



Faculté : TECHNOLOGIE

Département : GENIE DES PROCÉDES

Domaine : SCIENCES ET TECHNOLOGIES

Filière : INDUSTRIES PETROCHIMIQUES

Spécialité : GENIE PETROCHIMIQUE

## Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème :

**Etude du processus de décarbonatation du Gaz naturel du  
Méga train de GNL 1K de Skikda. Modélisation  
mathématique**

Présenté par : *DAAS ASMA*  
*BERREK SAFA*

Encadrant : : **TOUBAL Abdelaziz** *Grade: Professeur* *Université: Badji Mokhtar –Annaba-*

### Jury de Soutenance :

EULMI Amina	Docteur	Badji Mokhtar-Annaba-	Présidente
TOUBAL Abdelaziz	Professeur	Badji Mokhtar-Annaba-	Encadrant
HAMOUCHE Karima	Maître Assistant A	Badji Mokhtar-Annaba-	Examinatrice

Année Universitaire : 2023/2024

# Remerciements

Tout d'abord, je voudrais remercier Dieu qui m'a permis de mener à bien ce travail qui a été accompli sur le nouveau train Skikda GNL.

Ce travail a été réalisé sous la direction du Professeur A. Toubal, professeur à l'Université Badji Mokhtar Annaba. Je tiens à le remercier pour son inspiration et son suivi avec beaucoup d'intérêt. Ses conseils avisés, sa rigueur scientifique et son soutien constant m'ont permis de mener à bien ce travail.

Je tiens à exprimer mes remerciements à tous les ingénieurs et équipages du Méga train GNL Skikda pour leur soutien durant mon stage, ainsi qu'à ceux qui m'ont aidé sur le plan pratique, en mentionnant notamment :

**Mr. OULDJAOUI Abdelouahed**

**Mr. Younes rodwen**

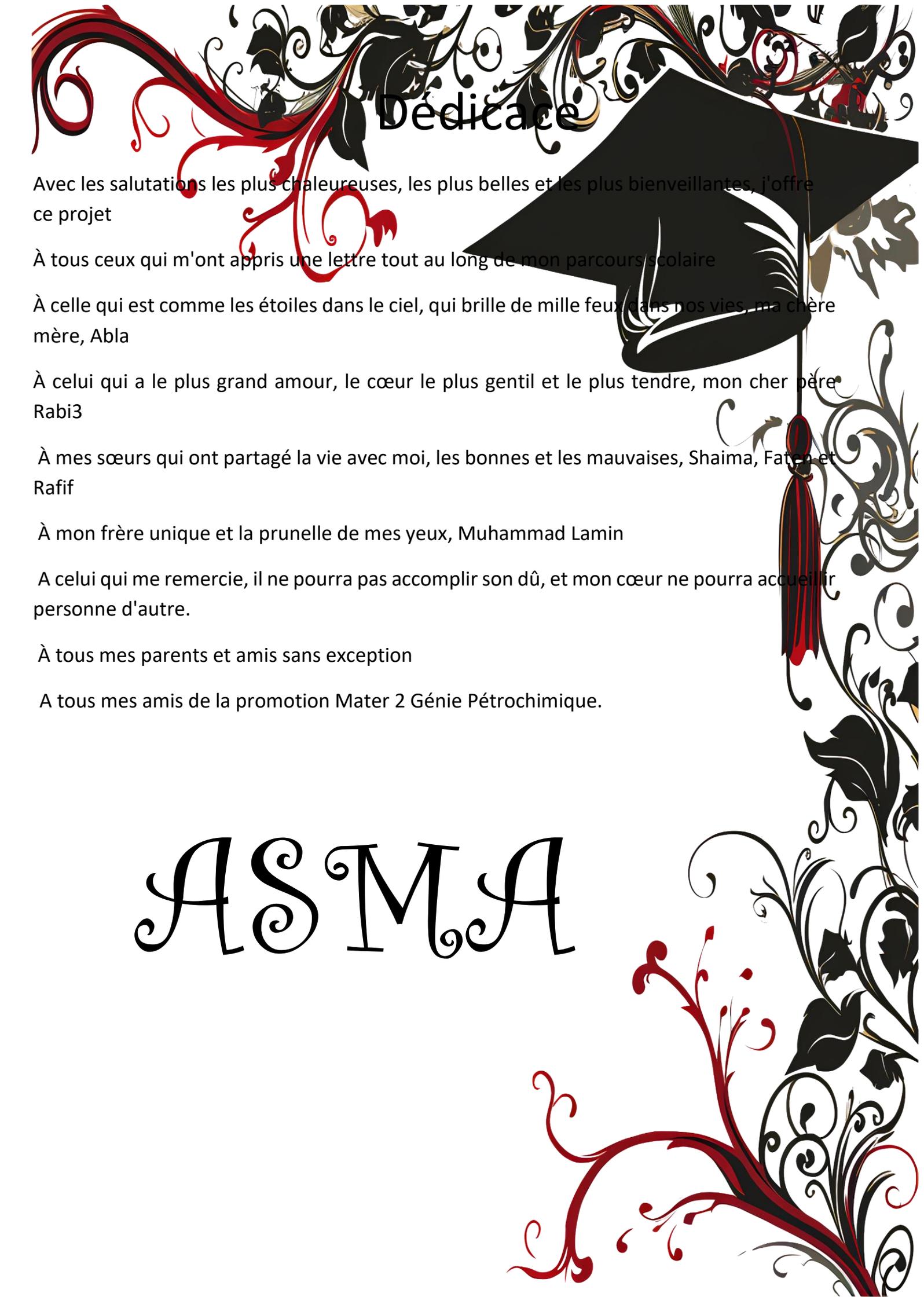
**Mr. Gari Mouhamed**

Sans oublier mes chers amis **Syrine** et **Chorouk**, car ils ne m'ont donné aucune information dont j'avais besoin, malgré le peu de temps de notre connaissance.

Je tiens également à remercier tout particulièrement tous mes professeurs de l'Université **Badji Mokhtar Annaba**

J'aimerais profiter de cette occasion pour remercier tous les membres de ma famille pour leur aide et leurs encouragements, en particulier mon père.

Je tiens à remercier tous ceux qui ont contribué d'une manière ou d'une autre à ces travaux par leurs connaissances et leur disponibilité scientifique et humaine.



# Dédicace

Avec les salutations les plus chaleureuses, les plus belles et les plus bienveillantes, j'offre ce projet

À tous ceux qui m'ont appris une lettre tout au long de mon parcours scolaire

À celle qui est comme les étoiles dans le ciel, qui brille de mille feux dans nos vies, ma chère mère, Abla

À celui qui a le plus grand amour, le cœur le plus gentil et le plus tendre, mon cher père Rabi3

À mes sœurs qui ont partagé la vie avec moi, les bonnes et les mauvaises, Shaima, Fatma et Rafif

À mon frère unique et la prunelle de mes yeux, Muhammad Lamin

A celui qui me remercie, il ne pourra pas accomplir son dû, et mon cœur ne pourra accueillir personne d'autre.

À tous mes parents et amis sans exception

A tous mes amis de la promotion Mater 2 Génie Pétrochimique.

# ASMA



# Dedicace

Avec l'expression de ma reconnaissance, je dédie ce modeste travail à ceux qui, quels que soient les termes embrassés, je n'arriverais jamais à leur exprimer mon amour sincère.

- A l'homme, mon précieux offre du dieu, qui doit ma vie, ma réussite et tout mon respect : mon cher père ali
- A la femme qui a souffert sans me laisser souffrir, qui n'a jamais dit non à mes exigences et qui n'a épargné aucun effort pour me rendre heureuse : mon adorable mère laouabdia sellami nezha.
- A mes chères sœur Feriel et marwa, qui n'ont pas cessée de me conseiller, encourager et soutenir tout au long de mes études. Que Dieu les protège et leurs offre la chance et le bonheur.
- A mes frères zin el din et Mohammed Khalil qui m'ont toujours soutenu.
- A tous les cousins et les amis que j'ai connu jusqu'à maintenant. Merci pour leurs amours et leurs encouragements.
- À mon cher collègue qui m'a toujours aidé dans mon cheminement
- Sans oublier mon binôme Asma pour son soutien moral, sa patience et sa compréhension tout au long de ce projet.

# SAFA

# Sommaire

Introduction générale.....	01
<b>Chapitre I : Généralités sur le gaz naturel liquéfié</b>	
Introduction.....	02
I.1. Qu'est-ce que le gaz naturel liquéfié (GNL) ?.....	03
I.2. Historique.....	03
I.3. Caractéristiques techniques de la chaîne de GNL.....	04
I.3.1. Stockage du GNL.....	05
I.3.2. Transport du GNL jusqu'au terminal méthanier.....	06
I.3.3. Regazéification.....	07
I.4. Le marché du GNL.....	07
<b>Chapitre II : Présentation du complexe Méga train de GNL1K-Skikda-</b>	
Introduction.....	09
II.1. Présentation du nouveau train de GNL de Skikda.....	09
II.1.1. Situation géographique.....	09
II.1.2. Présentation générale.....	10
II.2. Procédé de liquéfaction.....	11
II.3. Présentation générale des installations.....	13
II.3.1. L'énergie électrique.....	13
II.3.2. La production d'air instrument et d'air service.....	13
II.3.3. La production d'eau potable.....	14
II.3.4. Eau déminéralisée.....	14
II.3.5. Système torche et brûlot.....	14
II.3.6. Eaux huileuses et eaux pluviales.....	14
II.3.7. Réseau incendie .....	14

II.3.8. Réseau azote.....	14
II.3.9. L'unité de stockage et de chauffage d'huile .....	15
II.4. Description du procédé de Méga train.....	16
II.4.1. Unité de comptage du gaz naturel.....	16
II.4.2. Unité de compression du gaz naturel.....	16
II.4.3. Unités de traitement du gaz naturel.....	17
II.4.3.1. Unité de décarbonatation du gaz naturel.....	17
II.4.3.2. Unité de déshydratation du gaz naturel .....	18
II.4.3.3. Unité de démercurisation du gaz naturel.....	19
II.4.4. Unité de liquéfaction.....	19
II.4.5. Récupération de l'hélium.....	20
II.4.6 Unité de fractionnement.....	21
II.4.6.1. Utilisation des produits .....	21
II.4.6.2. Schéma simplifié du fractionnement .....	22
II.5. Stockage des produits finis.....	22

### Chapitre III : Procédés de décarbonatation du gaz naturel

Introduction.....	24
III.1. Séparation par membrane.....	24
III.2. Procédés d'adsorption.....	25
III.3. Procédés d'absorption.....	25
III.3.1. Absorption physique par solvant.....	25
III.3.1.1. Les solvants physiques.....	26
III.3.2. Absorption chimique par solvant.....	26
III.3.2.1. Solvants chimiques.....	27
III.3.2.2. Critères de sélection d'un solvant chimique.....	28
III.3.2.3. Comparaison des solvants.....	29
III.4. Absorption du dioxyde de carbone (CO <sub>2</sub> ) par le diméthylamino-3 propanol-1 (MDEA) .....	29

### Chapitre IV : Description de la section de décarbonatation

Introduction.....	31
IV.1. But de l'élimination du CO <sub>2</sub> du gaz naturel.....	31
IV.2. Conséquences du bouchage.....	31
IV.3. Procédé de décarbonatation.....	31
IV.3.1. Description d'une colonne d'absorption à garnissage.....	32
IV.3.2. Types de garnissages.....	33
IV.4. Base de conception de la section de décarbonatation du Méga train.....	33

## Chapitre V : Simulation mathématique

Introduction.....	39
V.1. Présentation du logiciel de simulation HYSYS.....	39
V.1.1. Définition de HYSYS.....	39
V.1.2. Choix du modèle thermodynamique.....	40
V.2. Simulation du procédé de décarbonatation.....	40
V.2.1. Paramètres du design.....	40
V.2.2. Résultats de la simulation.....	42
V.3 : Calcul des débits d'injection d'amine (MDEA) en fonction de la variation de la teneur en CO <sub>2</sub> dans le GN d'alimentation.....	48
V.3.1 : Calcul des fractions molaires de CO <sub>2</sub> dans l'amine riche.....	48
V.3.2 : Détermination du débit de circulation de aMDEA.....	51
V.3.3. Détermination du débit d'aMDEA pur.....	52
V.3.4. Détermination du débit de CO <sub>2</sub> dans le gaz naturel à l'entrée de l'absorbeur.....	52
V.3.5. Calcul du rapport R.....	52
V.4 : Estimation des pertes en solvant aMDEA.....	55
V.4.1. Calcul du débit molaire d'eau purgée (Q <sub>e</sub> ).....	55
V.4.2. Calcul du débit molaire d'aMDEA pur.....	56
V.4.3. Calcul de la perte massique en solvant aMDEA pur.....	56
Conclusion générale.....	58

# Liste des figures

<b>Figure I.1</b> : Chaîne de GNL.....	05
<b>Figure I.2</b> : Bac de stockage du GNL.....	06
<b>Figure I.3</b> : Méthanier pour transport du GNL.....	07
<b>Figure II.1</b> : Localisation de l'usine GL1K.....	09
<b>Figure II.2</b> : Situation du complexe dans la zone industrielle.....	10
<b>Figure II.3</b> : Plan général du Méga train.....	11
<b>Figure II.4</b> : Echangeur principal de la liquéfaction.....	12
<b>Figure II.5</b> : Schéma des différentes sections des utilités du Méga train.....	13
<b>Figure II.6</b> : Réseau azote du complexe nouveau train de GNL.....	15
<b>Figure II.7</b> : Schéma synoptique du processus du Méga train.....	16
<b>Figure II.8</b> : Colonne de décarbonatation dans le complexe de GNLK de Skikda.....	18
<b>Figure II.9</b> : Démercuriseur de GN dans le complexe de GNL01K Skikda.....	19
<b>Figure II.10</b> : Echangeur cryogénique de GNL dans le complexe de GNL01K de SKIKDA.....	20
<b>Figure II. 11</b> : Installation des colonnes de fractionnement.....	22
<b>Figure III.1</b> . Schéma de principe de séparation par membrane.....	24
<b>Figure IV.1</b> : installation de l'unités de décarbonatation.....	32
<b>Figure IV.2</b> : Schémas de quelques garnissages industriels courants.....	33
<b>Figure IV.3</b> : Schéma illustrant le type de l'échangeur 12-MC22.....	35
<b>Figure V.1</b> : Schéma de principe de la section de décarbonatation.....	41
<b>Figure V.2</b> : Teneur en CO <sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.20% de CO <sub>2</sub> dans le GN.....	44
<b>Figure V.3</b> : Teneur en CO <sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.40% de CO <sub>2</sub> dans le GN.....	45
<b>Figure V.4</b> : Teneur en CO <sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.60% de CO <sub>2</sub> dans le GN.....	46

<b>Figure V.5 :</b> Teneur en CO <sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.80% de CO <sub>2</sub> dans le GN.....	47
<b>Figure V.6 :</b> Teneur en CO <sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 2% de CO <sub>2</sub> dans le GN.....	48
<b>Figure V.7:</b> Bilan matière au niveau de l'absorbeur.....	48
<b>Figure V.8:</b> Variation du débit d'aMDEA en fonction de la teneur en CO <sub>2</sub> dans le gaz naturel.....	54
<b>Figure V.9 :</b> Courbe de variation du taux de charge d'aMDEA en fonction de la teneur en CO <sub>2</sub> dans le gaz naturel d'alimentation.....	55

# Liste des tableaux

<b>Tableau II.1</b> : Composition du MCR.....	12
<b>Tableau II.2</b> : Utilisation des produits finis du GN.....	21
<b>Tableau III.1</b> : Solvants d'absorption physique.....	26
<b>Tableau III.2</b> : Les avantages et les inconvénients des solvants.....	29
<b>Tableau III.3</b> : Propriétés physiques du solvant MDEA.....	30
<b>Tableau V.1</b> : Paramètres (design) du GN et de MDEA à l'entrée de la colonne de décarbonatation.....	40
<b>Tableau V.2</b> : Composition du gaz naturel : Hassi R'mel et Gassi Touil.....	41
<b>Tableau V.3</b> : Noms des équipements représentés sur le schéma PFD.....	42
<b>Tableau V.4</b> : Résultats de simulation de la décarbonatation du GN pour différentes concentrations initiales en CO <sub>2</sub> .....	42
<b>Tableau V.5</b> : Résultats de la simulation pour une teneur en CO <sub>2</sub> du gaz d'alimentation égal à 1.20%.....	43
<b>Tableau V.6</b> : Résultats de la simulation pour une teneur en CO <sub>2</sub> du gaz d'alimentation égal 1.40%.....	44
<b>Tableau V.7</b> : Résultats de la simulation pour une teneur en CO <sub>2</sub> du gaz d'alimentation égal 1.60%.....	45
<b>Tableau V.8</b> : Résultats de la simulation pour une teneur en CO <sub>2</sub> du gaz d'alimentation Égale à 1.80%.....	46
<b>Tableau V.9</b> : Résultats de la simulation pour une teneur en CO <sub>2</sub> du gaz d'alimentation égale à 2%.....	47
<b>Tableau V.10</b> : Fraction molaire de CO <sub>2</sub> dans le GN $Y_{eCO_2}$ et l'amine riche $X_S$ .....	49
<b>Tableau V.11</b> : Fractions molaires de CO <sub>2</sub> entrées/sorties de l'absorbeur.....	50
<b>Tableau V.12</b> : débits d'aMDEA, d'aMDEA pur, de CO <sub>2</sub> et le rapport ( $D_{CO_2}/L_{aMDEA(pur)}$ ).....	53
<b>Tableau V.13</b> : Le taux de charge des différents solvants d'amine pour les procédés de décarbonatation.....	54
<b>Tableau V.14</b> : Les pertes journalières et annuelles du solvant aMDEA.....	57

## Abréviation

GNL : Gaz Naturel Liquéfié.

GN : Gaz Naturel.

GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié.

KBR : Kellog Brown & Root.

CO<sub>2</sub> : dioxyde de carbone.

COV : Composés Organiques Volatils.

GL1K : complexe de liquéfaction de gaz naturel de Skikda.

Méga train : le nouveau train de liquéfaction de Skikda.

APCI : Air Product and Chemicals Incorporation.

MCR : Multi Compound Réfrigérant.

PR : Propane Réfrigérant.

PPMV : Partie Par Million en Volume.

CP-1/K : Complexe Pétrochimique de Skikda.

RA-1/K : Raffinerie de Skikda.

SO<sub>x</sub> : Oxydes de Soufre.

NO<sub>x</sub> : Oxydes d'Azote.

