- Flexibilité : Adaptable à différents types de gaz et de conditions d'exploitation.

# Chapitre II

- Coût : Relativement économique par rapport à d'autres techniques.

Les principales Inconvénient de l'absorption :

- **Corrosion** : Les solvants peuvent être corrosifs pour les équipements.
- **Pollution** : Génération de sous-produits qui peuvent polluer l'environnement.
- **Consommation \*d'énergie** : Nécessite de l'énergie pour chauffer ou refroidir le solvant.

**Choix du procédé :**

Le choix du procédé d'absorption dépend de plusieurs facteurs parmi eux :

- Type de gaz acide à éliminer
- Concentration du gaz acide
- Débit du gaz
- Conditions d'exploitation
- Le Coût

❖ **Rappel théorique sur l'absorption:**

L'absorption : C'est une technique utilisée pour séparer les gaz

L'absorption est un procédé qui permet de séparer les gaz d'un mélange. Il repose sur la capacité de certains corps, appelés absorbants, à retenir sélectivement certains gaz.

Comment fonctionne l'absorption ?

Le procédé met en contact un gaz avec un liquide, appelé solvant. Le gaz se dissout ensuite dans le solvant, selon ses propriétés chimiques et physiques.

Donc, il ya Deux types de gaz : le premier c'est le gaz que l'on souhaite séparer et le deuxième c'est le gaz inerte qui n'est pas absorbé.

Récupération du gaz :

# Chapitre II

Après l'absorption, le gaz peut être récupéré du solvant par un procédé appelé désorption.

## Applications :

L'absorption est utilisée dans de nombreuses industries, notamment :

- **Industrie chimique** : Pour purifier les gaz et les produits chimiques.
- **Industrie pétrolière et gazière** : Pour éliminer les gaz acides du gaz naturel.
- **Industrie agroalimentaire** : Pour extraire les arômes et les parfums.

## ❖ Absorption physique :

C'est le lavage des gaz acides par solvants organiques dont le principe consiste à dissoudre les gaz acides de manière préférentielle aux autres composants du gaz par ces solvants organiques.

Avantages par rapport aux amines : Ils sont nombreux parmi eux :

- Alternative intéressante : Offre une alternative aux procédés utilisant des amines.
- Schéma de principe similaire : Fonctionne de manière similaire aux solvants chimiques.
- Efficacité accrue : Permet d'éliminer une grande quantité de gaz acide.
- Faible consommation d'énergie : Nécessite moins d'énergie pour la régénération.

Conditions d'utilisation:

Les conditions sont :

- Pression partielle élevée : Convient aux gaz à pression partielle supérieure à 3,5 bars.
- Faible concentration d'hydrocarbures lourds : Fonctionne mieux avec des gaz peu chargés en hydrocarbures lourds.

Procédés de lavage par solvants organiques :

Les procédés de lavage par solvant organiques sont les suivantes :

- Procédé Fluor (carbonate de propylène): Breveté par Fluor Corporation.
- Procédé Selexol (diméthyléther de polyéthylène glycol): Breveté par Union Carbide.

# Chapitre II

- Procédé Rectisol (méthanol): Développé par Lurgi et Linde AG.
- Procédé Purisol (N-méthyl-2-pyrrolidone (NMP): Développé par Lurgi pour Ralph M. Parsons Company.
- Procédé Catasol : Développé par Eickmeyer and Associates.

Regeneration du solvant : la regeneration du solvant fonctionne par :

- Flash multi-étage à basse pression : Technique courante pour la régénération.
- Gaz inerte à basse température : Alternative possible pour la régénération.
- Chauffage de la solution : Méthode moins utilisée pour la régénération.

**Tableau 6** : solvants d'absorption physique

Procédé	Fluor	Purisol	Selexol	IFPxol
Solvant physique	Carbonate de Propylène (PC)	N-Méthyl-2 pyrrolidone (NMP)	Diméthyléther de polyéthylène glycol (DEPG)	Méthanol
Masse Moléculaire	102	99	280	32
Congélation °C	-48	-24	-28	-92

## ❖ Absorption chimique :

L'absorption chimique dans le traitement des gaz acides est comme suit :

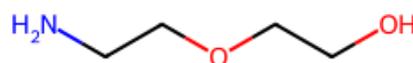
- Élimination des composés acides : Cette technique permet de retirer les acides présents dans les gaz grâce à une réaction chimique.
- Réaction avec une base : Cette réaction implique une base dissoute dans un solvant qui neutralise les acides.
- Diversité des bases : Différentes bases peuvent être utilisées selon les besoins et les propriétés du gaz à traiter.

## Alcanolamines

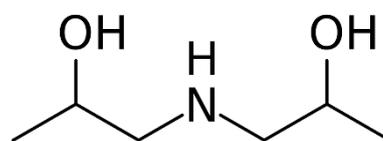
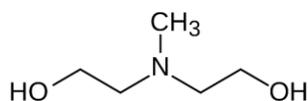
# Chapitre II

Les amines peuvent être classées en trois grandes familles : les amines primaires, secondaires et les tertiaires. On trouve notamment : la monoéthanolamine (MEA, alcanolamine primaire), la diglycolamine (DGA, alcanolamine primaire) la diéthanolamine (DEA, alcanolamine secondaire), la diisopropanolamine (DIPA, alcanolamine secondaire) et la methyldiethanolamine (MDEA, alcanolamine tertiaire).

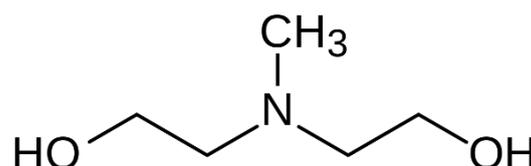
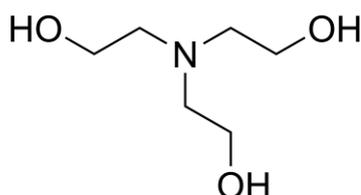
- Amine primaire



- Amine secondaire



- Amine tertiaire

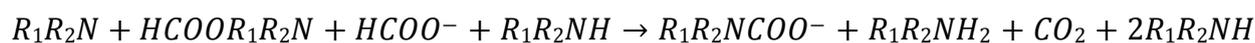


A l'équilibre en solution aqueuse, les réactions entre les gaz acides ( $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{S}$ ) et les alcanolamines ( $\text{R}_1\text{R}_2\text{R}_3\text{N}$ ) peuvent être décrites par l'intermédiaire des équilibres chimiques suivants :

## Réactions chimiques : Amines et $\text{CO}_2$

- **Amines Primaires et Secondaires :**

Formation de sels de carbamate



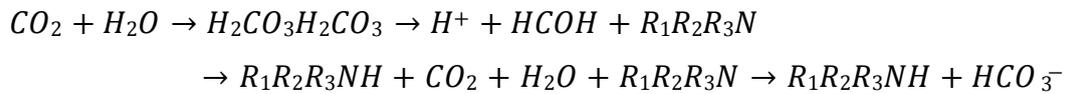
- Réaction rapide

- 1 mole d'amine réagit avec 0.5 moles de  $\text{CO}_2$

# Chapitre II

## • Amines Tertiaires

Formation uniquement de bicarbonate



- Réaction lente

- 1 mole d'amine réagit avec 1 mole de CO<sub>2</sub> [6].

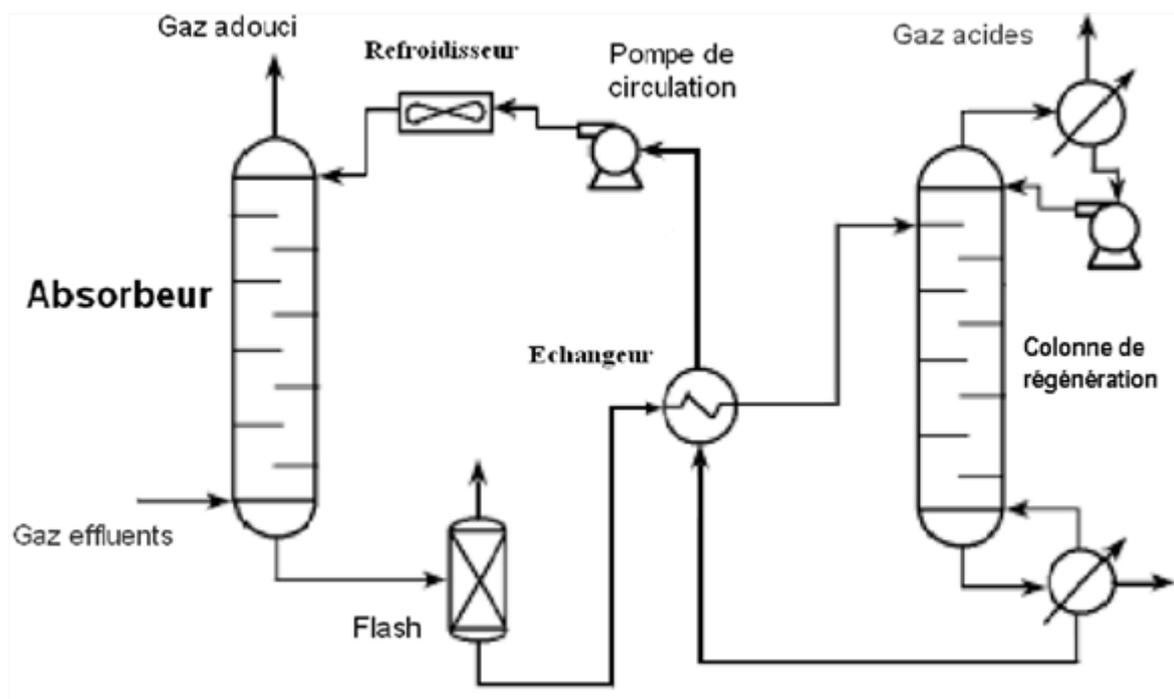


Figure 5 : Schéma du procédé d'absorption/désorption de gaz

**Les caractéristiques physiques de chaque solvants sont représenté par le tableaux suivant :**

# Chapitre II

**Tableau 7 : propriétés physiques de quelques solvants utilisés pour le traitement du gaz**

Nom du composé	Monoéthanol Amine	Diéthanol Amine	Triéthanol Amine	Diglycol Amine	Diisopropanol Amine
Formule	HOC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> NH <sub>2</sub>	(HOC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> NH	(HOC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> N	H (OC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> NH <sub>2</sub>	(HOC <sub>3</sub> H <sub>6</sub> ) <sub>2</sub> NH
Etat physique	Liquid	105.14	148.19	105.14	133.19
Couleur	Incolore	269.00	360.0	221.11	248.72
Odeur	Ammoniacale	28.00	22.39	-12.50	42.00
Masse Moléculaire	61.08 (G/mol)	105.14 (G/mol)	148.19 (G/mol)	105.14 (G/mol)	133.19 (G/mol)
Temp d'ébullition à 1atm °C	170.50	269.00	360.0	221.11	248.72
T Congélation	10.50	28.00	22.39	-12.50	42.00
Viscosité (CP)	24.1(20°C)	350(20°C)	1013(20°C)	40(15.56°C)	870(30°C)
Point de Fusion	10.03 C°	28 C°	19 C°--21 C°	-12 C°	33 C°
Densité $D_{4}^{20}$	1.018	1.09	1.13 C°	1.05	0.989