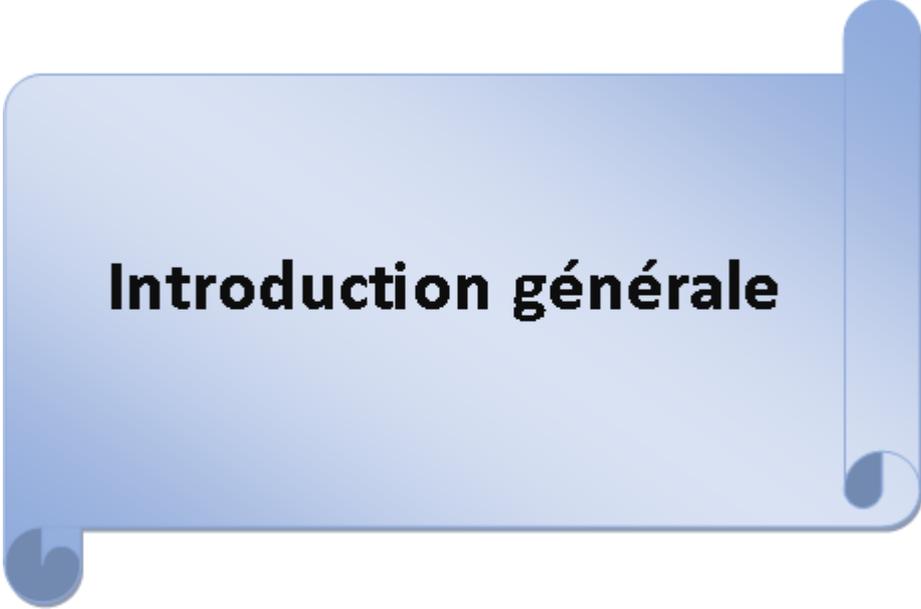
COS : Sulfure de Carbonyle.

CS<sub>2</sub> : Disulfure de Carbone.

MEA : MonoEthanolAmine.

MDEA : MéthylDiEthanelAmine.

PFD : Process Flow Diagrams.



## **Introduction générale**

## Introduction générale

L'industrie chimique vient en tête et de très loin des grandes industries consommatrices d'énergie. Le pétrole et le gaz naturel sont les seules capables de répondre à l'accroissement des besoins actuels en énergie.

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant. L'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan de l'environnement favorisent son utilisation.

Néanmoins, le gaz naturel dans la nature est impur et se trouve contaminé d'où l'intérêt de son traitement.

Le traitement du gaz naturel représente donc un enjeu technique et économique important. En fonction du gisement, le gaz naturel peut contenir des quantités très variables de gaz acides ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ) et autres contaminants (eau, mercaptans...) qu'il est indispensable d'éliminer.

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

La présence du gaz carbonique ( $\text{CO}_2$ ) dans le gaz naturel provoque la corrosion des équipements et des tuyauteries ainsi que le givrage (solidification) suite à la formation de cristaux de dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ), de la vapeur d'eau et des hydrocarbures lourds dans les zones de liquéfaction du gaz naturel fonctionnant à des températures très basses, provoquant l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids.

Le traitement du gaz regroupe les sections décarbonatation et déshydratation dans lesquelles le gaz naturel d'alimentation est débarrassé du gaz carbonique et de la vapeur d'eau, avant d'entrer dans la section séparation où les hydrocarbures lourds sont éliminés.

Le  $\text{CO}_2$  a l'inconvénient de diluer le gaz naturel, réduisant ainsi sa valeur énergétique tout en augmentant le coût de transport.

L'opération d'élimination du  $\text{CO}_2$  est appelée "décarbonatation".

Notre stage pratique de fin de cycle s'est effectué au sein de la section de décarbonatation du nouveau train (Méga train) de l'usine GNL1K de Skikda. La décarbonatation du gaz naturel est effectuée par absorption chimique à l'aide du solvant Méthyle-Diethanol Amine activée (MDEA) utilisant une colonne d'absorption à garnissage en vrac (random packing). Ce procédé est conçu pour traiter un gaz naturel avec une concentration en  $\text{CO}_2$  pouvant aller jusqu'à 2 % molaire, teneur

prévisible à l'horizon 2030. Actuellement, cette unité de liquéfaction (Méga train) traite le gaz naturel de Hassi R'Mel ne contenant que 0.23% de CO<sub>2</sub>, et très prochainement, elle sera connectée au gisement de Gassi Touil qui l'alimentera en gaz naturel avec une teneur en dioxyde de carbone de 2% molaire (cas du complexe de GL2Z d'Arzew). Cette augmentation de la concentration en CO<sub>2</sub> doit être étudiée pour adapter le procédé de décarbonatation à cette variation de la composition du gaz naturel à traiter.

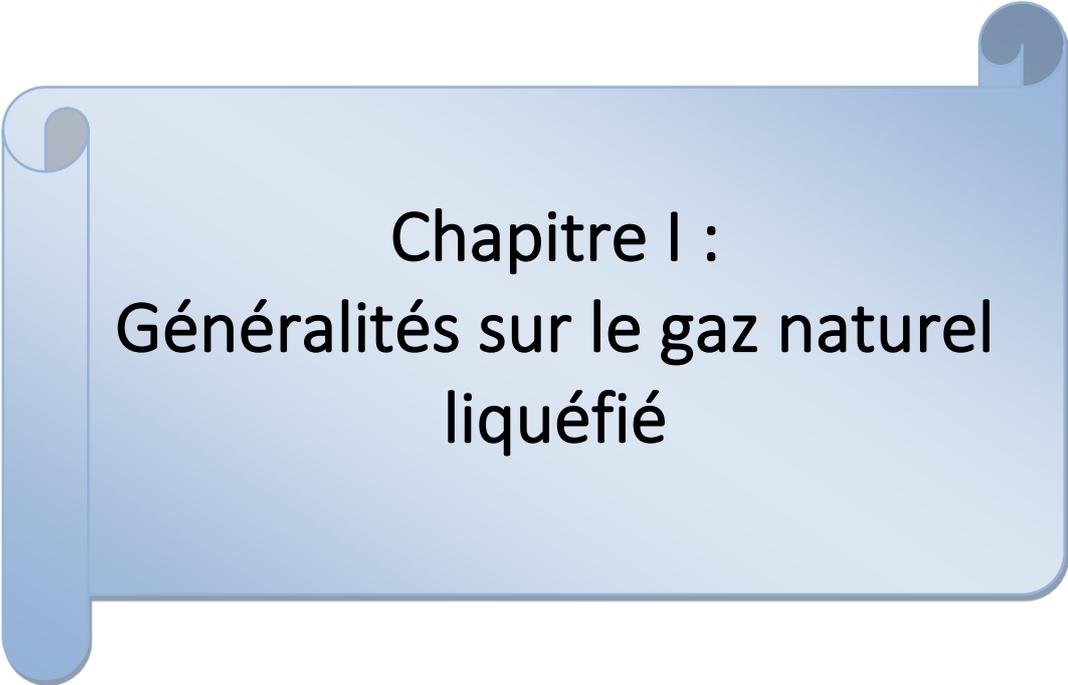
Notre travail consiste donc à chercher les nouvelles conditions de fonctionnement (nouveaux paramètres de la colonne d'absorption, tels que le débit et la concentration du solvant, le débit GN et sa composition...) de la colonne de décarbonatation pour finalement avoir un gaz naturel décarbonaté ne dépassant pas une teneur en CO<sub>2</sub> de 50 ppmv, prêt à être déshydraté et liquéfié.

L'essai à grand échelle est souvent très difficile et très coûteux, la modélisation et la simulation mathématique s'avèrent des outils très utiles pour traiter ce type de calcul.

Nous avons utilisé le simulateur HYSYS pour l'étude de cette colonne d'absorption et la détermination de nouveaux paramètres de fonctionnement pour une alimentation en gaz naturel de Gassi Touil contenant une teneur de 2% en CO<sub>2</sub>.

Ce mémoire de fin de cycle sera divisé en cinq parties :

- Le premier chapitre est consacré aux généralités sur le gaz naturel à liquéfier.
- Le chapitre II fera une description générale du nouveau train de liquéfaction (Méga train) de l'usine GL1K de Skikda.
- Une troisième partie dans laquelle seront décrites les différentes méthodes utilisées pour piéger le gaz carbonique.
- Le quatrième chapitre sera consacré à la description de la section de décarbonatation du GN au niveau de l'unité Méga train.
- Le dernier chapitre porte les résultats et les discussions de la simulation mathématique par HYSYS des nouvelles conditions de fonctionnement de la colonne d'absorption.
- Enfin, le mémoire est clôturé par une conclusion générale



**Chapitre I :**  
**Généralités sur le gaz naturel  
liquéfié**

## Introduction

Le développement du commerce du GNL s'est accru grâce à l'augmentation de la consommation du gaz naturel dans le monde, et aux distances sans cesse croissantes entre régions productrices et consommatrices.

En effet, jusqu'au début des années 50, les gisements de gaz naturel étaient concentrés dans les zones +fortement industrialisées (Etats Unis, Europe). Les gisements découverts par la suite dans des zones plus éloignées en Afrique, en Asie du Sud Est, au Moyen Orient, ont nécessité la mise en œuvre d'une technologie spécifique, la liquéfaction du gaz, pour l'acheminement de cette énergie vers les gros consommateurs [1].

### I.1. Qu'est-ce que le gaz naturel liquéfié (GNL) ?

Le GNL est un gaz naturel (principalement du méthane) qui a été réduit à l'état liquide pour en faciliter le stockage ou le transport. Le processus de liquéfaction consiste à refroidir le gaz à environ  $-162^{\circ}\text{C}$  et à en éliminer certaines impuretés, telles que les poussières, l'humidité et le dioxyde de carbone. Sous forme liquide, le GNL occupe un volume environ 600 fois inférieur à celui de son état gazeux à la pression atmosphérique normale, et peut être transporté sur de longues distances, généralement dans des navires ou des camions-citernes spécialement conçus à cet effet, sans qu'il soit nécessaire de recourir à des gazoducs. Lorsqu'il arrive à destination, il est habituellement regazéifié avant d'être distribué par les réseaux gaziers, à l'instar du gaz acheminé par gazoduc. Le GNL est également de plus en plus utilisé comme combustible ou carburant de substitution pour les navires et les camions [2].

### I.2. Historique

- ❖ La première usine de GNL a été construite en Virginie (USA) en **1912**. Cette usine était du type peak shaving.

A la différence des usines à flux continu, ce type d'usine liquéfie le gaz naturel pendant les périodes de basse consommation pour le vaporiser et le réinjecter dans le réseau de distribution pendant les périodes de consommation de pointe.

- ❖ En **1941**, à Cleveland (USA) fut mis en service un autre "peak shaving" qui, malheureusement, fut le siège d'un accident important qui s'est traduit par la mort de 128 personnes en 1944.

- ❖ Par la suite, au début des années 50, aux USA, il a été envisagé de transporter du gaz naturel, liquéfié en Louisiane et transporté sur le Mississippi par barges. Ce GNL était destiné à être utilisé comme réfrigérant dans les abattoirs de Chicago.
- ❖ Dès **1954**, la France et l'Angleterre s'engagèrent dans la recherche de solutions pour permettre de transporter du GNL par voie maritime, dans la perspective d'importer du gaz du Moyen Orient. Compte tenu des basses températures, les recherches se sont concentrées sur deux préoccupations :
  - ✓ Le choix des matériaux constituant les cuves.
  - ✓ Les isolants (protection de la cuve des navires et limitation des déperditions de chaleur).
- ❖ **En 1959** : Conversion du cargo Méthane Pionner pour transporter du GNL dans des cuves en alliage d'aluminium entre les Etats Unis et la Grande Bretagne, ce qui a donné le jour au transport commercial du GNL. Sept traversées ont été réalisées.
- ❖ En France, c'est un liberty ship, le Beauvais, qui a été converti pour tester différents types de cuves (les liberty ship sont des cargos construits en masse aux USA durant la seconde guerre mondiale pour ravitailler les forces alliées).
- ❖ **En 1962** : Premières commandes (Méthane Pionner et Méthane Progress en Grande Bretagne, Jules Verne en France).
- ❖ **En 1964-1965** : Démarrage de la première chaîne commerciale de GNL à grande échelle comprenant :
  - ✓ Le gisement de gaz de Hassi R'Mel dans le Sahara algérien (HR1 découvert en 1956).
  - ✓ L'usine de liquéfaction de la CAMEL (Arzew Algérie)
  - ✓ 3 méthaniers (Méthane Princess, Méthane Progress, Jules Verne, rebaptisé CINDERELLA et qui est en service à ce jour).
- ❖ Les terminaux de Canvey Island (Grande Bretagne) et Havre (France) pour réceptionner et regazéifier le GNL avant expédition sur le réseau des consommateurs.
- ❖ **En 1969** : Démarrage de l'usine de Kenai (Alaska).
- ❖ A partir du début des années 1970, démarrage d'usines en Afrique (Libye, Algérie) et en Asie du sud Est (Indonésie).
- ❖ **En 1977** : Démarrage de la première usine de GNL au Moyen Orient (Das Island à Abu Dhabi).
- ❖ A partir de la fin des années 1970, augmentation progressive des capacités de production avec le démarrage d'usines :
  - ✓ En Asie du Sud-est (Indonésie, Malaisie, Brunei)
  - ✓ En Australie
  - ✓ En Afrique (Algérie, Nigeria, Egypte)

- ✓ - Au Moyen Orient (Abu Dhabi, Qatar, Oman)
- ✓ - En Amérique du Sud (Trinité et Tobago).
- ❖ Aujourd'hui, la grande majorité des usines de liquéfaction dans le monde utilisent le procédé APCI (Air Product and Chemicals Incorporation) [3].

### I.3. Caractéristiques techniques de la chaîne de GNL

On entend par chaîne GNL, l'ensemble des installations techniques mises en jeu pour le transport du gaz naturel sous forme liquide. Une chaîne de GNL comprend les principales installations suivantes : Liquéfaction du gaz, stockage et chargement, transport par méthaniers, réception, déchargement et stockage, regazéification [4].

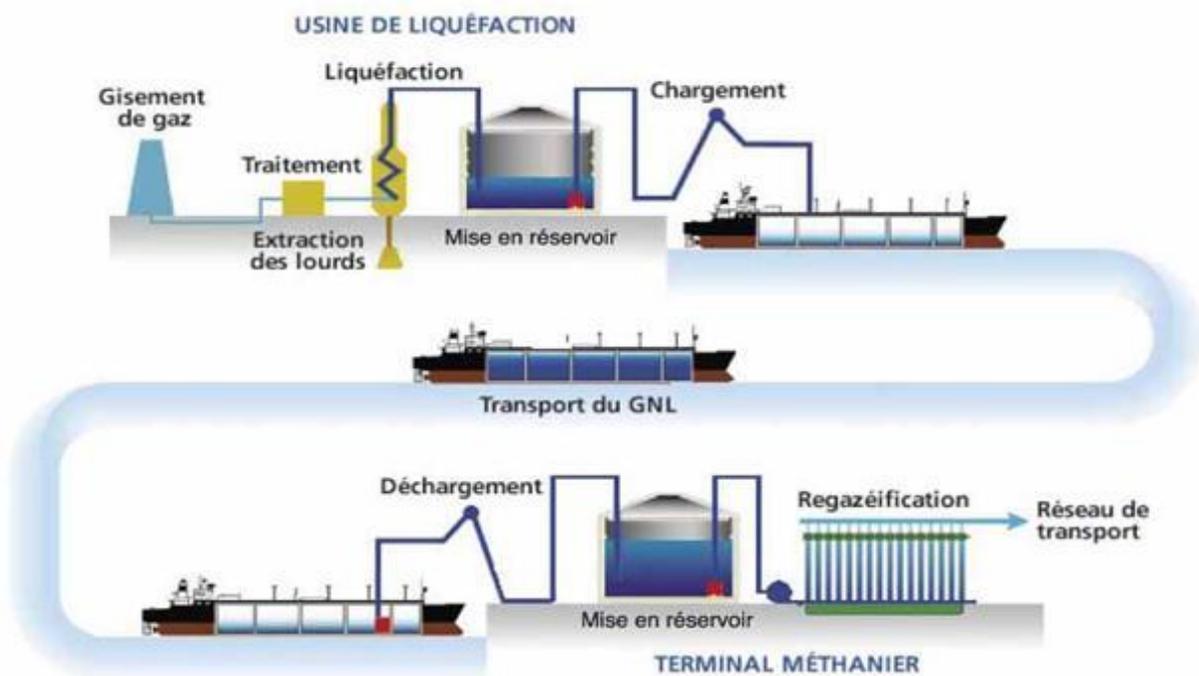


Figure I.1 : Chaîne de GNL

#### I.3.1. Stockage du GNL

Avant chargement, le GNL est stocké à une pression légèrement supérieure à la pression atmosphérique, dans de grands réservoirs cylindriques verticaux à proximité de l'usine de liquéfaction. Ceux-ci fonctionnent comme des bouteilles thermos. Métalliques ou en béton, ils possèdent une double paroi et une isolation thermique sophistiquée afin de maintenir le gaz à l'état liquide (à  $-161^{\circ}\text{C}$ ) avec un minimum d'évaporation.

Pour rappel, près de  $600\text{ m}^3$  de gaz naturel occupent seulement  $1\text{ m}^3$  à l'état liquide (à pression atmosphérique). Les réservoirs de GNL, qui disposent d'une capacité de stockage comprise

entre 65 000 et 150 000 m<sup>3</sup> de GNL permettent donc de stocker de très grandes quantités d'énergie [5].



**Figure I.2 :** Bac de stockage du GNL

### **I.3.2. Transport du GNL jusqu'au terminal méthanier**

Le GNL est chargé à bord de méthaniers, des navires géants spécialement conçus pour cet usage. Les méthaniers doivent également être isolés thermiquement pour maintenir le gaz à l'état liquide en minimisant les déperditions énergétiques : leurs réservoirs sont dits « adiabatiques », c'est-à-dire sans pertes thermiques.

Les plus gros méthaniers en activité peuvent transporter près de 267 000 m<sup>3</sup> de GNL. Ces navires, dits « Q-MAX » et exploités par la Qatar Gas Transport Company, mesurent près de 345 m de long et 54 m de largeur. Pendant la traversée, le méthane qui s'évapore des cuves « adiabatiques » est récupéré pour participer à la propulsion du navire.

Une fois à destination, les méthaniers déchargent leur cargaison sur un terminal doté d'une installation de réception et de stockage cryogénique du GNL, dans des réservoirs similaires à ceux utilisés sur les sites de liquéfaction [6].



**Figure I.3 :** Méthanier pour transport du GNL.

### **I.3.3. Regazéification**

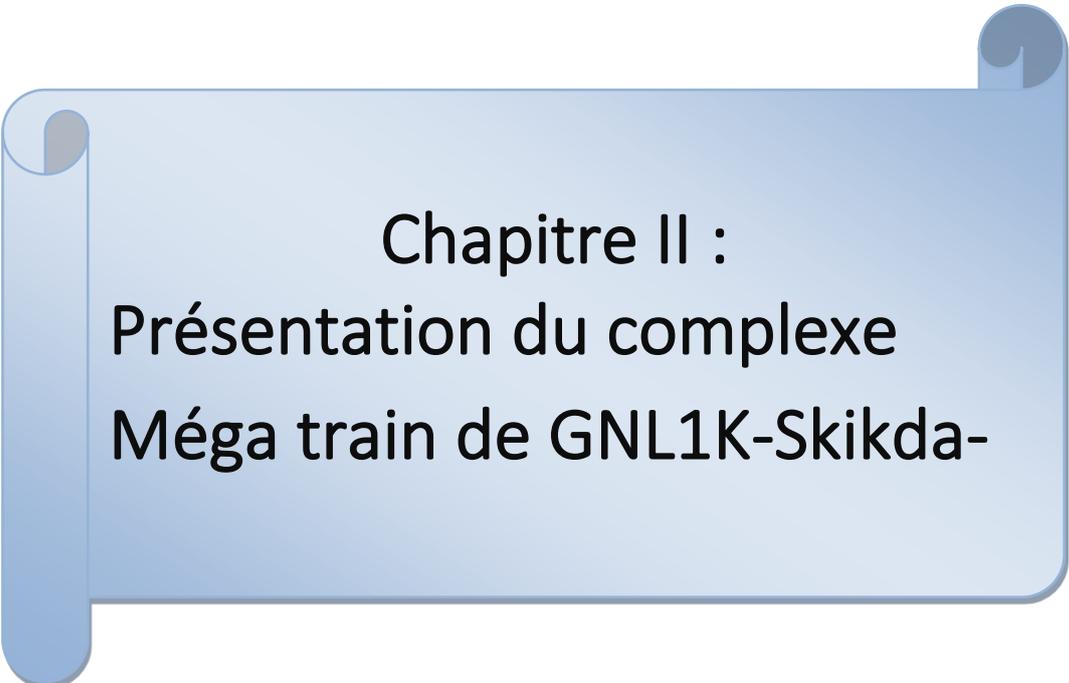
Lorsque la consommation le nécessite, le GNL est regazéifié, et sa température est portée de  $-161^{\circ}\text{C}$  à plus de  $0^{\circ}\text{C}$  sous haute pression (entre 60 et 100 bars). Le GNL peut être réchauffé par des échangeurs à ruissellement d'eau de mer ou par combustion d'une partie du gaz.

Avant l'acheminement du gaz par gazoduc depuis le terminal jusqu'aux réseaux de distribution, son pouvoir calorifique peut être ajusté par modification de la teneur en azote ou par mélange avec d'autres gaz [5].

### **I.4. Le marché du GNL**

Quand il est fait allusion au marché du GNL, il s'agit du transport de gaz naturel sous forme liquide, c'est-à-dire des chaînes de GNL (voir paragraphe 1.4). Dans le cadre de ces chaînes de GNL, comme pour le gaz naturel, des acheteurs et des vendeurs sont liés par des contrats à long terme portant sur des quantités définies à l'avance, produites dans une usine de liquéfaction donnée, et reçues dans un terminal méthanier donné. Ainsi, le mot chaîne évoque non seulement les différentes phases techniques du transport, mais encore le lien indissoluble entre l'acheteur et le vendeur.

Le GNL n'étant une solution de transport économique que sur longue distance, et le marché du GNL est évidemment partie intégrante du commerce international du gaz naturel [7].



Chapitre II :  
Présentation du complexe  
Méga train de GNL1K-Skikda-

## Introduction

A partir du milieu des années 60 et jusqu'à maintenant, l'industrie gazière en Algérie connaît un essor remarquable. Pour répondre à une demande croissante du marché, la politique de développement alors consiste à augmenter considérablement la taille des usines de liquéfaction et leur capacité de production. Pour le complexe GNL de Skikda, il y a le nouveau train de liquéfaction (Méga Train) dont la capacité de production atteindra 4.5 millions de tonnes métriques par an, qui remplace les cinq trains de liquéfaction dont trois ont été détruits en 2004 par un incendie et une explosion [7].

## II.1. Présentation du nouveau train de GNL de Skikda [8]

### II.1.1. Situation géographique

Le complexe GL1K de liquéfaction du gaz naturel, l'un des principaux pôles d'hydrocarbures de l'Algérie, est situé à environ quatre kilomètres à l'Est de la ville de Skikda, wilaya de Skikda située au nord-est de l'Algérie.



Figure II.1: Localisation de l'usine GL1K

Le nouveau train de GNL est situé à l'intérieur de l'enceinte du complexe, au Nord-Ouest du GL1K. Il est construit pour répondre à la demande des clients, qui ne cesse d'augmenter d'une année

à une autre, notamment avec la disparition de trois unités (U20, U30, et U40) suite à l'incident de 2004.

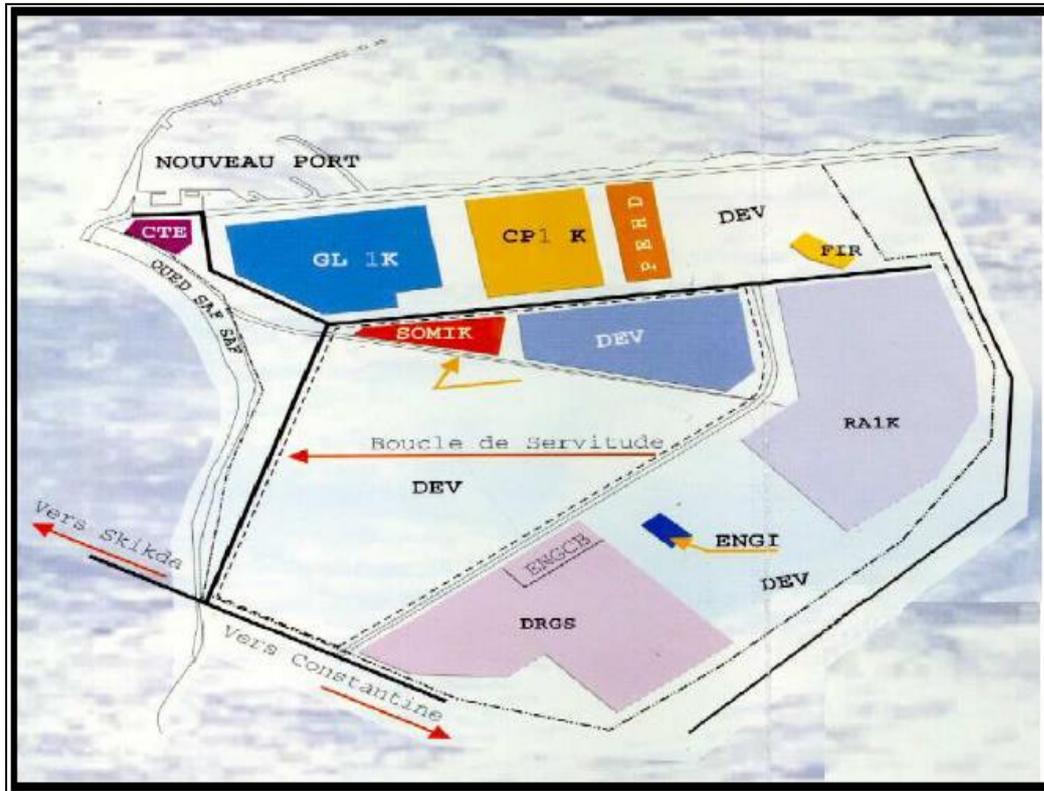


Figure II.2: Situation du complexe dans la zone industrielle

### II.1.2. Présentation générale

Le nouveau train de GNL a été conçu pour une capacité de production de 4,5 millions de tonnes de GNL par an, et peut fonctionner avec ou sans extraction des sous-produits (éthane, propane, butane et gazoline). Le train est composé d'installations de décarbonatation, de déshydratation, de démercurisation, de liquéfaction et de fractionnement. Il comporte aussi des systèmes de réfrigération au propane (PR) et au réfrigérant mixte (MR). Les installations d'utilités et off-sites comprennent les systèmes de production d'électricité, le stockage de GNL, propane, butane et gazoline, ainsi que les systèmes d'huile chaude, d'air instrument et d'eaux diverses, etc.

Le nouveau train de GNL est conçu pour un fonctionnement en marche continu, garanti pendant 330 jours / an. [9]



Figure II.3 : Plan général du Méga train

## II.2. Procédé de liquéfaction [10]

Le procédé utilisé est celui d'APCI (Air Product and Chemicals Incorporation) qui utilise trois boucles de réfrigération, deux au propane, et la troisième au réfrigérant mixte (MCR).

Chacune des boucles est composée d'un compresseur entraîné par une turbine à gaz, une batterie d'évaporateurs et une autre batterie d'aéroréfrigérants.

Le rôle de la boucle MCR est de refroidir et liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur

Principal cryogénique. Le fluide réfrigérant MCR (Mixed Réfrigérant) fabriqué à partir des constituants du gaz naturel produits dans l'unité de fractionnement.[9]

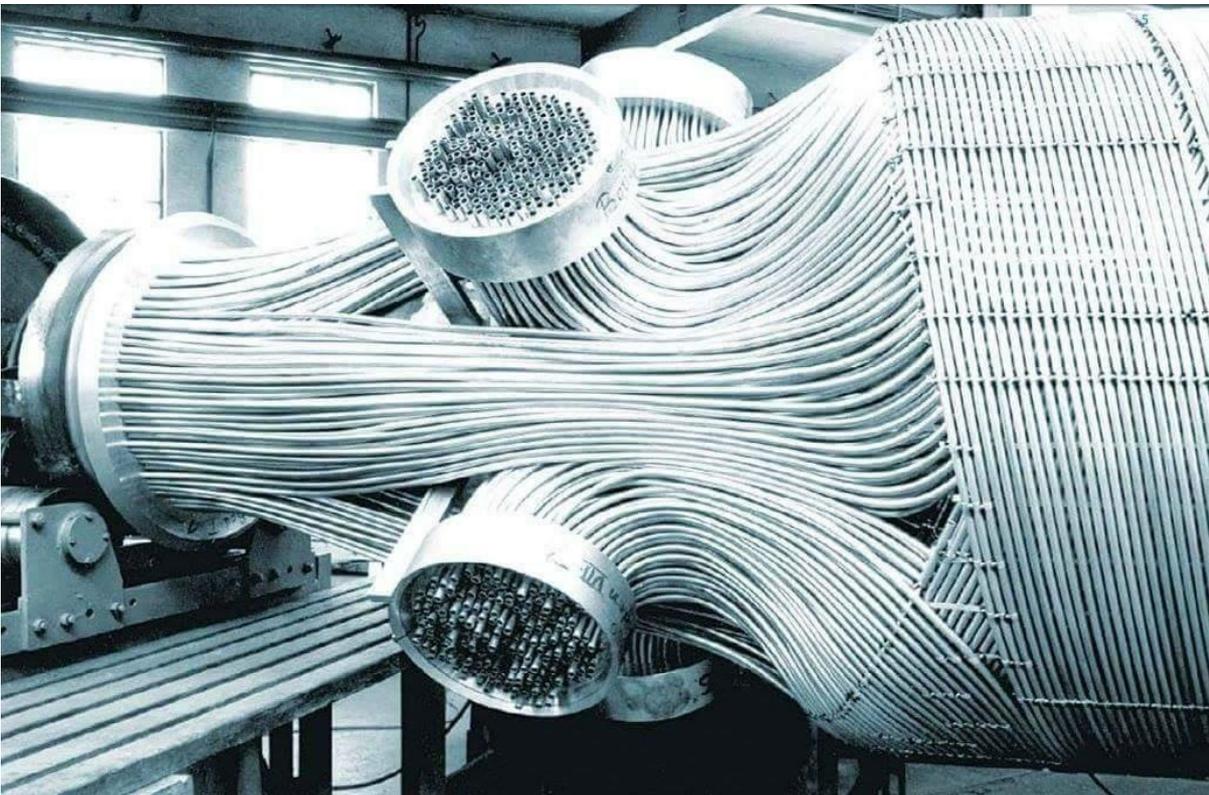
La composition du MCR est la suivante :

Constituants	Composition en % molaire
Azote	5,92
Méthane	48,90
Ethane	37,15
Propane	8,73

**Tableau II.1** : Composition du MCR [11].

Les boucles de propane ont pour but de pré- refroidir le gaz naturel, le MCR, et d'assurer le refroidissement dans la section de fractionnement.

Un échangeur principal de type bobiné est utilisé pour la liquéfaction du gaz naturel. Cet échangeur est constitué d'une calandre en aluminium et de plusieurs faisceaux de tubes en aluminium enroulés autour d'un noyau central.



**Figure II.4** : Echangeur principal de la liquéfaction.

### II.3. Présentation générale des installations

Les installations du nouveau train de GNL sont essentiellement constituées des unités suivantes

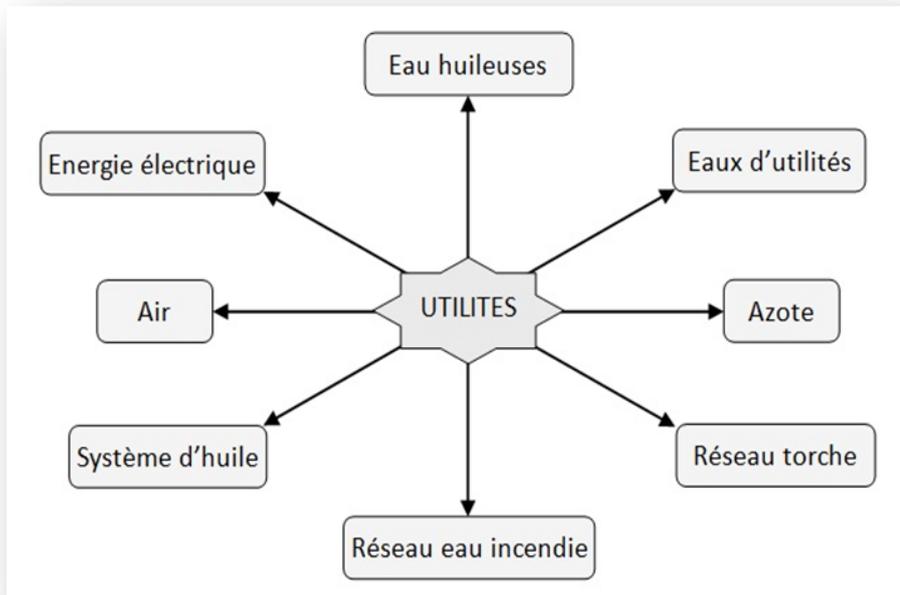


Figure II.5 : Schéma des différentes sections des utilités du Méga train.

#### II.3.1. L'énergie électrique

- 05 Diesel générateurs d'une puissance unitaire de 1,8 MW. Ces équipements servent à fournir l'énergie électrique nécessaire pour le démarrage et Pour l'arrêt sécurisé des installations.
- 05 turbos- générateurs (turbines à gaz entraînant des alternateurs) d'une Puissance unitaire de 25 MW.
- 06 sous- stations pour la distribution électrique.

#### II.3.2. La production d'air instrument et d'air service

Cette unité produit de l'air instrument sec pour les besoins de l'instrumentation (vannes, Positionneurs, etc.) et de l'air service non séché pour les besoins utilitaires des Installations (nettoyage et autres).

### II.3.3. La production d'eau potable

A partir du réseau d'eau industrielle (de barrage) fournie par le complexe GL-1/K, cette eau est traitée dans un package spécial pour être amenée aux conditions sanitaires exigées avant sa mise à la consommation.

### II.3.4. Eau déminéralisée

Elle est utilisée pour alimenter :

- ✓ Les unités de décarbonatation et de stockage MDEA pour appoint et lavage
- ✓ Le système de lavage des turbines à gaz.
- ✓ Le laboratoire.

### II.3.5. Système torche et brûlot

- Une torche recevant les effluents gazeux des unités du nouveau train de GNL. La hauteur de cette torche est de 150 m.
- Une torche basse pression (torche confinée) recevant le torchage du boil-off du nouveau train de GNL.
- Un brûlot recevant les liquides torchés à partir du nouveau train de GNL.

### II.3.6. Eaux huileuses et eaux pluviales :

Ce système sert à récupérer et traiter les eaux contaminées et celles de pluie à partir de l'ensemble de l'usine.

### II.3.7. Réseau incendie

Le réseau incendie du nouveau train de GNL est alimenté par une pompe électrique située à la pomperie eau de mer du complexe **GL1K**. Ce réseau est interconnecté à celui de **GL1K** en trois points.

### II.3.8. Réseau azote

Dans toute unité industrielle traitant des hydrocarbures, l'azote est un élément indispensable. N'étant pas combustible, il est essentiellement utilisé pour obtenir des atmosphères inertes.

Le nouveau train de GNL ne dispose pas d'équipements de production d'azote, à l'exception d'une bouteille de stockage liquide et d'évaporateurs. Il est connecté sur le réseau de GL1/K qui est alimenté en azote gazeux par :

- COGIZ à partir du complexe d'extraction d'hélium (HELISON) où l'azote est extrait à partir de la charge de gaz riche en hélium envoyée par le nouveau train et GL-1/K.
- MESSER ALGERIE où l'azote est extrait à partir de l'air.

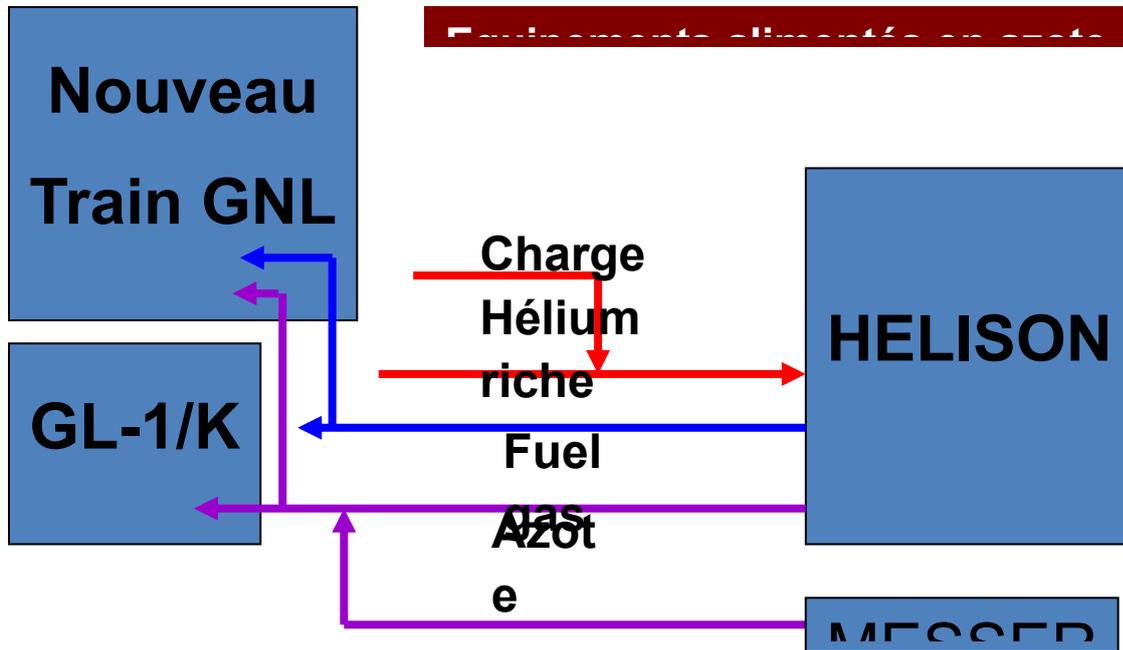


Figure II.6 : Réseau azote du complexe nouveau train de GNL.