## Procédés par solvants mixtes

### Les solvants mixtes :

Il s'agit d'associer un solvant chimique et un solvant physique au sein d'un même produit. Cette combinaison tire parti des caractéristiques complémentaires de chaque type de solvant pour offrir des avantages uniques. D'une part, le solvant chimique apporte une grande capacité d'absorption pour les faibles pressions partielles ce qui permet d'éliminer efficacement les gaz acides, même lorsqu'ils sont présents en petites quantités. D'autre part, le solvant physique permet de réduire l'énergie de régénération nécessaire. Cela se traduit par des économies d'énergie et une réduction des coûts d'exploitation.

En plus de ces avantages principaux, les solvants mixtes offrent également :

# Chapitre II

- Meilleure élimination d'autres contaminants, tels que le CS<sub>2</sub>, le COS et les mercaptans.
- Propriétés physiques et chimiques plus précises et contrôlables.
- Réduction des risques d'inflammabilité et de toxicité [3].

## **II.4. La section de la décarbonatation**

Section de décarbonatation est un élément important pour la performance du complexe GL2/Z [1] qui comporte six trains de traitement du gaz naturel, chacun est équipé d'une section de décarbonatation.

Le gaz naturel d'alimentation arrive à l'usine et est ensuite distribué aux six trains via un réseau de canalisations. Le schéma de procédé d'élimination du CO<sub>2</sub> est détaillé en annexe N°1. La section de décarbonatation utilise une solution de monoéthanolamine (MEA) qui élimine le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) présent dans le gaz naturel jusqu'à une teneur résiduelle en CO<sub>2</sub> inférieure à 70 ppm. Une concentration trop élevée en CO<sub>2</sub> entraîne sa cristalliser dans les circuits cryogéniques du procédé. Cela peut provoquer un bouchage des réfrigérants et de l'échangeur cryogénique principal, ce qui entraîne l'arrêt du train de traitement. Le dégivrage des équipements à basse température est une opération complexe et chronophage. L'arrêt du train de traitement se traduit donc par une perte de production importante et un manque à gagner substantiel.

### **II.4.1. Description de la section de Décarbonatation :**

**II.4.1.1. Système de décarbonatation** c'est un procédé d'épuration du gaz naturel qui est La séparation des hydrocarbures liquides il commence avec l'arrivée du gaz naturel à température ambiante à 42 bars dans le ballon X31-F. Ils sont alors séparés du gaz, qui est ensuite acheminé vers le préchauffeur X31-C, où il est chauffé à 38°C avec de la vapeur. Le processus de déshumidification et d'absorption du CO<sub>2</sub> débute par le passage du gaz naturel à travers le démercuriseur X42D pour éliminer le mercure. Ensuite, le gaz est humidifié afin de se saturer en eau avant d'entrer dans l'absorbeur X31-E par le fond, traversant 29 plateaux. Une solution pauvre de MEA (monoéthanolamine) à 38°C est injectée par le 5ème plateau. Le gaz monte à contre-courant de la solution MEA, permettant à cette dernière d'absorber le CO<sub>2</sub> et de former une solution riche en CO<sub>2</sub>. Le gaz naturel appauvri en CO<sub>2</sub> (70 ppm) est évacué par le haut

# Chapitre II

de l'absorbeur pour être dirigé vers l'étape de séchage, qui est La séparation des hydrocarbures dissous se déroule lorsque la solution riche en CO<sub>2</sub> quitte l'absorbeur par le fond pour entrer dans le ballon X37-F à 43°C. La vaporisation instantanée libère la plupart des hydrocarbures dissous, tandis que les hydrocarbures lourds liquides sont dirigés vers le système de rejet. Le lavage à l'eau et le recyclage de la MEA se réalisent grâce aux quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur, qui lavent le gaz avec de l'eau pour récupérer la MEA vaporisée. Une pompe maintient un débit d'eau de 17 m<sup>3</sup>/h, avec une quantité d'eau d'appoint ajoutée avant le premier plateau. Une quantité équivalente d'eau est soutirée et injectée en aval du préchauffeur.

Le contrôle du niveau de MEA et le fonctionnement de l'absorbeur sont assurés de manière à maintenir un niveau de MEA suffisant pour un fonctionnement efficace. Le gaz naturel remonte sous pression dans la solution MEA sous forme de bulles, et le niveau de la solution riche en CO<sub>2</sub> est régulé par la pression différentielle, permettant ainsi d'extraire le maximum de CO<sub>2</sub> du gaz d'alimentation.

## **I.4.1.2. Regeneration de la solution MEA**

Le processus débute avec le chauffage, à 102°C, de la solution MEA enrichie en CO<sub>2</sub> provenant du ballon X37-F dans les échangeurs X33-C1/C2/C3/C4. La solution chaude est ensuite introduite en tête de la tour de régénération, qui comprend 25 plateaux perforés. La tour de régénération opère à 110°C et 1,0 bar de pression (en fond de colonne). Le rebouilleur X34-C élève la température de la solution à l'aide de vapeur à 4,5 bars. Le CO<sub>2</sub> est extrait de la solution MEA riche et monte dans la tour, tandis que la solution MEA pauvre est régénérée et redescend dans la tour. Le CO<sub>2</sub> passe ensuite dans le condenseur X35-C, où la vapeur d'eau est condensée à 60°C. Le condensat est séparé dans le ballon X33-F, et le CO<sub>2</sub> gazeux, avec une trace de vapeur d'eau, est évacué vers l'atmosphère. Pour minimiser la corrosion, un faible débit de solution MEA pauvre est injecté dans la vapeur. L'eau condensée et l'eau d'appoint, provenant du lavage de l'absorbeur, sont renvoyées au régénérateur.

La solution MEA pauvre est refroidie à 60°C dans les échangeurs X33-C1/C2/C3/C4, puis à 38°C par l'eau de mer dans le refroidisseur X32-C où elle est, ensuite, pompée vers le 5ème plateau de l'absorbeur de CO<sub>2</sub> pour être recyclée.

# Chapitre II

## **II.4.1.3. Rebouilleur du régénérateur :**

Le processus de chauffage du régénérateur par le rebouilleur commence par l'écoulement par gravité de la solution MEA du 25ème plateau vers le rebouilleur X34-C. La vapeur à 4,5 bars est désurchauffée par l'eau d'alimentation des chaudières avant d'entrer dans le rebouilleur. La vapeur chauffe la solution et extrait le CO<sub>2</sub>.

Pour garantir un fonctionnement optimal, le rebouilleur est équipé d'un pot de condensat, dont le niveau est contrôlé par LIC-121. Ce contrôle assure que le condensat recouvre les tubes du rebouilleur, maintenant ainsi une efficacité maximale. Dès le niveau optimal est atteint, le condensat est évacué par la vanne LV-121 vers le collecteur de condensat.

## **II.4.1.4. Filtration du MEA pauvre et riche :**

La filtration de la solution MEA est essentielle pour prévenir la contamination et garantir le bon fonctionnement du système.

La filtration élimine les impuretés solides et la solution MEA, pauvre et riche, et évite la formation de mousse dans l'absorbeur et le régénérateur. Pour cela, un filtre à charbon (32-F) est utilisé pour la solution MEA pauvre et deux filtres à cartouches (31-L et 75-L) montés en série pour la solution MEA riche. Environ 5% du débit de la solution MEA pauvre est traité par le filtre à charbon, tandis que 10% du débit de la solution riche est filtré par les filtres à cartouches. Le fonctionnement du filtre à charbon implique le passage de la solution à travers le lit de charbon actif de haut en bas, où les impuretés sont retenues.

La solution filtrée est ensuite mélangée à la solution pauvre non filtrée avant d'être dirigée vers l'absorbeur. Concernant la filtration de la solution MEA riche, son but est de retenir les particules solides, le tartre, la boue et les produits corrosifs pour protéger le ballon de séparation des hydrocarbures. La solution MEA filtrée rejoint la solution non filtrée avant d'atteindre le ballon de séparation. Ces mesures offrent plusieurs avantages, notamment l'amélioration de la qualité de la solution MEA, la protection des équipements contre la contamination et la réduction des risques de maintenance. En outre, le contrôle manuel du débit permet d'assurer une filtration efficace tout en maintenant une performance optimale du système.

## **II.4.1.5. Vaporisateur de solvant :**

# Chapitre II

Le vaporisateur de MEA joue un rôle crucial dans la purification et le nettoyage de la solution. Fonctionnant à hauteur de 3% du débit de la solution MEA pauvre, soit  $2 \text{ m}^3/\text{h}$ , Il se charge d'éliminer les produits corrosifs et les impuretés non volatiles. La vapeur ainsi produite est ensuite injectée dans le régénérateur en dessous du 25ème plateau. Pour éviter l'entraînement du liquide, un séparateur est mis en place, récupérant les liquides entraînés pour les renvoyer vers le vaporisateur. Le contrôle de la température de sortie de la vapeur est essentiel afin d'éviter la vaporisation des impuretés, garantissant ainsi un processus de purification efficace et sûr.