### II.3.9. L'unité de stockage et de chauffage d'huile

Ce système a pour but de stocker, chauffer et fournir l'huile chaude nécessaire pour le réchauffage des rebouilleurs et des réchauffeurs de l'ensemble du train. Ce système est Composé de 3 unités :

- Unité 08 pour le stockage d'huile et la compensation des pertes par appoint aux Unités 18 et 58.
- Unité 18 assure le chauffage d'huile des échangeurs du traitement du gaz et pour le réchauffeur de fuel gaz.
- Unité 58 : Chauffage d'huile pour les échangeurs du fractionnement et pour le réchauffeur de gaz naturel.

II.4. Description du procédé de Méga train

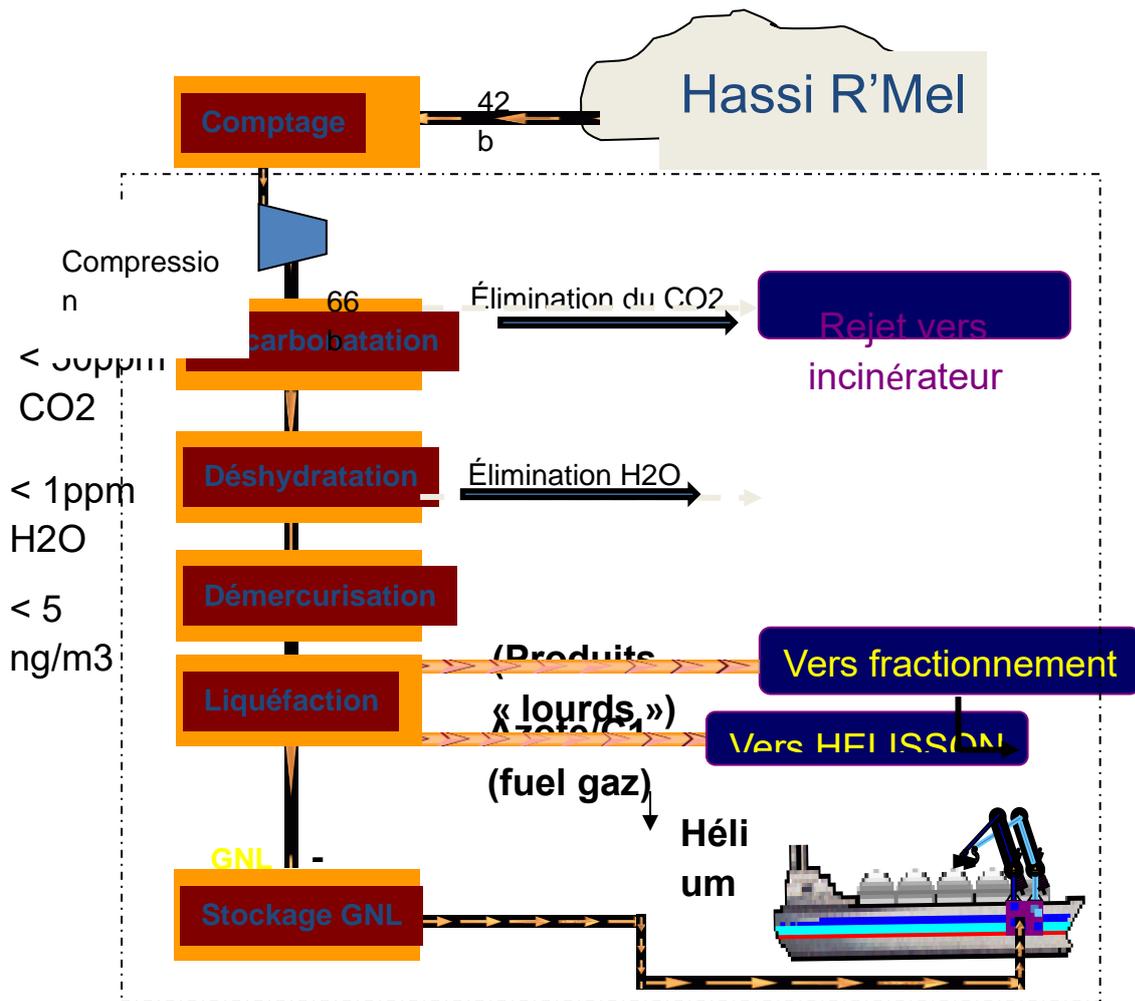


Figure II.7 : Schéma synoptique du processus du Méga train.

II.4.1. Unité de comptage du gaz naturel

Son rôle est de compter les quantités de GN consommées. Le comptage sert à Fournir les éléments nécessaires pour le calcul des divers bilans de l'usine ainsi que pour les besoins de facturation avec le fournisseur RTE.

II.4.2. Unité de compression du gaz naturel

Le système de compression du gaz naturel (GN) ou gaz d'alimentation est dimensionné pour retenir les particules solides et liquides (poussières, huiles, hydrocarbures lourds) pouvant être contenues dans le GN, et de compresser ce gaz jusqu'à une pression de 66 bars pour faciliter sa liquéfaction.

### II.4.3. Unités de traitement du gaz naturel

Avant la liquéfaction, le gaz naturel doit subir des traitements pour être débarrassé de trois éléments nuisibles au fonctionnement de l'installation :

- ✓ CO<sub>2</sub> (anhydride ou gaz carbonique)
- ✓ Eau.
- ✓ Mercure.

#### II.4.3.1. Unité de décarbonatation du gaz naturel

Une unité d'élimination de gaz acide est prévue pour réduire la teneur en CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz naturel à 50 ppmv pour éviter sa solidification dans l'unité de liquéfaction. Cette unité est conçue pour traiter un gaz naturel chargé jusqu'à **2%** de CO<sub>2</sub>.



Figure II.8 : Colonne de décarbonatation dans le complexe de GNLK de Skikda

#### II.4.3.2. Unité de déshydratation du gaz naturel

L'unité de déshydratation est située en aval de l'unité de décarbonatation et en amont de l'unité de démercurisation. Elle est dimensionnée pour retenir l'eau contenue dans le gaz naturel afin d'éviter la formation d'hydrates et le bouchage de l'échangeur cryogénique de l'unité de liquéfaction. Le gaz

est séché dans les sécheurs à tamis moléculaires 13-MD02A/B/C jusqu'à obtenir une teneur en eau résiduelle de moins de 01 ppmv.

### II.4.3.3. Unité de démercurisation du gaz naturel

Le système de démercurisation est conçu pour éliminer le mercure du gaz d'alimentation et empêcher la corrosion des sections cryogéniques de l'usine. Le gaz sec traverse le démercuriseur 14-MD01 qui est constitué d'un lit de charbon actif imprégné de soufre. Le démercuriseur réduit la teneur en mercure du gaz à moins de 5 ng/ Nm<sup>3</sup>. Le gaz passe ensuite dans le filtre 14-MD02 qui retient environ 99,5% des particules entraînées de 10 microns et plus.



Figure II.9 : Démercuriseur de GN dans le complexe de GNL01K Skikda

### II.4.4. Unité de liquéfaction

La liquéfaction est la sixième étape dans le processus de production de GNL et c'est la plus importante. Elle consiste à combiner entre l'abaissement de la température du gaz et l'augmentation de sa pression, c'est-à-dire qu'on comprime le gaz puis on enlève sa chaleur en utilisant un fluide frigorigène (MCR) dans l'échangeur principal. Ce fluide, à son tour sera auto-refroidit à contre-courant dans le même échangeur cryogénique, ensuite par échange de chaleur dans des condenseurs dont le fluide frigorigène est le propane. Le GNL est obtenu à une température de - 162 °C sous la pression atmosphérique et stocké dans un bac de 150000 m<sup>3</sup>.



**Figure II.10 :** Echangeur cryogénique de GNL dans le complexe de GNL01K de SKIKDA

### II.4.5. Récupération de l'hélium

Le GNL provenant de la tête de l'échangeur principal MCHÉ 15-MC05 passe à travers l'expander de liquide 15-MJ02 et subit une détente dans le ballon de flash de gaz riche en hélium 15-MD03 où le GNL et les vapeurs riches en hélium sont séparés. Le débit de vapeurs riches en hélium est dirigé vers l'échangeur de chaleur du gaz riche en hélium/LMR 15-MC06 dans lequel il est réchauffé puis envoyé à l'aspiration du compresseur d'hélium riche 15-MJ05.

A partir de ce compresseur, le débit riche en hélium est envoyé à l'usine d'hélium (HELISON) où l'hélium (et un peu d'azote) est enlevé et liquéfié.

## II.4.6 Unité de fractionnement

L'unité de fractionnement élimine les hydrocarbures lourds contenus dans le gaz naturel qui affectent les spécifications du GNL. L'unité de fractionnement assure aussi la production d'éthane, de propane, de butane et de gazoline.

L'unité de fractionnement comprend les colonnes de distillation suivantes :

- Déméthaniseur **07-MD01**.
- Dééthaniseur **07-MD02**.
- Dépropaniseur **07-MD04**.
- Débutaniseur **07-MD06**.
- Déisopentaniseur **07-MD11**

### II.4.6.1. Utilisation des produits

Ethane	- Alimentation CP-1/K - Réinjection dans le GNL - Réinjection dans le Fuel Gas - Appoint dans la boucle MR
Propane	- Stockage et expédition - Réinjection dans le GNL - Appoint dans la boucle Propane
Butane	- Stockage et expédition - Réinjection dans le GNL
Gazoline (iC5)	- Réinjection dans le GNL
Gazoline (iC5)	- Stockage et expédition vers RA-1/K

**Tableau II.2** : Utilisation des produits finis du GN.

II.4.6.2. Schéma simplifié du fractionnement

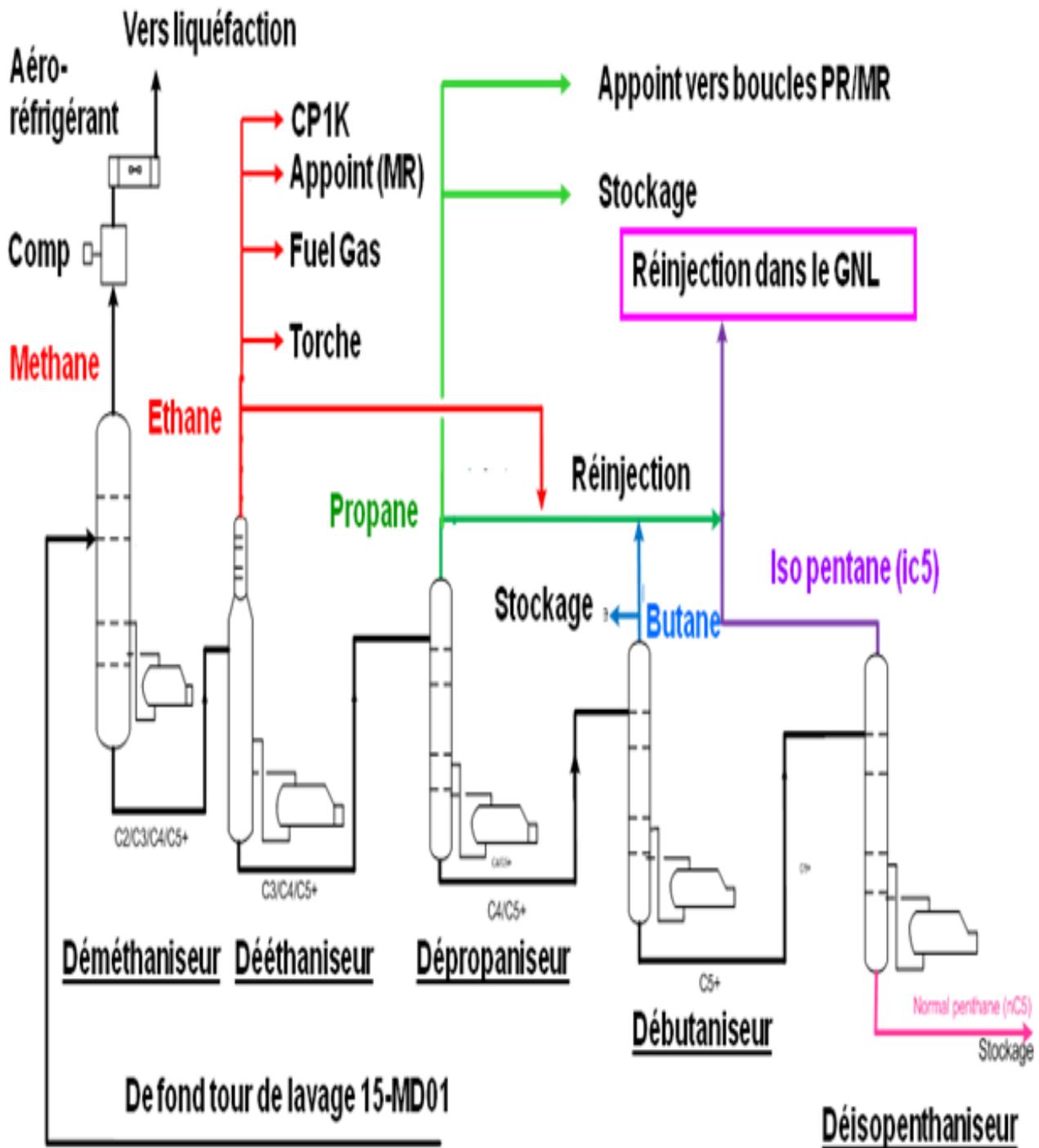


Figure II. 11 : Installation des colonnes de fractionnement.

II.5. Stockage des produits finis

- ✓ Un bac de stockage de GNL de **150000 m<sup>3</sup>** du type confinement intégral, Avec une structure extérieure en béton armé précontraint, à toit suspendu, et une cuve interne en acier à 9% de nickel.

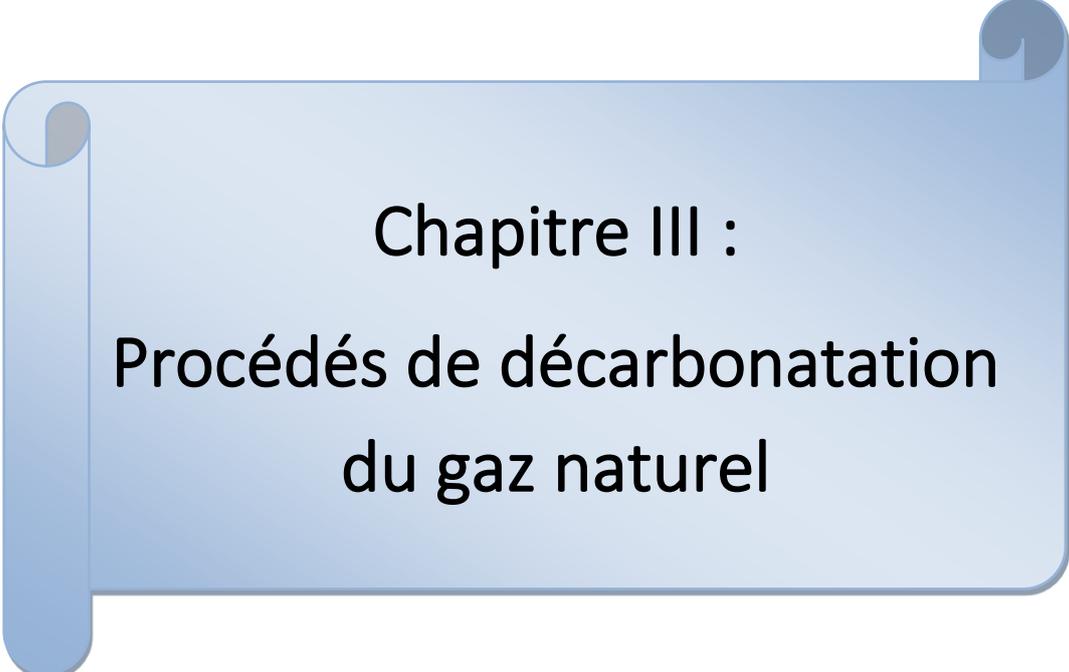
Les gaz d'évaporation des bacs (boil- off) et de retour des méthaniers durant le chargement, sont repris par des compresseurs et envoyés dans le réseau Fuel Gas et/ou recyclés à l'entrée de l'unité de liquéfaction du nouveau train de GNL.

- ✓ Un bac de stockage de propane de capacité totale de **66000 m<sup>3</sup>** (type confinement Intégral).
- ✓ Un bac de stockage de butane de capacité totale de **66000 m<sup>3</sup>** (type confinement Intégral).
- ✓ Une unité de réfrigération de **GPL** (propane et butane).

Cette unité reçoit :

- Les gaz d'évaporation des bacs de propane et de butane du nouveau train. Ce « boil- of » est liquéfié puis renvoyé au stockage au nouveau train.
- Le retour gaz des navires GPL durant les chargements. Ce boil-off est Liquéfié puis renvoyé au stockage au nouveau train.
- Le butane et le propane chauds venant de la raffinerie de Skikda (RA1K). Ces produits sont sous-refroidis puis renvoyés au stockage dans les bacs du nouveau train de GNL.

Une sphère de stockage de gazoline de capacité totale de **3760 m<sup>3</sup>**.**[9]**



Chapitre III :  
Procédés de décarbonatation  
du gaz naturel

### Introduction :

La décarbonatation est un procédé qui vise à réduire la teneur en dioxyde de carbone, aussi appelé gaz carbonique qui est un gaz incolore, inerte et toxique. Le  $\text{CO}_2$  est l'un des principaux gaz à effet de serre. Il possède une durée de vie dans l'atmosphère d'environ 100 ans. Le dioxyde de carbone présent dans le gaz naturel doit être éliminé pour :

- Augmenter le pouvoir calorifique du gaz.
- Minimiser la corrosion du gazoduc.
- Protéger les équipements de liquéfaction du gaz naturel contre le bouchage par les dépôts de  $\text{CO}_2$  cristallisés au cours du procédé cryogénique (procédé de liquéfaction) [11].

Plusieurs procédés ont été développés dans le domaine de traitement du gaz naturel pour répondre aux spécifications du gaz à liquéfier. Les principaux procédés disponibles peuvent être regroupés comme suit :

- Séparation physique (membrane)
- Procédés d'adsorption
- Procédés d'absorption (absorption physique, absorption chimique)

### III.1. Séparation par membrane :

La séparation par membrane est déjà appliquée industriellement pour réaliser la décarbonatation du gaz naturel. Ces unités ne sont utilisées que pour de petites capacités.