## **II.4.1.6. Système de stockage et puisard de MEA :**

Le stockage et le recyclage de la solution MEA sont essentiels pour le bon fonctionnement du système de traitement. Trois réservoirs de stockage de MEA, chacun d'une capacité de  $128,5 \text{ m}^3$ , sont déployés pour approvisionner six unités de décarbonatation, deux par réservoir, couvrant les trains 1-2, 3-4 et 5-6. Pour maintenir une pression positive et empêcher l'entrée d'air, de l'azote est injecté dans les réservoirs, qui sont équipés d'indicateurs de niveau, de pression et de température. Parallèlement, le puisard de MEA collecte les fuites et les purges de MEA du système et mélange la solution aqueuse de MEA pour la charge initiale et fournit l'appoint en MEA à l'unité de traitement. Le fonctionnement implique la dilution du MEA avec du condensat pour obtenir une solution à 15% pour la transférer ensuite dans le réservoir de stockage. Le puisard reçoit les purges des différentes unités du système, et sa pompe envoie la solution MEA à différents points selon les besoins. Ces dispositifs offrent plusieurs avantages, parmi eux le stockage et le recyclage la solution de MEA, la prévention des fuites et des émissions, ainsi qu'un contrôle et une surveillance renforcés du système, assurant ainsi un fonctionnement optimal et durable.

## **I.4.1.7. Système de lavage à l'eau :**

Les étages supérieurs de l'absorbeur, équipés d'un système de lavage à l'eau, permettent de récupérer la monoéthanolamine (MEA) qui s'est transformée en vapeur et est présente dans le gaz.

## **II.4.1.8. Système d'injection anti-mousse :**

## Chapitre II

L'unité d'injection d'anti-mousse vise à éliminer ou réduire l'émulsion présente dans la solution de MEA. Cette unité est composée d'un réservoir muni d'un indicateur visuel de niveau et d'un mélangeur installé sur le dessus pour agiter le contenu. L'agent anti-mousse est ajouté au réservoir via un petit tuyau de remplissage situé en haut, tandis que la quantité souhaitée de condensat est introduite par la ligne de condensat, également située au sommet du réservoir. Une pompe doseuse (132-LJ) aspire le mélange du fond du réservoir, à travers un filtre, et l'injecte au niveau de l'aspiration de la pompe de circulation de MEA (131-J). Le débit d'injection de la solution anti-mousse dans la solution de MEA en circulation est déterminé en fonction des conditions d'exploitation en cours. Un indicateur de pression (IP) est installé sur le refoulement de la pompe pour surveiller la pression. En cas de surpression, une soupape de sécurité renvoie le surplus vers le bac.

# Chapitre III

## **Chapitre III** **Problématique**

# Chapitre III

## **III.1 Problématique**

Le traitement du gaz naturel dans les trains de liquéfaction est important pour garantir sa conformité à des spécifications strictes avant refroidissement et liquéfaction et prévenir les problèmes de bouchage et de corrosion.

Le complexe GL2/Z, pour la liquéfaction du gaz naturel, possède une unité de décarbonatation utilisant un principe, une solution aqueuse de MEA, pour éliminer le CO<sub>2</sub> présent dans le gaz naturel. La solution aqueuse circule en circuit fermé et nécessite des appoints fréquents, généralement de l'eau.

Durant notre stage dans cette unité nous avons constaté, au niveau du train 100, une consommation excessive de MEA due à des pertes qui représentent une contrainte pour le processus de liquéfaction.

A la suite de ce constat, nous nous sommes penchés sur la question pour essayer de trouver une solution.

## **III.2 Introduction**

Le circuit de la solution MEA subit des pertes dues à l'entraînement par le gaz d'alimentation et aux perturbations des paramètres de fonctionnement. Ces pertes nécessitent des appoints fréquents pour les compenser.

Une analyse de la consommation mensuelle de MEA des trains 100 et 300 révèle un écart important par rapport au design (200 kg/mois) pour le train 100.

Suite à cela, nous nous sommes fixés comme objectif du présent travail l'identification des causes de cet écart pour proposer des solutions.

## **III.3 Récolte des données des trains 100 et 300**

L'analyse de la consommation de MEA des trains 100 et 300, en phase de production, a été fournie par les cahiers de quart des zones 1, regroupant les trains 100 et 200, et la zone 2, regroupant les trains 300 et 400. Ces cahiers documentent les événements et interventions sur chaque train. Les analyses des cahiers a dégagé les résultats suivant (tableau N°) durant la période qui s'étale du 14/01/2024 au 31/03/2024.

# Chapitre III

**Tableau 8 : préparation réalisée de la solution MEA**

Date de Préparation	Nbre de fûts consommés au TRN100	Observation	Date de Préparation	Nbre de fûts consommés au TRN300	Observation
10-01-2024	04	En production stable	31-01-2024	03	Démarrage
07-02-2024	04	En production stable	02-2024	00	En service
08-02-2024	10	En production stable	18-03-2024	05	Démarrage
15-02-2024	08	En production stable	19-01-2024	10	Démarrage
17-02-2024	04	En production stable			
22-02-2024	05	En production stable			
01-03-2024	06	En production stable			
14-03-2024	10	En production stable			

Le tableau suivant regroupe la consommation de la solution MEA chaque mois :

**Tableau 9 : consommation mensuelle de la solution MEA**

MOIS	Consommation mensuelle de fûts TRN100	Consommation mensuelle de fûts TRN300
Janvier	04	03
Février	27	00
Mars	16	15
Moyenne	<b>15.66 fûts/mois</b>	<b>06 fûts/mois</b>

La consommation mensuelle d'un train dans le cas du design est 200kg (1 fût).

Les tableaux ci-dessus montrent une différence de consommation entre les trains 100 et 300.

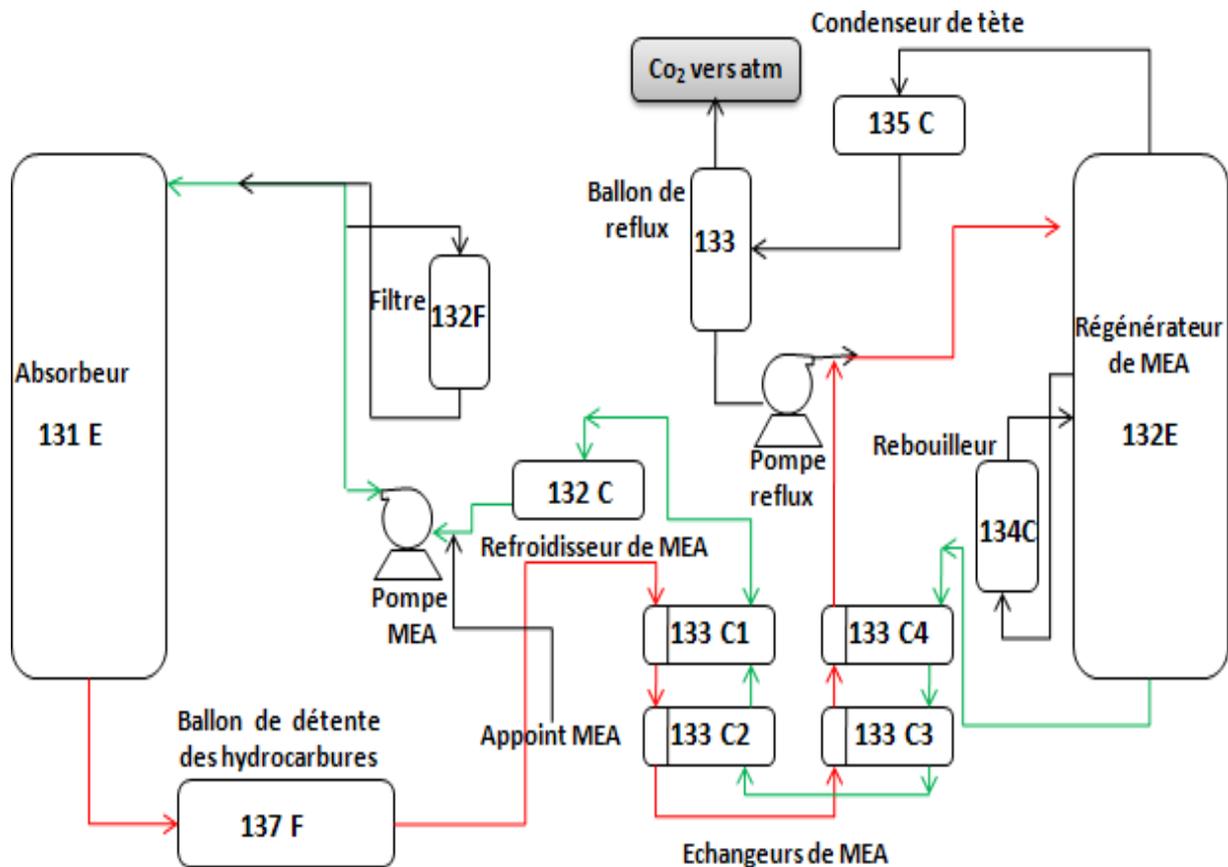
Le train 100 présente une consommation inférieure à la tolérance, tandis que le train 300 a

# Chapitre III

connu une surconsommation justifiée par ses démarrages fréquents. C'est pourquoi notre étude s'est concentrée sur le train 100.

## III.4 Points probables de pertes de la solution MEA

Pour identifier les sources de pertes MEA, nous avons examiné tous les points du circuit de l'unité de décarbonatation où ces pertes peuvent se produire. Le schéma ci-dessous (figure N°) et la liste numérotée ci-jointe présentent ces points probables :



**Figure n°1** : ce schéma montre les pertes probables de la solution MEA

### Liste numérotée :

1. Fuites extérieures de MEA.
2. Percement des échangeurs à EDM au niveau des échangeurs X32C et X35C.
3. Perte MEA par entrainement avec le gaz à traité (sortie de tête de l'absorbeur).