La mise en œuvre de la séparation par membrane permet de réaliser simultanément la décarbonatation et la déshydratation du gaz naturel.

Le schéma de principe d'une opération de séparation par membrane est représenté sur la figure (III.1).

Pour que la séparation soit efficace, la membrane doit être très perméable vis-à-vis du dioxyde de carbone qui passe à travers la membrane sous l'effet de la pression, et très peu perméable vis-à-vis du méthane [12].

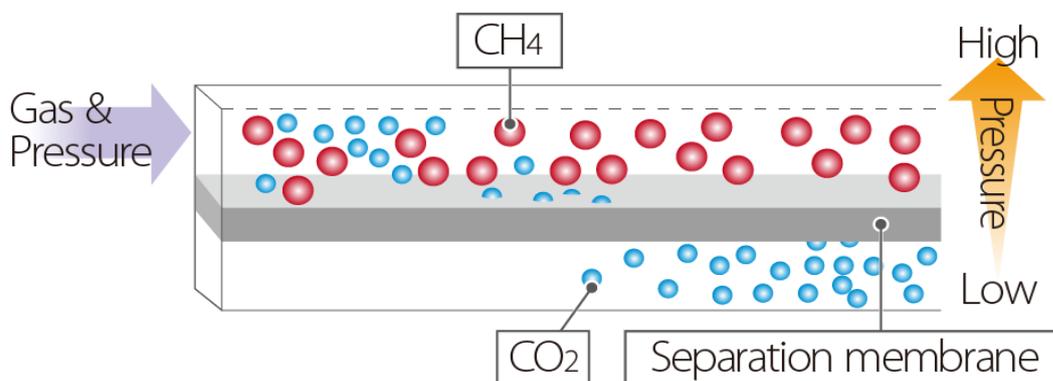


Figure III.1. Schéma de principe de séparation par membrane.

### III.2. Procédés d'adsorption

Le procédé d'adsorption consiste à capter les gaz acides par un adsorbant solide. L'élimination des gaz acides se fait soit par réaction chimique ou par liaison ionique du solide des particules avec le gaz acide. Ils utilisent couramment comme adsorbant l'oxyde de fer, l'oxyde de zinc ou le procédé à tamis moléculaires (zéolite). L'adsorbant est généralement caractérisé par une structure microporeuse qui retient sélectivement les composants à séparer. Une fois le lit de la colonne d'adsorption est saturé par le gaz acide, celui-ci sera retiré au cours de la régénération, par l'écoulement du gaz naturel traité, chaud et non corrosif travers le lit. Parmi les procédés d'adsorption mentionnés ci-dessus, le tamis moléculaire est le plus approprié pour l'enlèvement de la concentration de CO<sub>2</sub> contenue dans le gaz naturel.

Le tamis moléculaire fait usage de la zéolite cristalline, solide et synthétique pour éliminer ces impuretés du gaz naturel. La structure cristalline crée un grand nombre de charges polaires localisées, appelées sites actifs. La molécule de gaz polaire comme H<sub>2</sub>S forme une liaison ionique faible avec le site actif.

Les molécules non-polaires, tels que les hydrocarbures ne se lient pas aux sites actifs. Bien que la molécule du dioxyde de carbone soit non-polaire et ne se lie pas au site actif, mais en raison de la structure linéaire du CO<sub>2</sub>, cette faible concentration sera piégée dans les pores. Le procédé est donc plus applicable pour les gaz d'alimentation, avec une faible concentration de CO<sub>2</sub> [13].

### III.3. Procédés d'absorption

#### III.3.1. Absorption physique par solvant :

Ces procédés présentent l'avantage de ne nécessiter que peu ou pas de chaleur pour enlever les gaz acides. Par contre, ils sont sensibles à la présence dans le gaz d'hydrocarbures lourds, absorbés par le solvant, puis désorbés avec les gaz acides.

L'utilisation d'un procédé physique basé sur un solvant est favorisée par les conditions suivantes :

- Gaz disponible à une pression relativement élevée.
- Faible concentration d'hydrocarbures lourds dans la charge.
- Forte teneur en gaz acides dans la charge.
- Sélectivité H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> recherché.

L'étape d'absorption est réalisée dans une colonne à plateaux ou à garnissage. La régénération s'effectue par détentes successives, stripping par un gaz neutre ou rebouillage de la solution [14].

### III.3.1.1. Les solvants physiques :

Le premier solvant physique historique est l'eau, mais les gaz acides ont une solubilité trop faible dans l'eau pour que ce solvant puisse être efficace. Le méthanol et le carbonate de propylène sont les plus anciens solvants commercialisés. Les solvants physiques les plus connus et les plus commercialisés sont rassemblés dans le tableau (III.1).

Désignation Commerciale du procédé	Selexol	Purisol	Fluor	Morphysorb	Rectusol
Solvant	DiMéthyl Ether de Polyéthylène Glycol DMEPG	N-Méthyl-Pyrrolide NMP	Carbonate De propylène PC	N-Formyl-Morpholine NFM	Méthanol
Formule chimique	$\text{CH}_3(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_n\text{CH}_3$	$\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}$	$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3$	$\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_2$	$\text{CH}_3\text{OH}$
Congélation	-48	-24	-28		-92
Ebullition °C	240	202	275		65

**Tableau III.1 :** Solvants d'absorption physique [15].

#### Critères de sélection d'un solvant physique :

- \* Capacité élevée d'absorption du  $\text{CO}_2$ .
- \* Faible pression de vapeur.
- \* Faible capacité d'absorption des hydrocarbures.
- \* Non corrosif.
- \* Faible viscosité.
- \* Non réactif avec les composants du gaz.
- \* Coût raisonnable.

### III.3.2. Absorption chimique par solvant :

L'absorption consiste à mettre en contact un mélange de gaz et un liquide afin de solubiliser préférentiellement un composé. Dans le liquide, ou solvant, le composé dissous s'appelle le soluté. Cette opération nécessite un transfert de matière de la phase gazeuse à la phase liquide. La désorption de ce composé s'effectue quand le transfert se fait de la phase liquide à la phase gazeuse. La solubilité du gaz dans le liquide, à température et pression donnée, est la concentration du gaz dissous dans le liquide à l'équilibre [16].

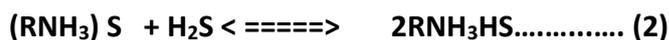
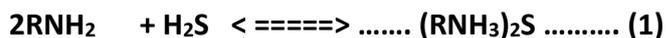
## III.3.2.1. Solvants chimiques

### a. Les alcanolamines

Parmi les solvants chimiques, 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 H<sub>2</sub>S et de CO<sub>2</sub>.

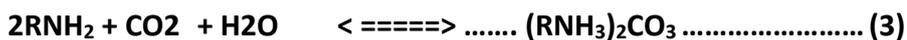
Les amines, agissant par affinité chimique, en raison de leurs caractères basiques. La monoéthanolamine (MEA), la diéthylamide (DEA), la diglycolamine (DGA), la diisopropanolamine et la méthyl-diéthanolamine (MDEA) sont utilisées pour désacidifier le gaz naturel.

**Les réactions suivantes sont observées entre H<sub>2</sub>S et une amine primaire :**



Ces réactions sont directes et rapides. Les autres amines réagissent de la même manière, mais c'est dans le cas de la monoéthanolamine que les réactions sont les plus rapides. La triéthanolamine, qui avait été utilisée, est moins active et a disparu au profit de la MEA et de la DEA. Les amines réagissent également avec le dioxyde de carbone selon deux types de réactions :

- **Formation carbonate et de bicarbonate de :**



- **Formation de carbamate :**



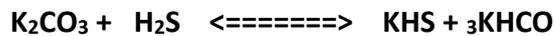
Les réactions (3) et (4) sont lentes. En effet, le dioxyde de carbone doit se fixer avec l'eau de l'acide carbonique (réactions lentes) avant de réagir avec l'amine. La réaction (5) qui prédomine dans le cas de la monoéthanolamine est relativement rapide et c'est pour cette raison, que la MEA ne permet pas d'éliminer sélectivement l'hydrogène sulfuré. Au contraire dans le cas des amines tertiaires, la réaction (5) est impossible [17-18].

### b. Solvant inorganique (carbonate de potassium)

Les carbonates réagissent de manière réversible avec le dioxyde de carbone. Cependant, à température ambiante, leur vitesse d'absorption est réduite et ils demandent des débits de solution très élevés par rapport aux amines. Par conséquent, les carbonates n'étaient pas utilisés.

Les solutions de carbonate de potassium utilisées sont en général plus concentrées (20 à 40 pour cent) que les solutions d'amines. Ce procédé a été employé, à l'origine, pour éliminer le dioxyde de carbone, mais l'hydrogène sulfuré est également absorbé.

**Les équilibres mis en jeu sont les suivants :**



L'absorption par une solution chaude de carbonate de potassium permet d'augmenter considérablement la vitesse d'absorption. Dans les procédés actuels, les étapes d'absorption et de régénération sont réalisées à des températures voisines (aux environs de 110°C) et ceci conduit à éliminer l'échangeur entre solution riche et solution pauvre.

L'augmentation de la température au cours de l'étape d'absorption permet également d'opérer à une concentration plus élevée en carbonate, compte tenu de l'augmentation correspondante de solubilité du bicarbonate.

### III.3.2.2. Critères de sélection d'un solvant chimique

Le but recherché est d'éliminer le CO<sub>2</sub> du gaz naturel et plusieurs choix sont possibles dans ce cas, quelques caractéristiques du solvant sont à prendre en considération :

- Le pouvoir solvant ou la solubilité du 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 au cours de l'absorption, et la chute de pression dans le dispositif de pompage.
- La corrosivité, afin d'éviter les matériaux très chers.
- La stabilité chimique notamment face aux impuretés de l'effluent, à savoir essentiellement l'oxygène, les SO<sub>x</sub> et les NO<sub>x</sub>.
- 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 [19].

### III.3.2.3. Comparaison des solvants :

Amines	Avantages	Inconvénients
<b>MEA</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Coût faible</li> <li>-Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur.</li> <li>-Forte réactivité</li> <li>-Faible absorption des hydrocarbures.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Non sélective</li> <li>-Dégradation irréversible en présence de COS, CS<sub>2</sub></li> <li>-Produits de dégradation sont corrosifs.</li> <li>-Besoins énergétiques élevés durant la régénération.</li> <li>-Pression de vapeur élevée.</li> </ul>
<b>DGA</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Débit de circulation plus faible que celui de la MEA.</li> <li>- Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur</li> <li>- Forte réactivité.</li> <li>- Capture partielle de COS et CS<sub>2</sub>.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Non sélective.</li> <li>- Solubilité élevée des hydrocarbures.</li> <li>- Produits de dégradation sont corrosifs.</li> <li>- Besoins énergétiques élevés durant la régénération.</li> <li>- Cout élevée du solvant.</li> </ul>
<b>DEA</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Moins corrosive que la MEA</li> <li>-Pression de vapeur plus faible que celle de la MEA</li> <li>-Résistance à la dégradation par COS et CS<sub>2</sub></li> <li>-Besoins énergétiques moins élevés que MEA</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Réactivité plus faible que MEA</li> <li>-Débit de circulation plus élevé que MEA</li> <li>-Coût du solvant plus important que MEA.</li> </ul>
<b>DIPA</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Certaine sélectivité.</li> <li>- Besoins énergétiques relativement modérés.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cout relativement élevé.</li> <li>- Dégradation par COS et CS<sub>2</sub></li> </ul>
<b>MDEA</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sélectivité élevée.</li> <li>- Faible corrosivité et volatilité.</li> <li>- Besoins énergétiques relativement faibles.</li> <li>- Faible dégradation en présence de CO<sub>2</sub> et COS</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Coût le plus élevé.</li> <li>-Réactivité la plus faible.</li> </ul>

**Tableau III.2** : Les avantages et les inconvénients des solvants [15].

### III.4. Absorption du dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) par le diméthylamino-3 propanol-1 (MDEA) :

Ce type d'absorption implique une réaction chimique exothermique entre le composant gazeux (CO<sub>2</sub>) et celui liquide (MDEA).

#### ❖ Propriétés chimiques

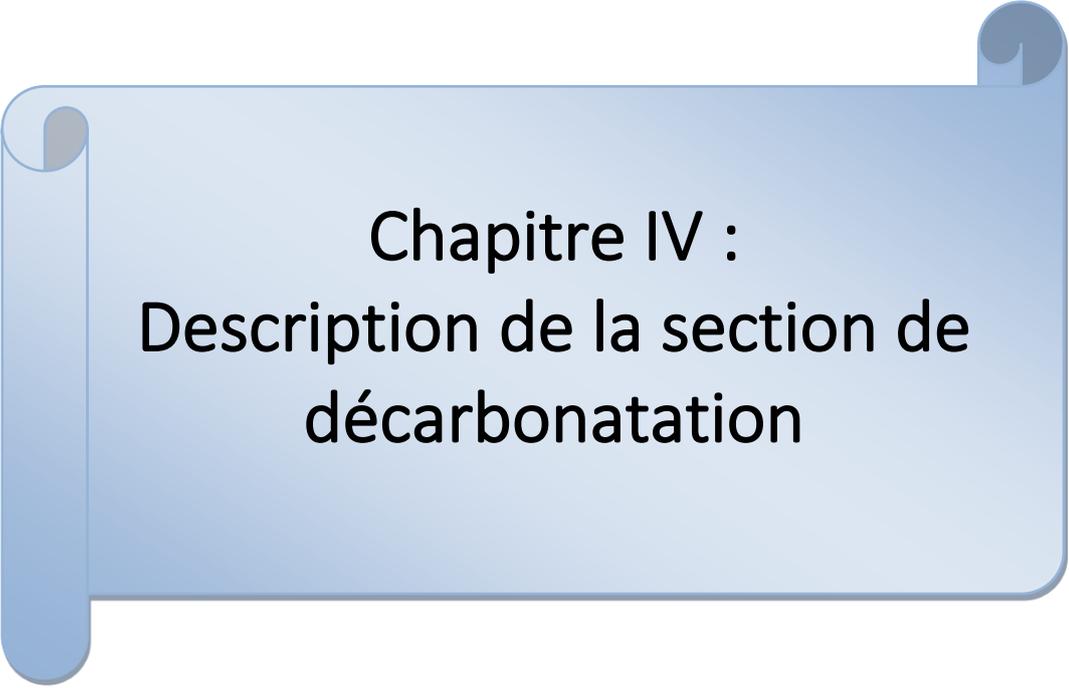
Le MDEA comprend un groupe hydroxyle (OH<sup>-</sup>) qui sert à réduire la tension de vapeur et augmenter la solubilité dans l'eau, et un groupe aminé qui donne au composé les caractéristiques d'élimination du CO<sub>2</sub>.

Le MDEA présente les réactions caractéristiques des amines et des alcools, et peut réagir vivement avec les produits oxydants. Avec les acides, il se produit une réaction très exothermique. Le MDEA est un solvant qui n'est pas très corrosif [21].

### ❖ Propriétés physiques de la MDEA

Propriétés	MDEA
Formule brute	DIMETHYLAMINO-3 PROPANOL-1 (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> -N-(CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> -OH
Activateur	Pipérazine
Masse moléculaire	129.84
Densité (g/cm <sup>3</sup> )	0.904
Intervalle d'ébullition (À 1 atm)	100 – 159°C
Pression de vapeur (KPa) : À 20 °C 50 °C	0.5 2.0
Point de congélation	< -50°C
Solubilité dans l'eau	Complète
Viscosité cinématique À 23 °C (mm <sup>2</sup> /s)	<b>7</b>
Point d'éclair (°C)	66
Point d'inflammabilité	235
Limite inférieure d'explosivité (% V)	0.9
Limite supérieure d'explosivité (% V)	11.2

**Tableau III.3** : Propriétés physiques du solvant MDEA [21].



**Chapitre IV :**  
**Description de la section de**  
**décarbonatation**

## Introduction

Avant la liquéfaction, le gaz naturel doit subir des traitements pour être débarrassé du CO<sub>2</sub>, de l'humidité et du mercure qui y sont présents. Le gaz naturel une fois décarbonaté, déshydraté et démercurisé sera prêt pour la liquéfaction.

### IV.1. But de l'élimination du CO<sub>2</sub> du gaz naturel

Le dioxyde de carbone ou anhydride carbonique est présent dans certains gaz naturels. Il est non toxique et non combustible.

Un excès de CO<sub>2</sub> se traduit donc par une diminution du pouvoir calorifique du gaz et, pour une même énergie transportée, un supplément de 1 % de CO<sub>2</sub> coûte 2 % en plus de gaz carburant.

En milieu humide, la présence de CO<sub>2</sub> provoque une corrosion lente des canalisations pour un gaz à 3 % de CO<sub>2</sub>, la diminution moyenne théorique d'épaisseur d'une canalisation est de l'ordre de 3 μ par an [22].

Dans les unités de production du GNL, le CO<sub>2</sub> est éliminé (décarbonatation) avant la liquéfaction pour éviter le bouchage et la corrosion des équipements du procédé.

### IV.2. Conséquences du bouchage

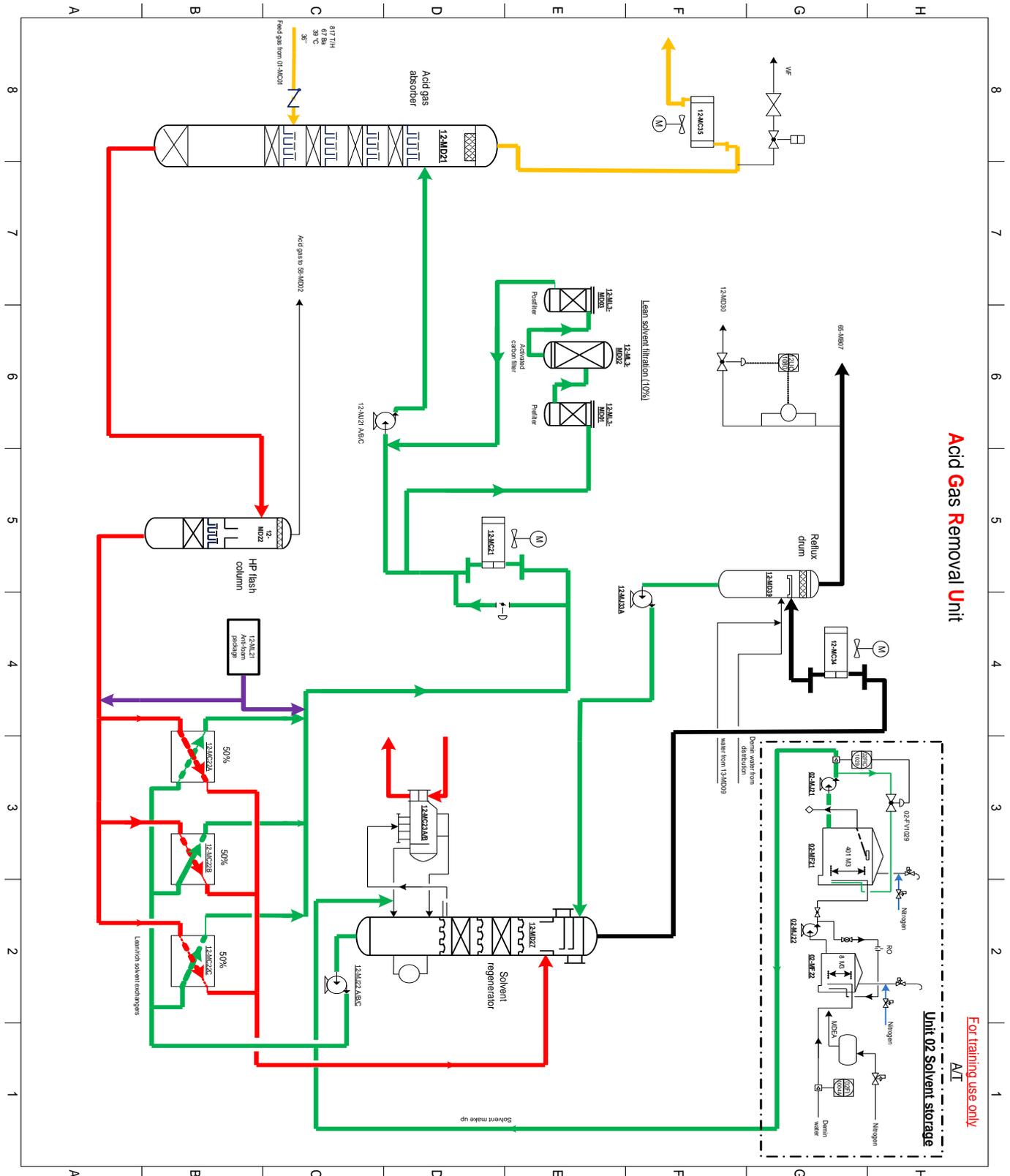
Durant la liquéfaction, le CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz naturel se solidifie et provoque le bouchage de l'échangeur cryogénique (échangeur principal).

- Si le passage du CO<sub>2</sub> est momentanée, cela pourra se traduire par une baisse de rendement de l'installation, étant donné la diminution des échanges thermiques au niveau de l'échangeur principal de la liquéfaction, du fait de la fixation du CO<sub>2</sub> à l'intérieur des tubes.
- Si le passage de CO<sub>2</sub> est important, l'arrêt de la liquéfaction est impératif. Une fois l'unité à l'arrêt, le CO<sub>2</sub> est éliminé par balayage au gaz naturel traité et chauffé (progressivement jusqu'à 60 °C max) [21].

### IV.3. Procédé de décarbonatation

L'unité de décarbonatation est conçue pour traiter jusqu'à 2 % mole de CO<sub>2</sub> dans le GN. Contrairement aux autres unités déjà existantes en Algérie, le nouveau train de GNL de Skikda utilise des colonnes à garnissages à anneaux Raschig en inox déposés en vrac

Figure IV.1 : installation de l'unités de décarbonatation



### IV.3.1. Description d'une colonne d'absorption à garnissage

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. La colonne contient également :

- Dans sa partie inférieure, une grille pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz

- Dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculateur ;
- Parfois un redistributeur [22-23].

### IV.3.2. Types de garnissages

Au fil des années, les types de garnissages proposés par les fabricants ont fortement évolués, et actuellement on en trouve une grande variété. Ils sont classés en deux catégories :

- Les garnissages disposés en vrac ;
- Les garnissages ordonnés ou structurés.

Les garnissages en vrac sont les premiers qui ont été utilisés ; ce sont des éléments plus ou moins tortueux, de taille allant de 10 à 100 mm, dont on remplit la colonne de manière aléatoire ou en les empilant pour créer une structure enchevêtrée. Ils sont les mieux connus car les plus étudiés. Les garnissages les plus courants dans l'industrie sont les anneaux Raschig de forme manchons cylindrique dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

Les garnissages structurés sont plus récents ; ils se présentent sous la forme de tissus métalliques enroulés ou d'un assemblage de plaques perforées.

Les fabricants proposent tous ces garnissages dans différents matériaux qui s'adaptent aux diverses applications de l'industrie (céramiques, plastiques, carbone, acier et autres alliages) [23-24].

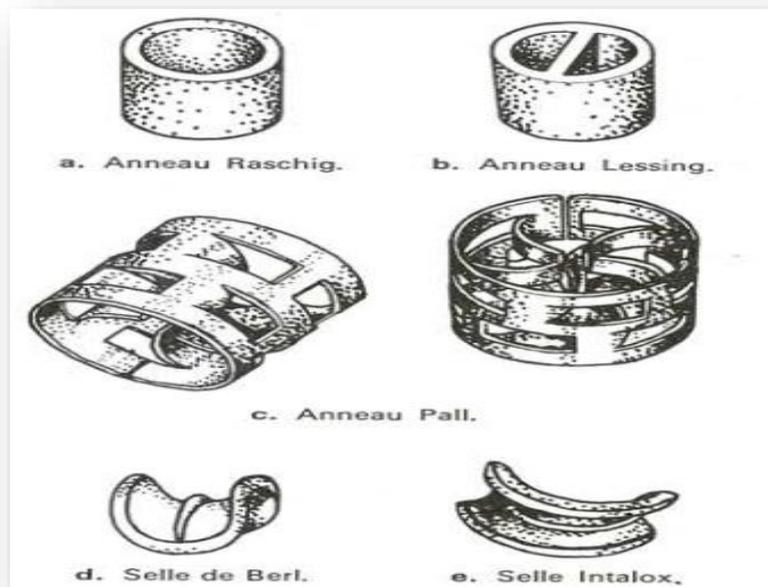


Figure IV.2 : Schémas de quelques garnissages industriels courants [23].

### IV.4. Base de conception de la section de décarbonatation du Méga train

Cette section sert à réduire la teneur en  $\text{CO}_2$  jusqu'à 50 ppm en volume pour éviter la solidification dans la section liquéfaction, et de limiter l'émission du COV à une valeur inférieure à  $150 \text{ mg/Nm}^3$ . Le procédé utilisé est celui de BASF utilisant une solution de MDEA d'une concentration

de 40 % massique et des garnissages en vrac (random packing). Cette section contient les équipements suivants [24] :

### ❖ Colonne d'absorption

La colonne de décarbonatation 12-MD21 est conçue pour éliminer le CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz naturel par absorption chimique par une solution de MDEA à 40 % en poids. La réaction est exothermique. Cette solution aqueuse de MDEA alimente l'absorbeur en haut par les pompes 12-MJ21 A/B/C. La solution circule ensuite vers le bas à travers des lits de garnissages en vrac (disposés selon 4 lits de 6 m comprenant des distributeurs de liquides intermédiaires). De ce fait, la solution de MDEA est mise en contact avec le gaz naturel circulant à contre-courant de bas en haut et traversant les lits de garnissages. Le gaz débarrassé du CO<sub>2</sub> quitte la tête de l'absorbeur pour être dirigé vers l'unité de déshydratation.

### ❖ Aéroréfrigérant 12-MC35

Le rôle de cet équipement est de refroidir le gaz naturel décarbonaté sortant en tête de l'absorbeur. Il est composé de trois caissons et comprend neuf moteurs. Il est conçu pour le cas de marche de traitement de 2 % de CO<sub>2</sub> dans la charge GN, qui requiert un refroidissement supplémentaire étant donné la chaleur d'absorption importante, et dans le cas d'une teneur de 0,23 % en CO<sub>2</sub> le tirage naturel assure le refroidissement.

### ❖ Colonne de flash 12-MD22

Cette colonne contient un lit de garnissages en haut duquel l'amine riche est introduite pour subir une détente de 67 bars à 4.5 bars effectifs, libérant ainsi une partie de CO<sub>2</sub> et d'hydrocarbures. L'amine riche en CO<sub>2</sub> non éliminé lors de la détente traverse le lit de garnissages de haut en bas. Les vapeurs de tête du ballon de flash 12-MD22, constituées principalement d'hydrocarbures, sont envoyées vers le ballon séparateur 58-MD02 pour être ensuite utilisées comme fuel gaz dans le four réchauffeur d'huile 58-MB01.

### ❖ Colonne de régénération du solvant 12-MD27

Le régénérateur 12-MD27 contient deux lits de garnissages. Il est conçu pour extraire le CO<sub>2</sub> contenu dans la solution d'amine, ce qui produira une solution pauvre qui sera refroidie et qui alimentera en circuit fermé l'absorbeur. La solution riche alimente le régénérateur par le haut et circule à travers les lits de garnissage à contre-courant de la solution vaporisée (essentiellement vapeur d'eau) qui circule de bas en haut. Les garnissages augmentent la surface de contact entre

l'amine et la vapeur, ce qui augmente le rendement de l'extraction du CO<sub>2</sub>.

### ❖ Echangeurs amine riche / amine pauvre 12-MC22 A/B/C

Le rôle de ces échangeurs est de récupérer de la chaleur pour :

- Réchauffer la charge de MDEA riche entrant au régénérateur (124 °C) ;
- Refroidir la charge de MDEA pauvre qui sera dirigée vers l'absorbeur (48 °C).

Les trois échangeurs 12-MC22 A/B/C sont du type à plaques et sont conçus pour traiter chacun 50% du débit total. En marche normale, deux échangeurs sont utilisés, le 3<sup>ème</sup> étant en position de secours (stand-by).

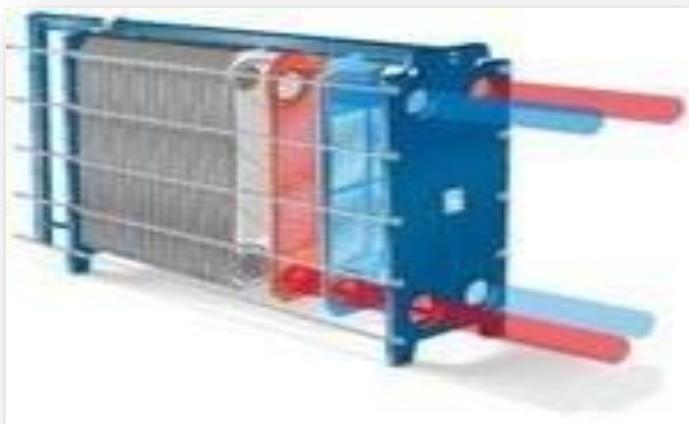


Figure IV.3 : Schéma illustrant le type de l'échangeur 12-MC22.

### ❖ Stockage du solvant MDEA 02-MF21 et 02-MF22

Il y a deux bacs pour le stockage de la solution et sont utilisés pour faire l'appoint de solvant pour le procédé.

Le bac 02-MF22 d'une capacité de 8m<sup>3</sup> est utilisé pour le stockage de l'amine concentrée.

Selon le procédé fourni par BASF, le solvant est du MDEA activée et livrée en solution. Il se compose de MDEA, d'inhibiteur, et d'une quantité d'eau. La solution de prémélange est livrée dans des iso-conteneurs et elle est pressurisée avec de l'azote dans le bac de mélange de solvants.

Le bac 02-MF21 a une capacité de 400 m<sup>3</sup>. Il est utilisé pour stocker l'amine diluée qui servira d'appoint au procédé par l'intermédiaire d'une pompe.

L'eau déminéralisée est utilisée pour diluer la solution afin d'avoir une concentration de 40 % d'amine.

### ❖ Rebouilleurs 12-MC23 A/B

L'énergie est fournie à la colonne de régénération par les rebouilleurs 12-MC23 A/B qui utilisent de l'huile chaude en provenance de l'unité 18 comme élément de chauffage. Ces rebouilleurs peuvent traiter chacun 50 % de la charge même dans le cas où la teneur en CO<sub>2</sub> dans le GN atteint 2 % en moles. Pour une teneur de 0,23 % molaire, un seul rebouilleur est mis en marche. Ils sont de type Kettle, à faisceaux et calandre.

Le régénérateur est muni d'un plateau de soutirage liquide en dessous du lit inférieur qui dirige ce liquide en alimentation des rebouilleurs. Les rebouilleurs sont installés symétriquement par rapport au régénérateur. Les vapeurs entrent dans la colonne en dessous du plateau de soutirage liquide, passent par des cheminées puis traversent les lits de garnissages.

### ❖ Aéroréfrigérant 12-MC34

Cet aéroréfrigérant comprend deux caissons, quatre faisceaux et six moto-ventilateurs. Les vapeurs sortant en tête du régénérateur sont condensées dans l'aéroréfrigérant 12-MC34 ; le condensat est récupéré dans le ballon de reflux 12-MD39 où le liquide et la vapeur sont séparés.

### ❖ Ballon de reflux 12-MD39

Les vapeurs incondensables sont envoyées sous une régulation de pression, vers l'incinérateur dont le but est de réduire la teneur en composés organiques volatils (COV), puis sont rejetées vers l'atmosphère à 150 mg/Nm<sup>3</sup>. Le liquide condensé, essentiellement de l'eau, est pompé comme reflux vers le régénérateur par les pompes de reflux 12-MJ33A/B.

### ❖ Aéroréfrigérant 12-MC21

Cet aéroréfrigérant comprend deux caissons, quatre faisceaux et six moto-ventilateurs. Le rôle de cet équipement est de refroidir la solution de MDEA régénérée (pauvre en CO<sub>2</sub>) jusqu'à une température de 40°C. L'amine pauvre est ensuite envoyée en alimentation de l'absorbeur 12-MD21 par l'intermédiaire des pompes 12-MJ21-A/B/C.

### ❖ Filtration de MDEA

Les impuretés autres que les hydrocarbures peuvent aussi causer des moussages sur Le circuit d'amine. Dans le but de minimiser l'accumulation de ces impuretés, environ 10 % du débit

d'amine en circulation sont traités dans le système de filtration comprenant un préfiltre, un filtre à charbon actif et un post- filtre.

L'amine filtrée est ensuite réinjectée soit à l'aspiration des pompes 12-MJ21 A/B/C soit vers le réservoir de stockage 02-MF21.

### ❖ **Système d'injection d'anti mousse 12-ML21**

Des équipements supplémentaires pour éviter la formation de la mousse sont fournis par l'ensemble d'injection anti mousse 12-ML21. Cet ensemble peut être utilisé pour doser, en continu ou selon la nécessité, de petites quantités d'agent anti- mousse dans le circuit d'amine. L'anti-mousse peut être injectée en amont du refroidisseur de l'amine pauvre ou bien dans l'amine riche en amont de l'échangeur amine riche/amine pauvre.

### ❖ **Ballon de récupération des purges 12-MD30**

Le ballon de récupération 12-MD30 des purges de solution est situé dans une cuvette de vidange qui sert à collecter les purges des solutions des équipements de l'unité de décarbonatation grâce à un système fermé de purge.

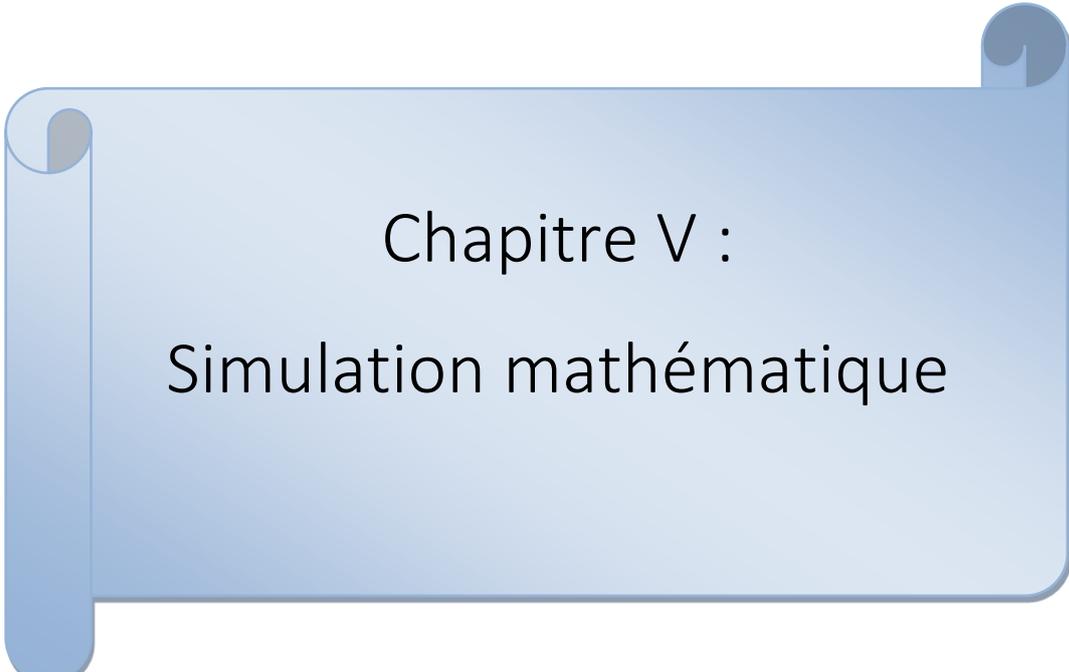
Ces purges peuvent provenir de n'importe quel équipement nécessitant une maintenance, par exemple, une pompe, un filtre, un bac de stockage, un ballon, ... etc. Le ballon de récupération des purges de solution est un faisceau horizontal, disposé de façon à ce que les purges lui soient envoyées en alimentation dans la section centrale de décantation.

Dans l'une des extrémités, une chicane de séparation est disposée de manière à ce que l'huile soit collectée à la surface de la solution et récupérée après débordement dans le Compartiment de collecte d'huile. A l'autre extrémité, une autre chicane de séparation Permet de récupérer la solution débarrassée des hydrocarbures dans le 2<sup>ème</sup> compartiment.

Il y a une pompe à l'extrémité de chaque compartiment. Le compartiment d'huile contient la pompe d'écumage d'huile 12-MJ26, qui pompe l'huile écumée vers le ballon de torche chaude, 65-MD01, pour être éliminée.

Le compartiment solvant contient la pompe de drainage de solvant 12-MJ25, qui, à Travers le filtre de charge de solution 12-MD28, envoie la solution soit vers le circuit amine Soit vers le bac de stockage de solution situé dans les installations communes.