# Chapitre III

4. Perte possible à travers la vanne PV104B vers fioul gaz (vanne de dégagement des hydrocarbures du ballon de détente vers le réseau FG).
5. Perte possible lors de dégagement du CO<sub>2</sub> vers atmosphère (tête du ballon de reflux)

## **III.5 Vérification des hypothèses**

### **1. Fuites extérieures de MEA**

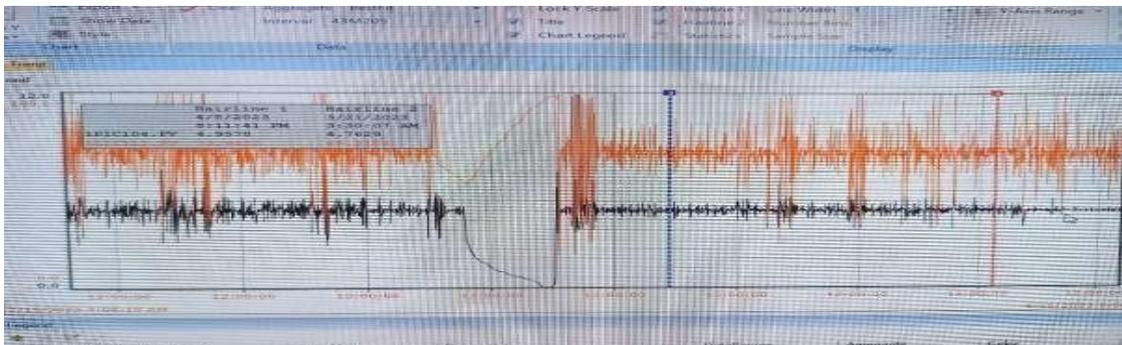
Afin de valider cette première hypothèse, nous avons effectué une inspection visuelle du circuit de l'unité de décarbonatation, en insistant sur les brides, les boîtes des échangeurs et la tuyauterie. Les résultats n'ont révélé aucune fuite extérieure, ce qui permet d'exclure l'hypothèse de la fuite externe.

### **2. Percement des échangeurs à EDM à savoir le X32C et le X35C**

Étant donné que la pression du circuit EDM (1,8 bar) est supérieure à celle du circuit MEA (1,2 bar), en cas de perforation, une infiltration d'EDM vers le circuit MEA ce produira et non l'inverse. Par conséquent, cette probabilité a été écartée.

### **3. Perte au niveau de la vanne PV104B)**

La solution MEA, après contact avec le gaz naturel, se charge d'une quantité d'hydrocarbures qui seront ensuite séparés dans le ballon de détente 137F. La MEA issue de la colonne d'absorption est détendue de 41 bars à 4,9 bars avant d'entrer dans le ballon. Cette détente permet la séparation des hydrocarbures, qui se retrouvent en tête de ballon. La pression et le niveau du ballon sont des paramètres importants pour ajuster la composition des phases liquide et gazeuse. La pression est mesurée par l'indicateur PIC104 et le niveau par l'indicateur LIC112 (figure N°2).



**Figure N°2 : Paramètres agissant sur de la qualité de la séparation.**

# Chapitre III

Ce trend montre que les deux paramètres agissant sur la qualité de séparation sont stables et sont conformes. Par conséquent la probabilité de pertes MEA à travers la PV104B est éliminée

## 4. Perte de MEA par entraînement au gaz à traité

Pour évaluer l'entraînement de la solution MEA dans la colonne d'absorption, nous avons analysé son historique de fonctionnement suivi de l'évolution de sa concentration en différents points clés (entrée, sortie et fond de la colonne 141F). les résultats sont classé au tableau (N°10) suivant :

**Tableau 10 :** ce tableau montre des analyses de la solution MEA au niveau de laboratoire

Date	Analyse	TRN100
10/03/2024	MEA PAUVRE	15.63
	MEA RICHE	15
11/03/2024	MEA PAUVRE	13.50
	MEA RICHE	13.75
12/03/2024	MEA PAUVRE	13.75
	MEA RICHE	13.88
13/03/2024	MEA PAUVRE	14.38
	MEA RICHE	13.75
14/03/2024	MEA PAUVRE	13.38
	MEA RICHE	13.75
15/03/2024	MEA PAUVRE	12
	MEA RICHE	12.75

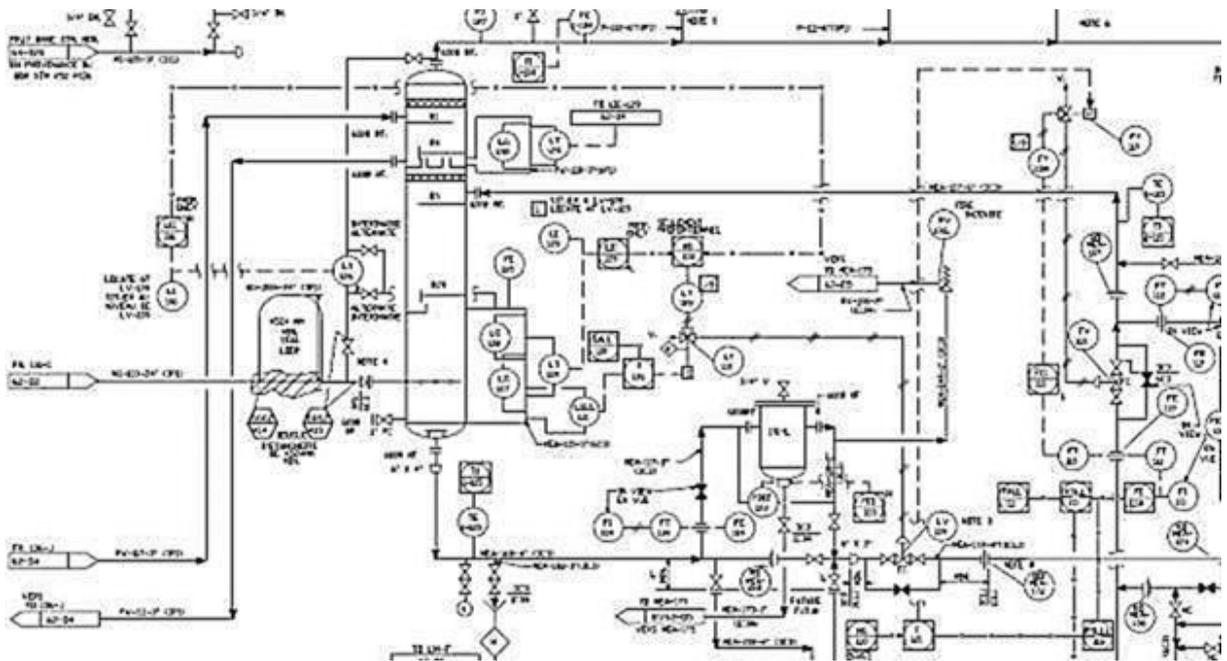
# Chapitre III

Ce tableau montre une légère déconcentration de la solution MEA dans l'absorbeur du train 100. Cela pourrait signifier que la solution MEA est entraînée par le gaz d'alimentation.

Les analyses de la journée du 17/04/2024 ont également montré la présence de MEA dans le ballon X41F (0,5%), ce qui confirme l'entraînement de la solution.

## ❖ Etudes de performance des colonnes d'absorption « 131E » :

La figure suivante représente le schéma P&ID de la colonne d'absorption



**Figure N°3 :** Schéma P&ID de la colonne d'absorption (Voir annexe N°2)

L'analyse de la performance de la colonne d'absorption repose sur le suivi de plusieurs paramètres. Ces paramètres peuvent influencer le fonctionnement de la colonne ou être impactés par un fonctionnement anormal.

Ces paramètres sont listés dans le tableau ci-dessous :

# Chapitre III

**Tableau 11** : les paramètres de fonctionnement de la colonne d'absorption

Paramètre	Tag	Design
Niveau de la colonne	LIC109	70%
Pression de la colonne	PIC101	De 41 bars à 42 bars
Température de la colonne	TIC114	38°C
Débit GN entrant dans la colonne	FIC101	De 250000m <sup>3</sup> /h à 300000 m <sup>3</sup> /h
Débit solution MEA entrant de la colonne	FIC110	De 45m <sup>3</sup> /h à 64m <sup>3</sup> /h
Niveau de l'eau de lavage	LIC129	0% ( <b>vu que cette unité est HS</b> )
Teneur de CO2 à la sortie du GN	AI201	<70ppm

L'historique des données de process (PHD) a été utilisé pour analyser le comportement des paramètres sur une période de deux mois, du 15/01/2024 au 15/03/2024. Les résultats obtenus sont présentés à la figure N°4.

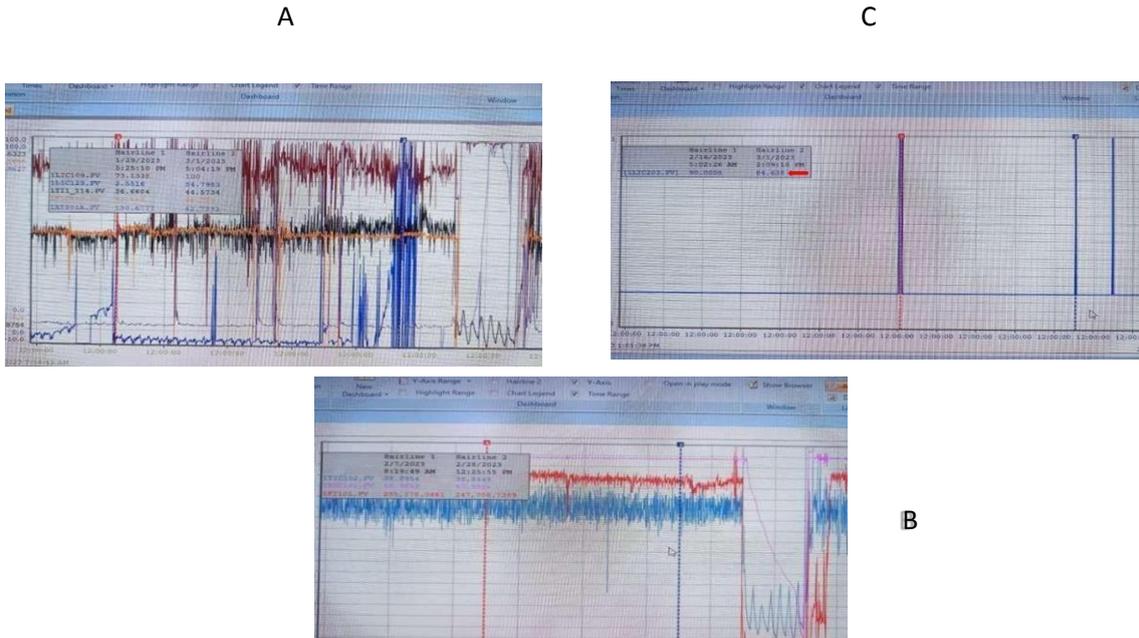
L'analyse des deux figures (figure N°4) montrent l'évolution des paramètres de fonctionnement de la colonne d'absorption et permet de formuler les observations suivantes :

1. Stabilité des paramètres liés au gaz naturel : La pression, le débit et la température du gaz naturel sont stables et ne présentent aucune variation susceptible d'affecter la colonne. (Figure n°4 B)
2. Stabilité du débit et de la température du solvant : Le débit et la température du solvant demeurent stables durant la période analysée. (Figure n°4 C)
3. Augmentation de la teneur en CO2 du gaz à la sortie de l'absorbeur : Une augmentation de la teneur en CO2 est observée, atteignant 150 ppm le 29/01/2024 à 05h25 PM.
4. Instabilité du niveau de la colonne : Le niveau de la colonne est instable, malgré le mode automatique du LIC109. (Figure n°4 A)

# Chapitre III

5. Présence d'eau de lavage dans la partie supérieure de la colonne : Le niveau élevé dans la partie supérieure, dédiée à l'eau de lavage (supposée inactive), indique la présence d'un entraînement de MEA par le gaz (atteignant 84,7% le 01/03/2024 à 05h04 PM).

6. Confirmation de l'entraînement de MEA par le niveau du ballon 141F: L'augmentation du niveau du ballon 141F à plusieurs reprises confirme l'entraînement de MEA par le gaz, comme illustré dans le graphique ci-dessus.(figure n°4)



**Figure 9 : représentation** graphique du niveau de ballon 141F

## **III.5.5. Perte lors de dégagement du CO<sub>2</sub> vers atmosphère (tête du ballon de reflux)**

En 2022, l'unité de décarbonation a connu un dysfonctionnement ayant entraîné des perturbations des paramètres de fonctionnement et son arrêt.

Avant d'analyser et d'interpréter les résultats obtenus, il est important de noter que la fiabilité des mesures des instruments a été vérifiée par l'équipe des techniciens instrumentistes. Cette vérification a porté sur :

- La vanne FV110
- La vanne FV108 et le transmetteur de débit FT108
- Le transmetteur de niveau LT116
- Le transmetteur de pression différentielle PDT105

# Chapitre III

Afin d'approfondir l'analyse des données, une investigation a été menée sur l'historique de l'état de la colonne de régénération "132E". Le système GATIOR a été utilisé pour exporter le rapport de la dernière inspection interne effectuée en 2022 (voir annexe N°03).

L'analyse des données et des rapports d'inspection suggère que le rebouilleur se désamorce fréquemment en raison d'un débit insuffisant du fluide dans les tubes du MEA. Le niveau de MEA au fond de la colonne étant confirmé, il est déduit que la MEA emprunte un chemin alternatif au rebouilleur (voir annexe N°3). La MEA ne peut s'échapper qu'à travers le plateau récepteur pour ensuite passer par le rebouilleur "134-C".

Ce phénomène est corroboré par le rapport d'inspection visuelle des plateaux de la colonne réalisée par INP le 16/02/2022, qui montre que les plateaux sont détachés.

Ci-après les observations issues de l'inspection interne du 16/02/2022 :

- Les trappes des plateaux N° 07 et 08 sont déformées (gonflements),
- Les trappes du plateau N° 11 sont pliées, fissurées détachés totales,
- Le plateau N° 12 côtés Ouest fissuré ainsi que leurs trappes fissurées et pliées,
- Les deux plateaux N° 18 côtés Ouest et Est fissurés ainsi que leurs trappes fissurées et pliées,
- Les trappes des plateaux N° 09 sont fissurés et plies,
- Les trappes des plateaux N° 14, 15, et 17 sont fissurés,
- Les extrémités des trappes des plateaux N° 12 et 16 plies,

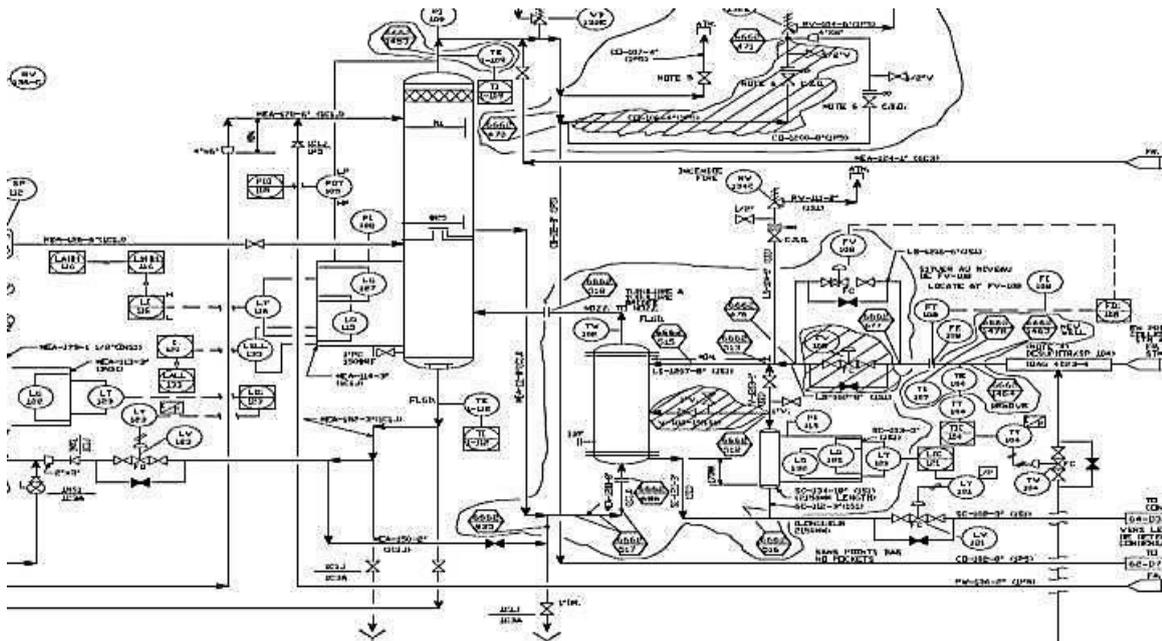
## - Les cheminées :

Les deux déflecteurs sont complètement détachés et présentent des ruptures métalliques au niveau des soudures reliant les fers plats de fixation.

La vérification de cette hypothèse nécessite le suivi des paramètres d'exploitation de la colonne de régénération. En effet, l'indisponibilité des prises d'échantillonnage au niveau de la sortie CO<sub>2</sub> vers l'atmosphère rend impossible l'analyse directe du gaz. Le schéma P&ID ci-dessous présente la colonne de régénération avec ses équipements. Ce schéma peut être utilisé pour identifier les points de mesure pertinents pour le suivi des paramètres d'exploitation.



# Chapitre III



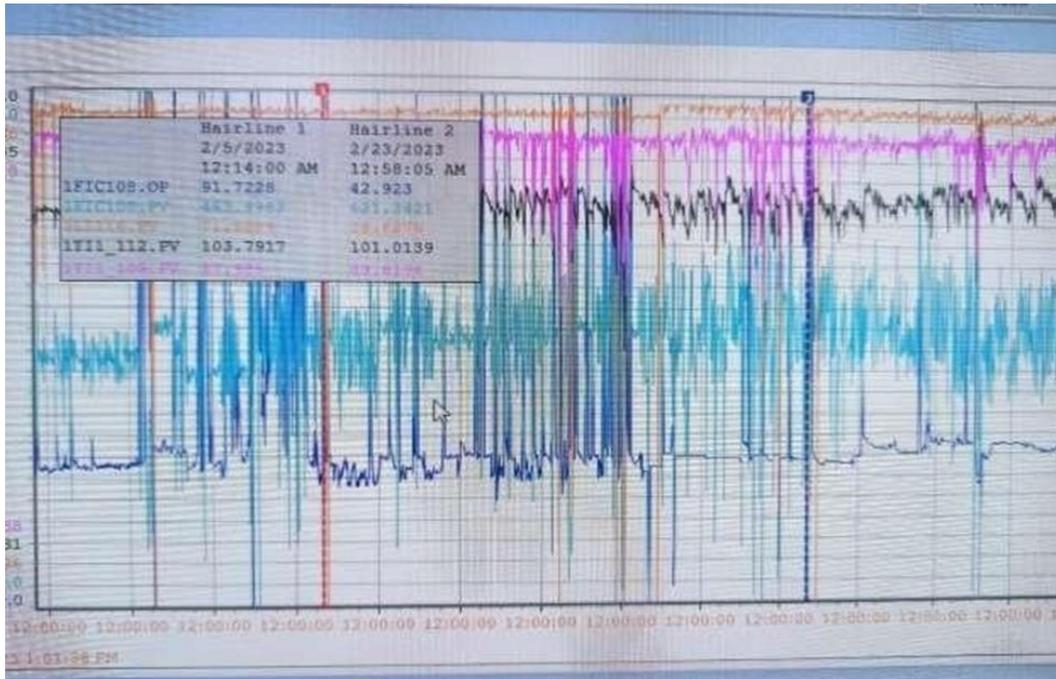
**Figure N°5 :** Schéma P&ID de la colonne (voir annexe N°4)

Le tableau ci-dessous représente les paramètres de fonctionnement de la colonne de Régénération « 132E » :

**Tableau 12 :** les paramètres de fonctionnement de la colonne de régénération

Paramètres	Tag	Design
Température de tête	TI1_109	107°C
Température de fond	TI1_112	118°C
Niveau de la colonne	LI116	100% → 150%
Débit de vapeur de rebouillage	FIC108	7000m <sup>3</sup> /h

# Chapitre III



**Figure N°6 :** L'analyse des paramètres d'exploitation de la colonne de régénération 132E

L'analyse de l'historique des paramètres d'exploitation de la colonne de régénération 132E révèle des anomalies par rapport aux valeurs normales de fonctionnement. Les principales observations sont :

Température de fond de colonne : La température est trop variable et généralement inférieure à la valeur normale de 118°C. Exemples de valeurs basses : 103.7917°C le 05/02/2024 à 12h14 AM et 101.0139°C le 23/02/2024 à 12h58 AM.