Le ballon de drainage de solution est conservé sous atmosphère d'azote afin de protéger la solution de tout contact avec l'air, ce qui peut l'altéré



Chapitre V :  
Simulation mathématique

## Introduction

L'objectif de ce chapitre est de simuler par ASPEN HYSYS V9 l'élimination du dioxyde de carbone contenu dans le gaz naturel de l'usine GNLIK de Skikda (2% molaire, teneur prévisible à l'horizon 2030) par absorption à l'aide d'un solvant chimique appelé Méthyle-Diethanol Amine activée (AMDEA). Afin de trouver les conditions de marche optimales de la section de décarbonatation avec cette nouvelle teneur en CO<sub>2</sub>, un test sera effectué avec les données du design et actuelles (CO<sub>2</sub>= 0,21% molaire) en utilisant le logiciel ASPEN HYSYS version 9.

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile de l'avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives [1]

### V.1. Présentation du logiciel de simulation HYSYS

ASPEN HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PFD-Process Flow Diagram). [1]

#### V.1.1. Définition de HYSYS

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires (ballon, colonne de distillation, compresseur, vanne...etc.). Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations.

Le HYSYS est donc un programme informatique pour la simulation des procédés de l'industrie du gaz, des procédés de raffinage et de la pétrochimie :

- ✓ A l'état stationnaire.
- ✓ En situation dynamique.

#### Utilisations des HYSYS :

- L'engineering.
- L'établissement des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel,
- Le dimensionnement des équipements.
- Le réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation.
- La détermination des performances des équipements.

#### Pour l'utilisation du HYSYS, l'utilisateur doit :

- Choisir un modèle thermodynamique et les constituants.

- Établir le schéma des procédés PFD
- Spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération.
- Il peut aussi dimensionner des équipements.

### V.1.2. Choix du modèle thermodynamique

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique parce que celui-ci est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions de pression et de température recommandé. Pour les procédés de traitement du gaz naturel, l'équation d'état de fluide package est généralement le modèle recommandé. Elle contient les données pour modeler le processus de l'absorption et de la désorption des gaz acides.

## V.2. Simulation du procédé de décarbonatation

Pour vérifier le bon fonctionnement du logiciel HYSYS pour une simulation du processus de décarbonatation, un calcul a été fait en prenant comme base de données, les paramètres fournis par le constructeur. Le gaz naturel pris en considération est celui de Hassi R'Mel avec une concentration de 0.21% molaire en CO<sub>2</sub>.

### V.2.1. Paramètres du design

Paramètres/section de décarbonatation	Gaz naturel D'alimentation	Alimentation en MDEA activé
Température (C°)	39	40
Pression (bar)	67	66.90
Débit molaire (Kmol/h)	42379	7220
% massique	/	40

**Tableau V.1:** Paramètres (design) du GN et de MDEA à l'entrée de la colonne de décarbonatation.

Les compositions du gaz naturel d'alimentation de Hassi R'mel et Gassi Touil sont portées sur le tableau suivant :

Composant du GN	% molaire actuel	% molaire prévisible (GN de Gassi Touil : %CO <sub>2</sub> =2% mol.)
He	0.19	0.19
N <sub>2</sub>	5.78	5.67
CH <sub>4</sub>	82.49	81.01
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7.25	7.12
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.35	2.31
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.47	0.46
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.68	0.67
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.15	0.15
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.19	0.19
C <sub>6</sub> +	0.23	0.23
CO <sub>2</sub>	0.23	2.00
H <sub>2</sub> O	0.01	0.008

Tableau V.2: Composition du gaz naturel : Hassi R'mel et Gassi Touil [2]

#### ❖ Schéma de simulation :

Dans la figure suivante, nous présentons le schéma PFD de l'unité de décarbonatation réalisé à l'aide du simulateur HYSYS.

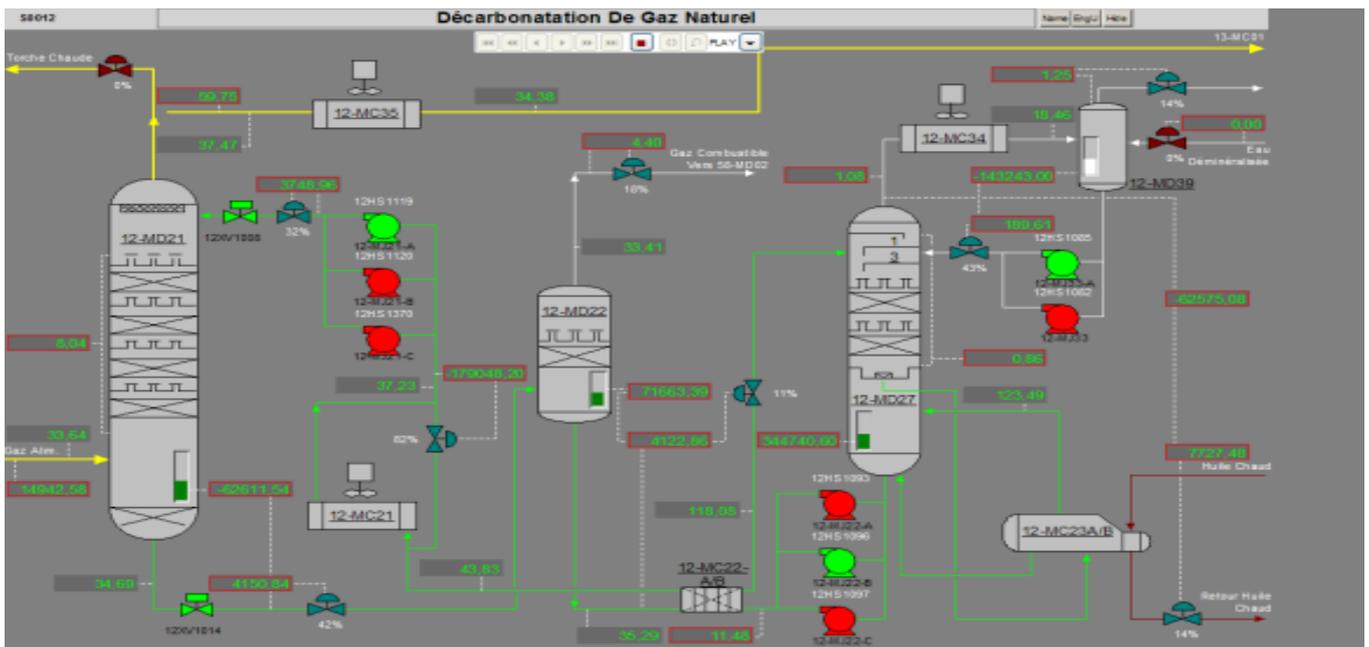


Figure V.1 : Schéma de principe de la section de décarbonatation [3]

La simulation du processus de décarbonatation est basée sur deux équipements :

- Absorbeur avec 4 lits de garnissages en vrac de 6 mètres.
- Régénérateur avec 2 lits de garnissages en vrac de 5 mètres.

Légende	Equipement
12-MD21	Colonne d'absorption
12-MC35	Aéro-réfrigérant de gaz naturel décarbonaté
12-MD22	Colonne de flashe
12-MC22	Echangeur amine riche/amine pauvre
12-MD27	Colonne de régénération du solvant
E-100	Refroidisseur d'huile chaude
12-MJ22	Pompe de solvant pauvre
12-MC21	Aéro-réfrigérant du solvant pauvre

**Tableau V.3** : Noms des équipements représentés sur le schéma PFD

### V.2.2. Résultats de la simulation

Les résultats de calcul de la teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction de la concentration molaire initiale en CO<sub>2</sub> du gaz naturel d'alimentation sont donnés dans le tableau suivant :

Concentration en CO <sub>2</sub> dans le gaz naturel d'alimentation (%molaire)	Teneur en CO <sub>2</sub> du gaz décarbonaté (ppmv)
<b>0.21%</b>	<b>0.017</b>
0.30%	0.023
0.40%	0.04
0.56%	0.07
0.73%	0.18
0.95%	2.00
1.20%	782.3
1.40%	2227
1.60%	3835
1.80%	5562
<b>2.00%</b>	<b>7586</b>

**Tableau V.4** : Résultats de simulation de la décarbonatation du GN pour différentes concentrations initiales en CO<sub>2</sub>

D'après les résultats donnés par le simulateur HYSYS on constate que :

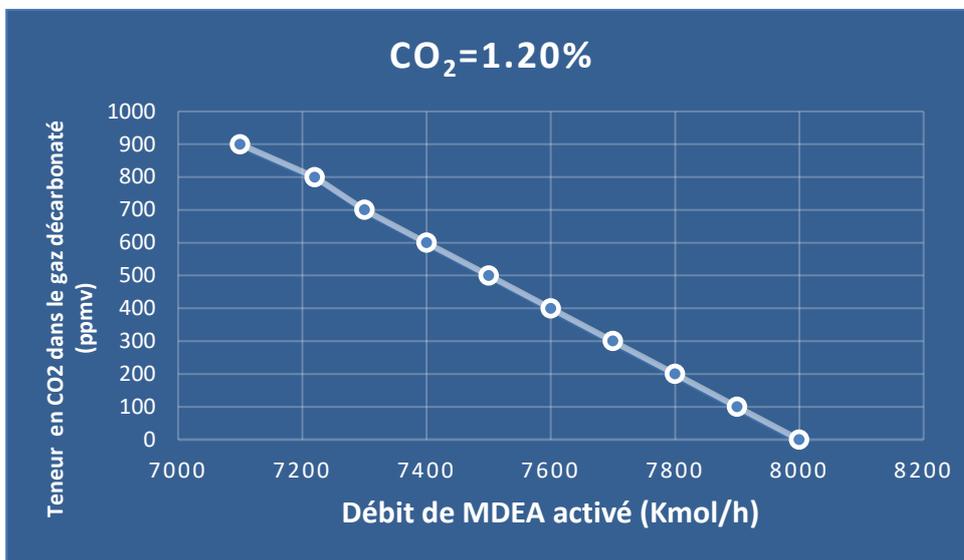
- Avec un gaz d'alimentation contenant une concentration initiale en CO<sub>2</sub> comprise entre 0.21% et 0.95% molaire, la teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté est inférieure à 50 ppm en volume (teneur maximale acceptable).
- Avec un gaz d'alimentation possédant une concentration en CO<sub>2</sub> comprise entre 1.20% et 2% molaire, la teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté est assez élevée (> 50 ppmv).
- Il faut donc chercher le débit optimal de solvant MDEA d'alimentation de la colonne d'absorption afin d'obtenir une teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté inférieure ou égale à 50 ppmv (concentration minimale acceptable).

Les résultats de calcul du débit optimale de la solution absorbante MDEA pour différentes concentrations initiales en CO<sub>2</sub> du gaz d'alimentation sont portés sur les tableaux suivants :

➤ **1.20 % molaire CO<sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation**

Débit de MDEA activé (teneur 40% en poids) en Kmol/h	Teneur en CO <sub>2</sub> du gaz décarbonaté (ppmv)
1700	900
7220	800
7300	700
7400	600
7500	500
7600	400
7700	300
7800	200
7900	100
8000	000

**Tableau V.5** : Résultats de la simulation pour une teneur en CO<sub>2</sub> du gaz d'alimentation égal à **1.20%**.



**Figure V.2 :** Teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.20% de CO<sub>2</sub> dans le GN

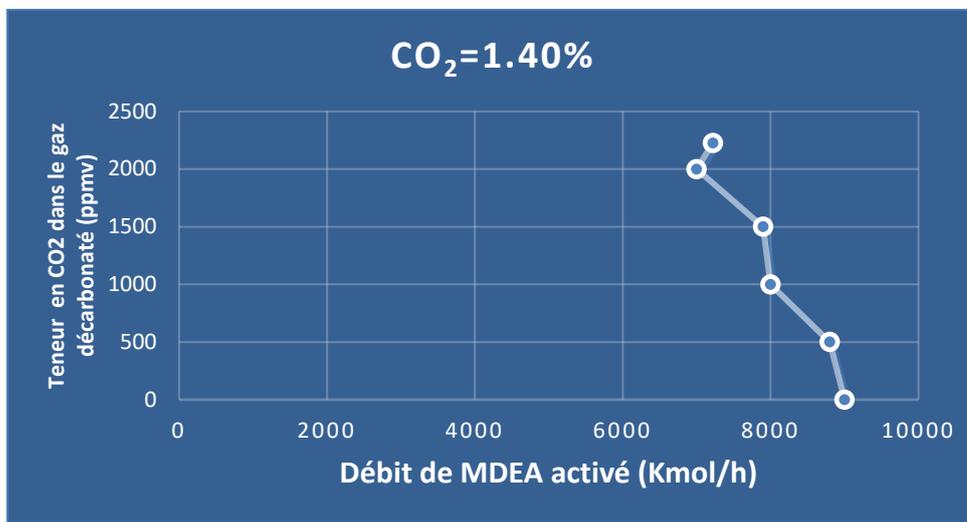
D'après la figure ci-dessus, on constate que la variation du débit du solvant est inversement proportionnelle à la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté, donc la concentration de CO<sub>2</sub> dans le gaz traité décroît rapidement avec l'augmentation du débit de solvant.

Finalement, pour un gaz d'alimentation contenant 1.20% de CO<sub>2</sub>, le débit nécessaire de solvant pour une concentration de 40% en poids est environ 8000 kmole/h pour baisser la teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté à une valeur inférieure à 50 ppmv dans le gaz décarbonaté.

➤ **1.40 % molaire CO<sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation**

Débit de MDEA activé (teneur 40% en poids) en kmol/h	Teneur de CO <sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté (ppmv)
7220	2227
7000	2000
7900	1500
8000	1000
8800	500
9000	000

**Tableau V.6 :** Résultats de la simulation pour une teneur en CO<sub>2</sub> du gaz d'alimentation égal **1.40%**.



**Figure V.3 :** Teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.40% de CO<sub>2</sub> dans le GN

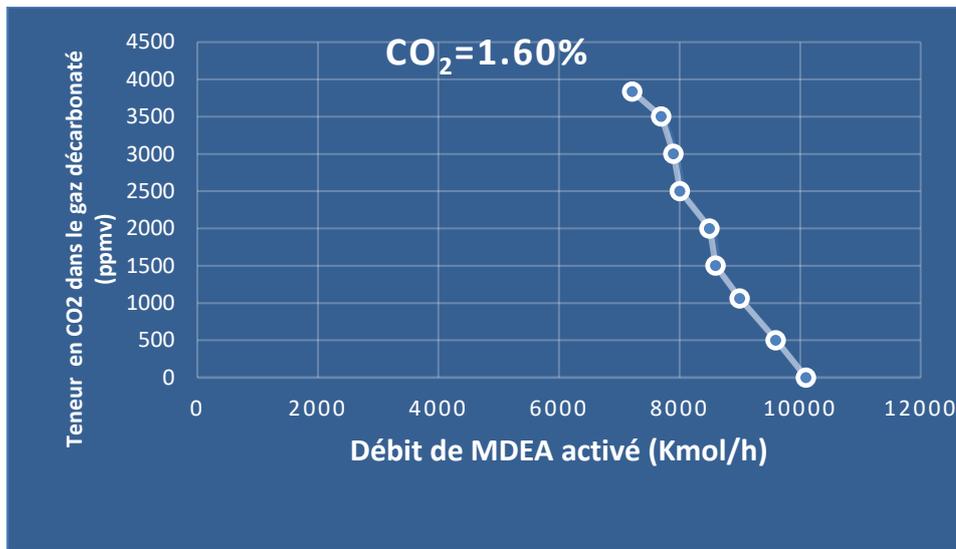
D'après le graphe de la figure ci-dessus on constate que la variation du débit de solvant est inversement proportionnelle à la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté, donc la concentration de CO<sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté décroît rapidement avec l'augmentation du débit de la solution absorbante (MDEA).

La figure montre que pour un gaz d'alimentation qui contient 1.40% molaire de CO<sub>2</sub>, le débit nécessaire de solvant avec une concentration de 40% massique est environ 9000 kmol/h qui permet de baisser la teneur en CO<sub>2</sub> à une valeur inférieure à 50 ppm en volume dans le gaz décarbonaté.

➤ **1.60% molaire CO<sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation**

Débit de MDEA activée (teneur 40% en poids) en Kmol/h	Teneur de CO <sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté (ppmv).
7220	3835
7700	3500
7900	3000
8010	2500
8500	2000
8600	1500
9000	1061
9600	500
10100	000

**Tableau V.7 :** Résultats de la simulation pour une teneur en CO<sub>2</sub> du gaz d'alimentation égal **1.60%**.



**Figure V.4 :** Teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.60% de CO<sub>2</sub> dans le GN

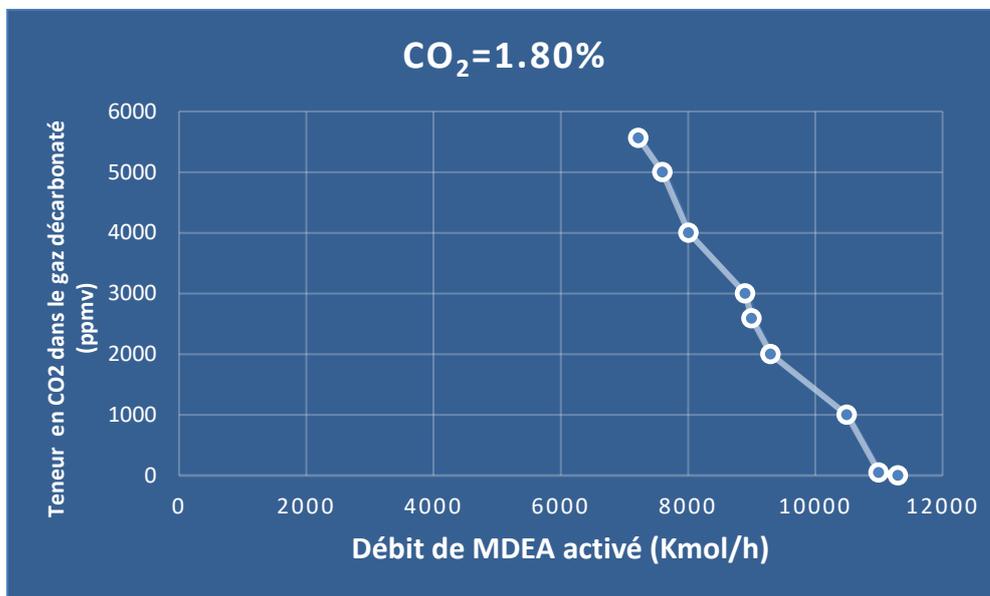
D'après la figure ci-dessus, nous constatons que la variation du débit de solvant est toujours inversement proportionnelle à la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté, donc la concentration en CO<sub>2</sub> dans le gaz traité décroît rapidement avec l'augmentation du débit de solvant MDEA.

La figure V.4 montre que pour un gaz d'alimentation contenant 1.60% de CO<sub>2</sub>, le débit nécessaire de solvant avec une concentration de 40% en poids est d'environ 10 100 kmole/h pour baisser la teneur en CO<sub>2</sub> à une valeur inférieure à 50 ppmv dans le gaz décarbonaté.