Température de tête : La température est également trop variable et inférieure à la valeur normale de 107°C. Exemples de valeurs basses : 87.985°C le 05/02/2024 à 12h14 AM et 89.6194°C le 23/02/2024 à 12h58 AM.

Débit de vapeur du rebouilleur : Le débit est instable et ne correspond pas à la valeur normale de 7000 Kg/h. Exemples de valeurs aberrantes : 463 Kg/h le 05/02/2024 à 12h14 AM et 623 Kg/h le 23/02/2024 à 12h58 AM.

Pertes de débit vapeur : Les tableautistes ont observé des pertes fréquentes de débit de la vapeur, notamment lorsque le niveau de la colonne diminue bien que la vanne d'alimentation soit pourtant largement ouverte (figure 5 A).

# Chapitre III

L'analyse des paramètres confirme la résurgence du problème rencontré l'année dernière, à savoir la destruction des plateaux inférieurs de la colonne de régénération, y compris le plateau récepteur. Cette destruction perturbe le cheminement du mélange à traiter (à séparer). Au lieu de passer par le rebouilleur, le mélange se retrouve au fond de la colonne, provoquant son dysfonctionnement. Pour remédier à ce problème et respecter les délais contractuels et les accords internationaux, il est impératif de rétablir le fonctionnement de la colonne. La solution proposée consiste à augmenter la quantité d'appoint jusqu'à atteindre le niveau d'entrée du rebouilleur. Le mélange à séparer sera ensuite alimenté progressivement dans le rebouilleur. Cette procédure permettra à la colonne de retrouver son fonctionnement normal.

La figure du trend illustre le phénomène du fonctionnement actuel.

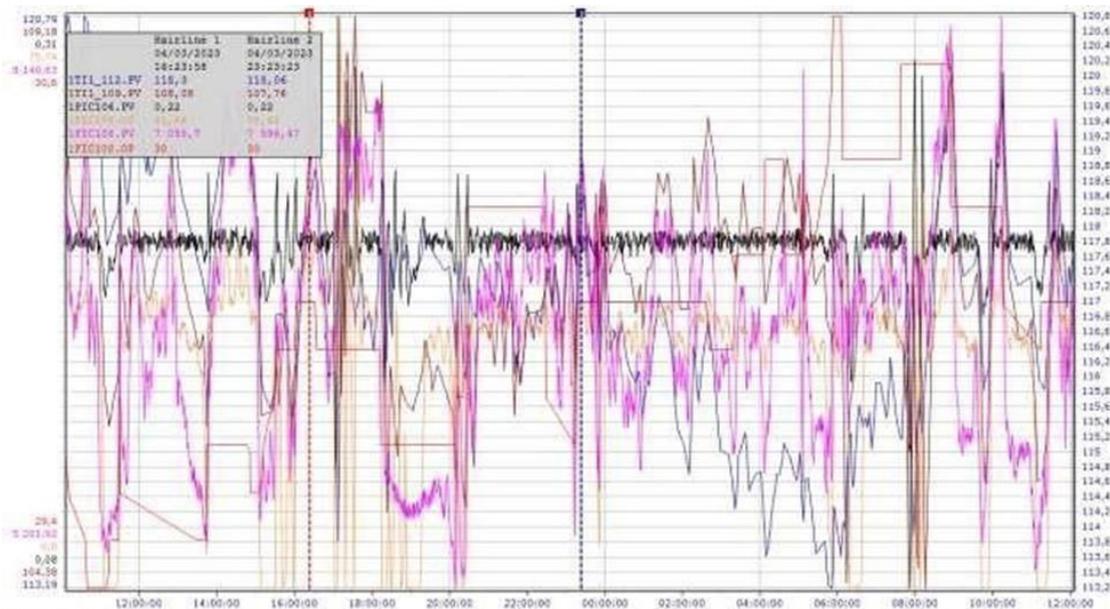


Figure N°7 : trend qui montre le phénomène du fonctionnement actuel de la colonne.

## Chapitre IV

# **Chapitre IV**

## **Simulation du procédé décarbonatation et de régénération**

# Chapitre IV

## **Chapitre IV : Simulation du procédé de Décarbonation et de Régénération**

### **IV.1. Introduction**

La simulation est un outil pour la conception préliminaire de procédés et permet de résoudre les équations d'équilibres de masse et d'énergie, de calculer les débits, la composition, la température, la pression et les propriétés physico-chimiques des flux circulants entre les opérations unitaires [7].

Elle reproduit virtuellement une situation, sous des conditions contrôlables et observables, permettant d'observer l'évolution des changements de processus sans avoir à recourir à des expériences coûteuses ou des tests pilotes. Les informations obtenues servent ensuite à prédire le fonctionnement du processus afin de maximiser le bénéfice net, le taux de production et minimiser l'utilisation d'énergie, entre autres.

### **IV.2. Présentation du simulateur**

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de procédés utilisé par les ingénieurs et techniciens des industries du pétrole, du gaz et du raffinage.

Il permet de créer des modèles d'équilibre rigoureux et dynamiques pour :

- Concevoir des installations
- Améliorer et planifier l'économie des projets
- Suivre les procédés déjà installés
- Ajuster les paramètres de fonctionnement en cas de changement de composition de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements

L'interface interactive d'Aspen HYSYS permet de manipuler facilement les variables et la topologie des opérations unitaires du procédé [8].

Le logiciel fonctionne en deux modes différents :

- État stationnaire (Steady State Simulation)
- État dynamique (Dynamic Simulation)

# Chapitre IV

## IV.3. Environnements dans Aspen HYSYS

Aspen HYSYS offre deux types d'environnements de travail distincts pour la simulation de procédés :

- **Propriétés Environment ;**
- **Simulation Environment.**

## IV.4. Fonctionnement du simulateur

Cinq étapes pour effectuer une simulation correcte dans Aspen HYSYS

- Définir les constituants du système :
- Choisir le modèle thermodynamique approprié :
- Établir le schéma du procédé (PFD) et spécifier les paramètres opératoires :
- Le PFD représente la topologie du procédé et l'arrangement des différents équipements.
- Simuler le procédé:
- Analyser les résultats:

## IV.5. Méthodologie de travail

Validation du modèle thermodynamique et du schéma de procédé dans Aspen HYSYS pour l'élimination des gaz acides

### Objectif :

Vérifier la fiabilité du logiciel Aspen HYSYS et la pertinence du modèle thermodynamique choisi pour la simulation d'une unité d'élimination des gaz acides.

### Étape 1 : Simulation avec données de l'étude de conception

La première étape On va simuler le procédé de décarbonatation en utilisant les données de l'étude de conception initiale et le comparer avec les résultats simulés

# Chapitre IV

avec les données de l'étude de conception ensuite analyser les écarts et identifier les sources d'erreur potentielles.

## **Étape 2 : Simulation avec données réelles**

La deuxième étape on va collecter des données réelles d'une unité d'élimination des gaz acides en fonctionnement. et simuler le procédé en utilisant les données réelles et le comparer avec les données réelles et ensuite faire une analyse des écarts et affiner le modèle si nécessaire.

**Les Avantages :** les études précédentes il ma donner plusieurs avantage :

- Validation du modèle thermodynamique et du schéma de procédé.
- Assurance de la fiabilité des résultats de simulation.
- Identification et correction des erreurs potentielles.
- Meilleure compréhension du fonctionnement de l'unité d'élimination des gaz acides.

## **Configuration de l'unité d'amine :**

L'unité présente la configuration suivante :

- Colonne d'absorption à 25 plateaux.
- Système de régénération avec colonne de distillation à 25.
- Plateaux, condenseur et rebouilleur.
- Solvant: solution d'amine.
- Gaz à traiter : gaz naturel.
- Gaz acides : CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S et autres composants soufrés.

## **Logiciel de simulation:**

- Aspen HYSYS V11.

# Chapitre IV

## Modèle thermodynamique:

- Acide Gas-Chemical Solvents.

### IV.6. Simulation et validation [9]

Validation du modèle thermodynamique et du schéma de procédé dans Aspen HYSYS pour l'élimination des gaz acides

#### Étape 1 : Validation du modèle thermodynamique

Il faut d'abord Vérifier la capacité du modèle thermodynamique sélectionné à prédire avec précision les propriétés thermodynamiques du système étudié. Et On va Simuler le procédé de décarbonatation en utilisant les données de l'étude de conception (design) présentées dans le tableau 1. Ensuite, Comparer les résultats simulés avec les données de l'étude de conception pour les paramètres suivants :

- Température
- Pression
- Débit
- Composition du gaz
- Concentration en amine

Dans la deuxième étape on va Calculer l'écart entre les valeurs simulées et les valeurs de l'étude de conception pour chaque paramètre. Puis, Analyser les écarts et identifier les sources d'erreur potentielles :

- Erreur de saisie des données
- Limites du modèle thermodynamique
- Hypothèses simplificatrices de la simulation

Critères d'acceptation:

- Les écarts entre les valeurs simulées et les valeurs de l'étude de conception doivent être inférieurs à un seuil prédéfini pour chaque paramètre.
- Les sources d'erreur potentielles doivent être identifiées et corrigées si possible.

#### Étape 2 : Validation du schéma de procédé

# Chapitre IV

Objectif de notre étude de Vérifier la capacité du schéma de procédé à représenter le fonctionnement réel de l'unité d'élimination des gaz acides. Comparer les paramètres restants (non introduits dans la simulation) calculés par le logiciel avec ceux de l'étude de conception :

- Température et pression à différents points du procédé
- Débit de la solution d'amine
- Composition du gaz à la sortie de l'absorbeur
- Concentration en CO<sub>2</sub> dans la solution d'amine riche

Ensuite, Calculer l'écart entre les valeurs simulées et les valeurs de l'étude de conception pour chaque paramètre.

Et enfin, Analyser les écarts et identifier les sources d'erreur potentielles :

- Erreur de modélisation des équipements
- Hypothèses simplificatrices du schéma de procédé
- Non-prise en compte de certains phénomènes physiques

Critères d'acceptation:

- Les écarts entre les valeurs simulées et les valeurs de l'étude de conception doivent être inférieurs à un seuil prédéfini pour chaque paramètre.
- Les sources d'erreur potentielles doivent être identifiées et corrigées si possible.

## ❖ Simulation de l'unité de décarbonatation du complexe GL2/Z

Composition et conditions du gaz d'alimentation et du solvant MEA :

# Chapitre IV

**Tableau 12** : comparaison entre les données industrielles et réelles du complexe GL2/Z

		GN	MEA
Conditions	T(°C)	38	38
	P(bar)	41.5	41.5
	Débit (Nm <sup>3</sup> /h) (m <sup>3</sup> /h)	270.000	45
Compositions (% en mole) <sub>GN</sub> (% en poids) <sub>MEA</sub>	CH <sub>4</sub>	83.49	0.00
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6.85	0.00
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.15	0.00
	i C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.30	0.00
	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.50	0.00
	i C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.08	0.00
	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.11	0.00
	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.13	0.00
	CO <sub>2</sub>	0.18	0.00
	N <sub>2</sub>	6.00	0.00
	He	0.21	0.00
	H <sub>2</sub> O	0.00	85.00
	MEA	0.00	15.00

Voir ci-après les captures prises depuis le simulateur HYSYS montrant les conditions et la composition du GN et MEA introduites

# Chapitre IV

	Mole Fractions
Methane	0,8349
Ethane	0,0685
Propane	0,0215
i-Butane	0,0030
n-Butane	0,0050
i-Pentane	0,0008
n-Pentane	0,0011
n-Hexane	0,0013
Nitrogen	0,0600
Helium	0,0021
H2S	0,0000
MEAmine	0,0000
H2O	0,0000
CO2	0,0018

Total: 1,00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

OK

Figure 6 : composition de GN (%mol).

	Mass Fractions
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
Nitrogen	0,0000
Helium	0,0000
H2S	0,0000
MEAmine	0,1500
H2O	0,8500
CO2	0,0000

Total: 1,00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

OK

Figure 7 : composition de MEA pauvre (%poids).

Stream Name	GN
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	38,00
Pressure [kPa]	4150
Molar Flow [kgmole/h]	1,205e+004
Mass Flow [kg/h]	2,275e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	686,8
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,280e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-115,1
Heat Flow [kJ/h]	-8,769e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1772
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

OK

Figure 8 : condition de la charge GN

Stream Name	MEA P
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	38,00
Pressure [kPa]	4150
Molar Flow [kgmole/h]	2224
Mass Flow [kg/h]	4,499e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	45,00
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,849e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-175,6
Heat Flow [kJ/h]	-6,337e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	44,40
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

OK

Figure 9 : charge de MEA





# Chapitre IV

## Interprétation des résultats :

Suite à la décarbonatation du gaz naturel par la MEA, une étape de lavage à l'eau a été mise en œuvre afin de récupérer la MEA entraînée à la sortie de la première colonne d'absorption.

Les résultats sont illustrés dans les figures suivantes :

	Mass Fractions
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
Nitrogen	0,0000
Helium	0,0000
H2S	0,0000
MEAmine	0,0000
H2O	1,0000
CO2	0,0000

Total: 1,00000

	Mass Flows
Methane	173327,8985
Ethane	26653,0255
Propane	12268,9715
i-Butane	2255,9153
n-Butane	3760,6752
i-Pentane	741,7950
n-Pentane	1027,0940
n-Hexane	1450,1037
Nitrogen	21757,3705
Helium	108,6405
H2S	0,0000
MEAmine	2,7728
H2O	422,1417
CO2	0,0048

Total: 243776,40907 kg/h

Figure 12 : composition d'eau de lavage entrée l'absorbeur

Figure 13 : composition GN pauvre entrée l'absorbeur

	Mass Flows
Methane	9,0918
Ethane	1,3945
Propane	0,4424
i-Butane	0,0796
n-Butane	0,1119
i-Pentane	0,0073
n-Pentane	0,0156
n-Hexane	0,0117
Nitrogen	0,6163
Helium	0,0361
H2S	0,0000
MEAmine	2,7728
H2O	16906,3531
CO2	0,0001

Total: 16920,93310 kg/h

	Mass Flows
Methane	173318,8067
Ethane	26651,6310
Propane	12268,5291
i-Butane	2255,8357
n-Butane	3760,5633
i-Pentane	741,7877
n-Pentane	1027,0784
n-Hexane	1450,0920
Nitrogen	21756,7543
Helium	108,6045
H2S	0,0000
MEAmine	0,0000
H2O	483,0883
CO2	0,0047

Total: 243822,77569 kg/h

Figure 14 : eau de lavage(+MEA) sortie de l'absorbeur

Figure 15 : GNT pauvre sortie de l'absorbeur

# Chapitre IV

## IV.8. Simulation sur la colonne de régénération :

L'analyse par simulation de ce procédé a démontré un rendement inférieur à celui du mode de fonctionnement antérieur. Cette baisse de performance s'explique par une dégradation de la qualité de rectification au sein de la colonne. En effet, les premiers plateaux ne participent plus à la rectification du fait de leur immersion dans la solution à traiter.

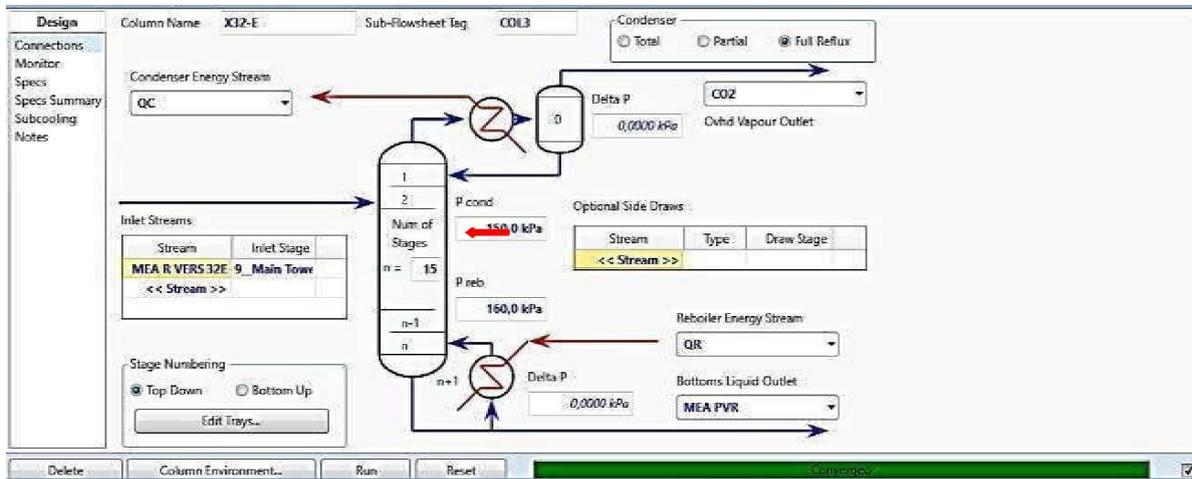


Figure 16 : simulation des nombres des plateaux de la colonne de régénération.

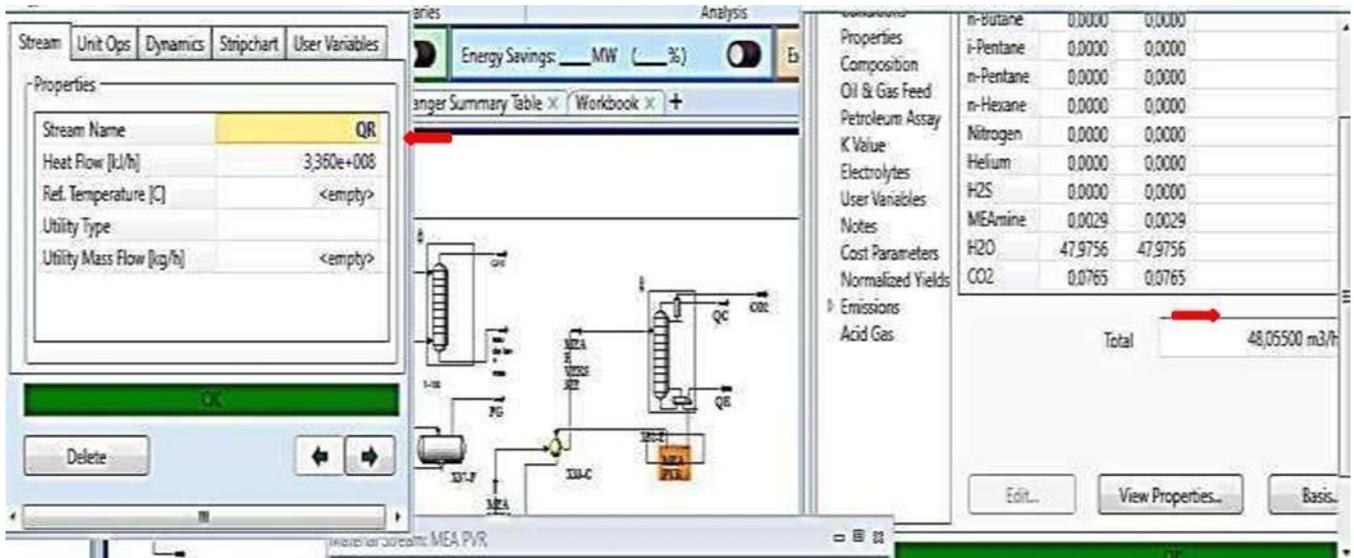


Figure 17 : simulation montrant la quantité de la MEA qui s'évapore dans la tête de la colonne et aussi la d'énergie de rebouilleur.

# Chapitre IV

## Etude économique :

### **V1 Introduction :**

Dans le cadre de la réalisation de ce projet au sein du complexe, une analyse économique a été menée. Cette étude permettra d'évaluer la rentabilité du projet et la pertinence du procédé envisagé.

### **V2 Hypothèse économique**

En vue du calcul de la rentabilité du projet, toutes les données financières requises ont été collectées auprès du service des finances. Le produit principal analysé dans cette étude est la MEA, employée comme solvant, et son coût unitaire s'élève à 184 000 DZD/fût (1 fût = 200 kg).

**Tableau 14 :** La quantité et le coût du MEA perdus.

<b>Le cas étudié</b>	<b>La quantité de MEA (fûts/mois)</b>	<b>Le coût (DA)</b>
<b>Cas design</b>	<b>1</b>	<b>184000.00</b>
<b>Cas réel</b>	<b>15.66</b>	<b>2881440.00</b>
<b>Cas simulé (Colonne D'absorption+ eau de lavage)</b>	<b>7.2</b>	<b>1324800.00</b>

**NB :**

Cas simulé :  $2\text{kg} \times 24 \times 30 = 1440 / 200 = 7,2$  fût.

Le tableau 14 met en évidence la consommation de MEA dans trois scénarios : conception, réel et simulé. Le scénario simulé propose une méthode de récupération de la MEA entraînée avec le GNT à la sortie de la colonne d'absorption par lavage à l'eau. Cette approche permet de réduire la consommation de MEA de 45,97%, passant de 15,66 fûts (100%) à 8,46 fûts (54,05%).

**NB :**

$15.66 (100\%) - 7.2 (45.97\%) = 8.46 (54.05\%)$

# Conclusion Générale

## Conclusion et recommandation

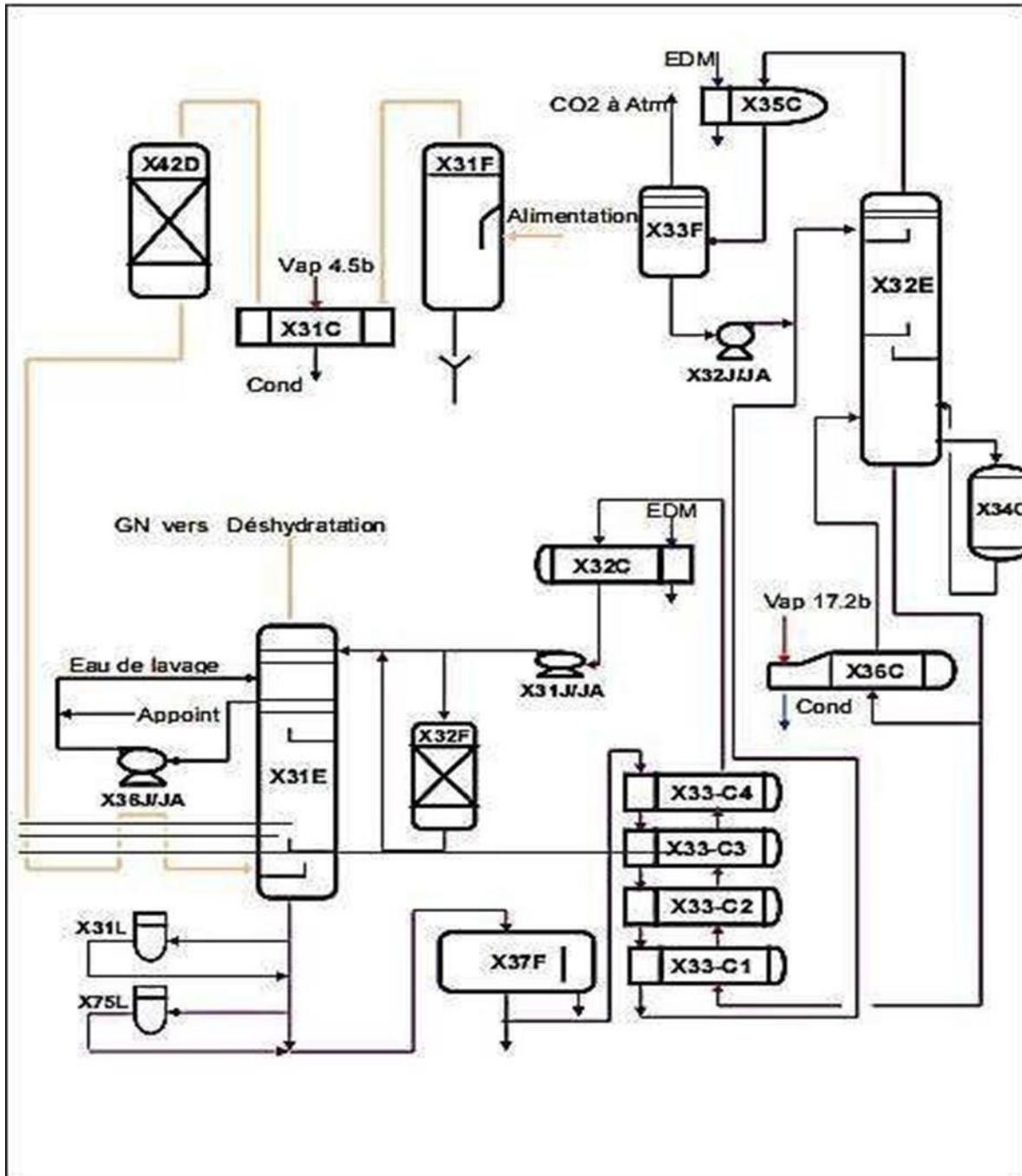
Ce dysfonctionnement entraîne des pertes financières dues à une consommation excessive de solvant MEA. Pour y remédier, nous proposons des solutions provisoires et définitives. En attendant l'arrêt du train, qui doit rester en service pour des raisons commerciales, nous recommandons de :

- Maintenir un niveau de MEA au-dessus du plateau récepteur : Ce niveau, à déterminer en fonction du débit vapeur et de la température de fond de la colonne 132E, permettra d'assurer une circulation permanente du solvant à travers les rebouilleurs. Cette solution est provisoire et sera mise en œuvre tant que le train est en production et qu'un arrêt n'est pas possible.
- Préparer la colonne régénératrice pour des réparations après l'arrêt du train 100 : Cela permettra de remédier aux problèmes de cheminées du plateau récepteur.
- Installer des butées au-dessus des cheminées (chapeaux): Ces butées empêcheront le détachement des cheminées, ce qui est une source de dysfonctionnement.

### REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Manuel operatoire de procédé, GL2/Z, 1979.
- [2] Service technique complexe GL2/Z.
- [3] A.&. N. R. Kohl, Gas purification, Houston: Gulf pub, 1997.
- [4] Perry's chemical engineers hand book
- [5] Soft fractionnement, Service formation GL2/Z
- [6] B. Bouhend, Etude de la Substitution du MEA par MDEA dans la Section de Décarbonatation du Complexe GL2/Z ; mémoire master 2012.
- [7] Aspen HYSYS Tutorials and Applications, USA : Aspen Technology, 2005.
- [8] A. technology, aspen hysys tutorials and applications, USA, 2005.
- [9] « HYSYS : an introduction to chemical engineering simulation for UTM Degree,  
» Malaysia, 2007.

# **Annexes**



Annexe N°1 : section d'absorption CO<sub>2</sub> et régénération MEA.



 <p>سوناطراک sonatrach</p>	<p align="center"><b>Entreprise National Sonatrach</b>  <b>Activité L&amp;S / DIVISION GNL &amp; GPL</b>          Complexe de Liquéfaction de Gaz Naturel GL2/Z          BP: 166, 31210 Bethioua, Algérie.          Fax N°: 213 41 76 92 30/ 16</p>	<p align="center">Département Inspection</p> <p align="center">Service Inspection</p>			
<p align="center"><b><u>Rapport d'inspection de l'équipement régénérateur de</u></b>  <b><u>MEA /132E</u></b></p>					
<p>Rév.</p>	<p>Date</p>	<p>Motif de révision</p>	<p>Auteur</p>	<p>Vérificateur</p>	<p>App/SH</p>
<p>00</p>	<p>16/02/2022</p>	<p>Première rédaction</p>			

Annexe N°3 : le rapport de chef département d'inspection de l'équipement régénérateur

L'inspection visuelle interne effectuée ce jour le 16/02/2022 au niveau d'absorbeur de CO<sub>2</sub> 132E, suite à une suspicion de chute des plateaux interne selon la production, a permis de mettre en évidence ce qui suit (en descendant du fond supérieur vers le fond inférieur) :

- Les trappes des plateaux N° 07 et 08 sont déformées (gonflements),
- Les trappes des plateaux N° 11<sup>ème</sup> détachés totales, pliées et fissurées,
- Le plateau N° 12<sup>ème</sup> côté Ouest fissuré ainsi que leurs trappes fissurées et pliées,
- Les deux plateaux N° 18<sup>ème</sup> côté Ouest et Est fissurés ainsi que leurs trappes fissurées et pliées,
- Les trappes des plateaux N° 09<sup>ème</sup> fissurés et pliés,
- Les trappes des plateaux N° 14<sup>ème</sup>, 15<sup>ème</sup> et 17<sup>ème</sup> fissurés,
- Les extrémités des trappes des plateaux N° 12<sup>ème</sup> et 16<sup>ème</sup> pliées,

**Les deux cheminées :**

- Les deux déflecteurs sont complètement détachés et présentent des endroits d'arrachements de métal au niveau des soudures de liaisons des fers plats de fixation.

**Sur ce, il a été recommandé de :**

- Procéder au changement des plateaux non réparables,
- Réparer les éléments des plateaux réparables (fissurés) par soudage en utilisant le métal d'apport ER308,
- Procéder aux réparations des deux déflecteurs endommagés et des fers plats détachés des deux cheminées, par soudage (Fil utilisée pour le soudage ER 308),
- Procéder au nettoyage du fond inférieur.



Détachement, fissuration et déformation des plateaux interne de l'équipement 132E.



Les deux déflecteurs situés dans le fond inférieur de l'équipement, sont complètement détachés et présentent des endroits d'arrachements de métal au niveau des soudures de liaisons des fers plats de fixation.