➤ **1.80% molaire CO<sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation.**

Débit de MDEA activé (Teneur 40% poids) en Kmol/h	Teneur de CO <sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté (ppmv).
7220	5562
7600	5000
8010	4000
8900	3000
9000	2591
9300	2000
10500	1000
11000	50
11300	000

**Tableau V.8:** Résultats de la simulation pour une teneur en CO<sub>2</sub> du gaz d'alimentation Égale à **1.80%**.



**Figure V.5 :** Teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 1.80% de CO<sub>2</sub> dans le GN.

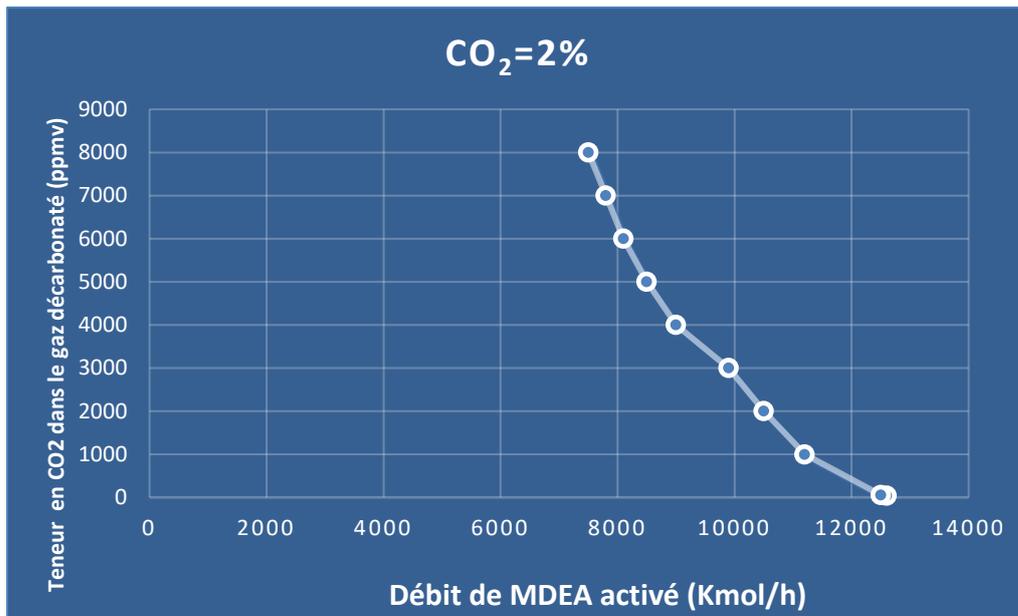
La figure V.5 montre que la variation du débit de solvant est inversement proportionnelle à la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté. Cette concentration diminue rapidement avec l'augmentation du débit de solvant (amine+eau).

Finalement, pour un gaz d'alimentation qui contient 1.80% molaire de CO<sub>2</sub>, le débit nécessaire de solvant avec une concentration de 40% massique est d'environ 11300 kmole/h pour baisser la teneur en CO<sub>2</sub> à une valeur inférieure à 50 ppm en volume dans le gaz traité.

➤ **2% molaire CO<sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation.**

Débit de MDEA activé (Teneur 40% poids) en Kmol/h	Teneur de CO <sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté (ppmv).
7500	8000
7800	7000
8100	6000
8500	5000
9000	4000
9900	3000
10500	2000
11200	1000
12500	55.95
12600	44.28

**Tableau V.9:** Résultats de la simulation pour une teneur en CO<sub>2</sub> du gaz d'alimentation égale à 2%.



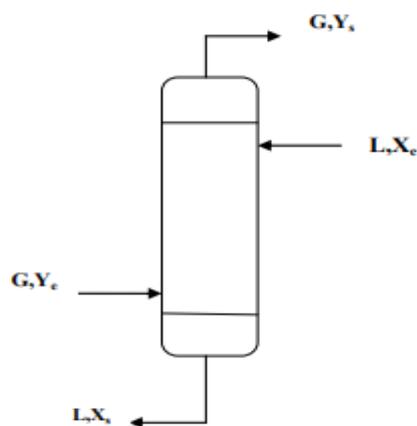
**Figure V.6 :** Teneur en CO<sub>2</sub> du gaz décarbonaté en fonction du débit de solvant MDEA activé pour 2% de CO<sub>2</sub> dans le GN.

D'après la figure V.6, nous remarquons que la variation du débit de solvant est inversement proportionnelle à la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz décarbonaté, donc la concentration de CO<sub>2</sub> dans le gaz traité décroît rapidement avec l'augmentation du débit de solvant MDEA.

Finalement, pour un gaz d'alimentation qui contient 2% de CO<sub>2</sub>, le débit nécessaire de solvant avec une concentration de 40% en poids est supérieur à 12600 kmole/h pour baisser la teneur en CO<sub>2</sub> à une valeur inférieure à 50 ppm en volume dans le gaz décarbonaté.

### V.3 : Calcul des débits d'injection d'amine (MDEA) en fonction de la variation de la teneur en CO<sub>2</sub> dans le GN d'alimentation

#### V.3.1 : Calcul des fractions molaires de CO<sub>2</sub> dans l'amine riche :



**Figure V.7:** Bilan matière au niveau de l'absorbeur

**Selon le design du nouveau train de GNL :**

- **X<sub>e</sub>** = 0,3073 % : fraction molaire de CO<sub>2</sub> dans l'amine pauvre.
- **Y<sub>s</sub>** = 50 ppmv teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz naturel décarbonaté.
- **Y<sub>e1</sub>** = 0,21 % et **Y<sub>en</sub>** = 2 % fractions molaires de CO<sub>2</sub> pour les deux cas de design.
- **X<sub>s1</sub>** = 1,5049 % et **X<sub>sn</sub>** = 4,8215 % fractions molaires de CO<sub>2</sub> dans l'amine riche correspondant aux valeurs extrêmes (Y<sub>e1</sub> = 0,21 % et Y<sub>en</sub> = 2 %) sont respectivement (données du constructeur KBRII).
- **Y<sub>ei</sub>** : fraction molaire de CO<sub>2</sub> dans le GN (entrée de l'absorbeur) ; on veut déterminer celle dans l'amine riche correspondante X<sub>si</sub> (sortie de l'absorbeur).
- **Y<sub>e(i-1)</sub>** : **fraction** molaire de CO<sub>2</sub> dans le GN (entrée de l'absorbeur) pour le cas de calcul précédent.
- **X<sub>s(i-1)</sub>** : **fraction** molaire de CO<sub>2</sub> dans l'amine riche correspondante à Y<sub>e(i-1)</sub>
- ❖ La fraction molaire de CO<sub>2</sub> dans l'amine riche X<sub>s</sub> est déterminée par la méthode d'interpolation linéaire suivante : [4]

$$\frac{(Y_{en} - Y_{e1})}{(X_{sn} - X_{s1})} = \frac{(Y_{ei} - Y_{e(i-1)})}{(X_{si} - X_{s(i-1)})} \dots \dots \dots (1)$$

$$X_{si} = X_{s(i-1)} - (Y_{ei} - Y_{e(i-1)}) \times \frac{X_{sn} - X_{s1}}{Y_{en} - Y_{e1}} \dots \dots \dots (2)$$

Fraction de CO2 dans le GN	Fraction de CO2 dans l'amine riche
Y <sub>e1</sub> = 0,21 %	X <sub>s1</sub> = 1,5049 %
Y <sub>e(i-1)</sub>	X <sub>s(i-1)</sub>
Y <sub>ei</sub>	X <sub>si</sub> = ?
Y <sub>en</sub> = 2 %	X <sub>sn</sub> = 4,8215 %

**Tableau V.10 :** Fraction molaire de CO<sub>2</sub> dans le GN Y<sub>eCO2</sub> et l'amine riche X<sub>s</sub>

Les résultats obtenus à partir de l'équation (2) sont présentés dans le tableau ci-dessous :

**Tableau V.11:** Fractions molaires de CO<sub>2</sub> entrées/sorties de l'absorbeur

<b>Y<sub>CO2</sub></b> <b>CO<sub>2</sub> dans GN à l'entrée</b> <b>de l'absorbeur</b>	<b>Y<sub>CO2</sub></b> <b>CO<sub>2</sub> dans GN à la sortie de</b> <b>l'absorbeur</b>	<b>X<sub>e aMDEA</sub></b> <b>aMDEA pauvre (entrée absorbeur)</b>	<b>X<sub>s aMDEA</sub></b> <b>aMDEA riche</b> <b>(Sortie absorbeur)</b>
0.0021	0.00005	0.003073	0.0155049
0.0030	0.00005	0.003073	0.016717
0.0040	0.00005	0.003073	0.018569
0.0050	0.00005	0.003073	0.020422
0.0060	0.00005	0.003073	0.022275
0.0070	0.00005	0.003073	0.024128
0.0080	0.00005	0.003073	0.025981
0.0090	0.00005	0.003073	0.027834
0.0100	0.00005	0.003073	0.029687
0.0110	0.00005	0.003073	0.031539
0.0150	0.00005	0.003073	0.038951
0.0160	0.00005	0.003073	0.040804
0.0170	0.00005	0.003073	0.042656
0.0180	0.00005	0.003073	0.044509
0.0190	0.00005	0.003073	0.046362
0.0200	0.00005	0.003073	0.048215
0.0120	0.00005	0.003073	0.033392
0.0130	0.00005	0.003073	0.035245
0.0140	0.00005	0.003073	0.037098

### ❖ Interprétation des résultats obtenus :

D'après les résultats obtenus ci-dessus, on remarque que l'augmentation de la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz naturel à l'entrée de l'absorbeur entraîne une augmentation de la fraction molaire de CO<sub>2</sub> dans l'amine riche.

Cette augmentation est due à la quantité de CO<sub>2</sub> absorbée par l'amine pauvre qui augmente lorsque la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz naturel augmente.

### V.3.2 : Détermination du débit de circulation de aMDEA :

En effectuant un bilan matière pour le CO<sub>2</sub> au niveau de l'absorbeur (Figure V.7), on obtient :

$$G_{GN} (Y_{eCO_2} - Y_{sCO_2}) = L_{aMDEA} (X_{sCO_2} - X_{eCO_2}) \dots\dots\dots (3)$$

Avec :

- ✓ G<sub>GN</sub> débit du gaz d'alimentation.
- ✓ L<sub>aMDEA</sub> débit de circulation de aMDEA
- ✓ Y<sub>eCO<sub>2</sub></sub>, Y<sub>sCO<sub>2</sub></sub> : fractions molaires du CO<sub>2</sub> dans le GN respectivement à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur.
- ✓ X<sub>eCO<sub>2</sub></sub> : fraction molaire du CO<sub>2</sub> dans l'amine pauvre.
- ✓ X<sub>sCO<sub>2</sub></sub> : fraction molaire du CO<sub>2</sub> dans l'amine riche.

On a :

- G<sub>GN</sub> = 42379 Kmole/h.
- Y<sub>eCO<sub>2</sub></sub> = 0,0021.
- Y<sub>sCO<sub>2</sub></sub> = 0,00005.
- X<sub>eCO<sub>2</sub></sub> = 0,00307.
- X<sub>sCO<sub>2</sub></sub> = 0,0150.

L'équation (3) nous permet de déterminer le débit de la solution d'amine activée L<sub>aMDEA</sub>:

$$L_{aMDEA} = G_{GN} \times (Y_{eCO_2} - Y_{sCO_2}) / (X_{sCO_2} - X_{eCO_2}) \dots\dots\dots (4)$$

$$L_{aMDEA} = 42379 \times (0.0021 - 0.00005) / (0.0150 - 0.00307)$$

$$\mathbf{L_{aMDEA} \text{ molaire} = 7254 \text{ Kmole/h}}$$

Le débit massique de aMDEA est donc :

$$L_{aMDEA} \text{ (massique)} = MW \times L_{aMDEA} \text{ (molaire)} \dots\dots\dots (5)$$

$$L_{aMDEA \text{ mass}} = 27.587 \times 7254$$

$$L_{aMDEA \text{ massique}} = 200123 \text{ kg/h}$$

### V.3.3. Détermination du débit d'aMDEA pur :

La fraction molaire d'amine dans la solution absorbante est de  $X_{MDEA} = 8,48 \%$  (donnée du design).

Le débit molaire de l'amine pure  $L_{MDEA}(\text{pur})$  est donc :

$$L_{MDEA}(\text{pur}) = X_{MDEA} \times L_{aMDEA} \dots \dots \dots (6)$$

- Pour le cas où  $Y_e = 0.21\%$

$$L_{MDEA \text{ pur}} = 0.0848 \times 7254$$

$$L_{MDEA \text{ pur}} = 616 \text{ Kmol/h}$$

### V.3.4. Détermination du débit de CO<sub>2</sub> dans le gaz naturel à l'entrée de l'absorbeur :

On a :

$$D_{CO_2 \text{ molaire}} = Y_e \times GGN \dots \dots \dots (7)$$

$$D_{CO_2 \text{ mass}} = D_{CO_2 \text{ molaire}} \times MW_{CO_2} \dots \dots \dots (8)$$

Avec :

$D_{CO_2 \text{ molaire}}$  = débit molaire de CO<sub>2</sub> dans la charge

- Pour le cas au  $Y_e = 0.21\%$

On détermine respectivement les débits molaire et massique du CO<sub>2</sub> à partir des équations (7) et (8)

$$D_{CO_2 \text{ molaire}} = 0.021 \times 42379 \text{ (équation 7)}$$

$$D_{CO_2 \text{ molaire}} = 89 \text{ Kmol/h}$$

$$D_{CO_2 \text{ mass}} = 89 \text{ kmol/h} \times 44.01 \text{ (équation 8)}$$

$$D_{CO_2 \text{ mass}} = 3917 \text{ Kg/h}$$

### V.3.5. Calcul du rapport $R = D_{CO_2 \text{ molaire}} / L_{MDEA \text{ pur}}$ :

$$R = D_{CO_2 \text{ molaire}} / L_{MDEA \text{ pur}} = 89 \text{ kmol}_{CO_2} / 616 \text{ kmol}_{MDEA \text{ pur}} \dots \dots \dots (9)$$

$$R = D_{\text{CO}_2\text{molaire}} / L_{\text{MDEA pur}} = 0.14 \text{ kmol. CO}_2 / \text{Kmol MDEA pur}$$

Les résultats obtenus à partir des équations (4) (6) (7) et (9) sont présentés dans le tableau ci-dessous :

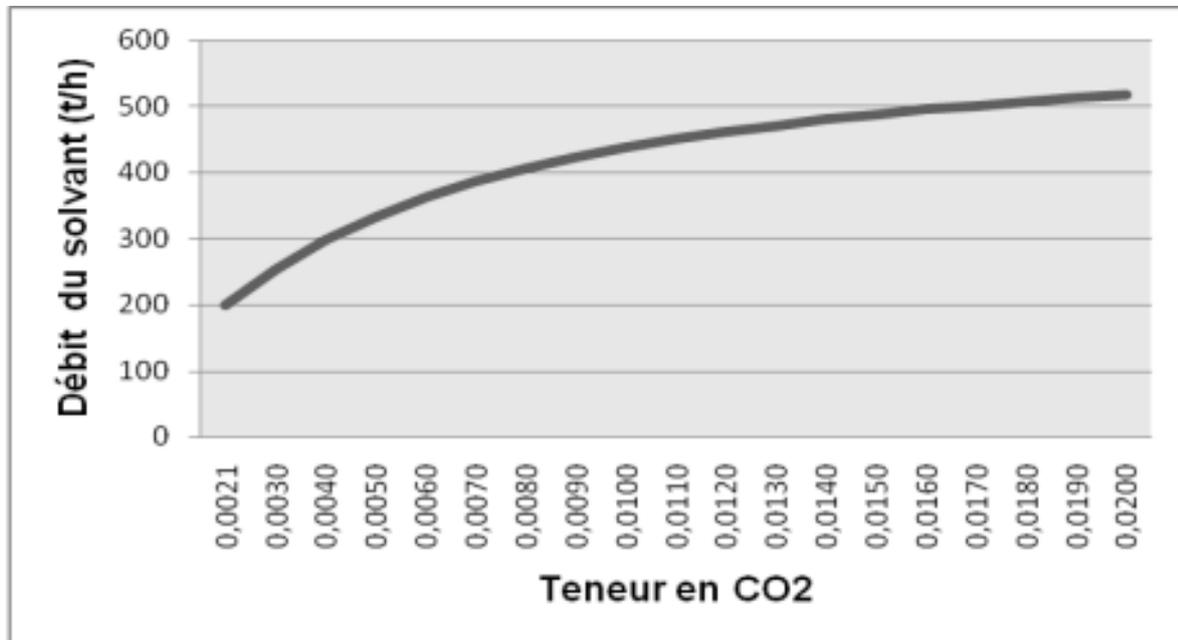
$Y_{\text{eco}_2}$	Débit du solvant (kmol/h)	Débit $\text{CO}_2$ (Kmol/h)	Débit du solvant pur (Kmol/h)	Débit $\text{CO}_2$ /débit aMDEA pur (Kmol. $\text{CO}_2$ /kmol aMDEA pur)
0.21	7254	89	616	0.14
0.30	9163	127	778	0.16
0.40	10802	170	917	0.18
0.50	12091	212	1026	0.21
0.60	13132	254	1115	0.23
0.70	13989	297	1187	0.25
0.80	14707	339	1248	0.27
0.90	15318	381	1300	0.29
1.00	15844	424	1345	0.32
1.10	16302	466	1384	0.34
1.20	16703	509	1418	0.36
1.30	17059	551	1448	0.38
1.40	17375	593	1475	0.40
1.50	17659	636	1499	0.42
1.60	17915	678	1521	0.45
1.70	18147	720	1540	0.47
1.80	18358	763	1558	0.49
1.90	18552	805	1575	0.51
2.00	18729	848	1590	0.53

**Tableau V.12** : débits d'aMDEA, d'aMDEA pur, de  $\text{CO}_2$  et le rapport  $D_{\text{CO}_2} / L_{\text{aMDEA (pur)}}$

#### ❖ Interprétation des résultats obtenus :

On constate que la variation du débit de solvant est proportionnelle à la teneur en  $\text{CO}_2$ . Cette variation justifie la variation du taux de charge  $D_{\text{CO}_2} / L_{\text{aMDEA (pur)}}$  qui augmente aussi.

Pour les débits, si on compare nos résultats avec ceux du design, on remarque qu'ils sont très proches. Pour le taux de charge en prenant comme référence le *tableau V.6* (le taux de charge des différents solvants d'amine pour les procédés de décarbonatation), on remarque qu'il est dans l'intervalle. La figure V.8 montre la variation du débit de solvant en fonction de  $\% \text{CO}_2$  :



**Figure V.8:** Variation du débit d'aMDEA en fonction de la teneur en CO<sub>2</sub> dans le gaz naturel

Le tableau suivant donne le taux de charge des différents solvants d'amine utilisés dans la décarbonatation du gaz naturel. [5]

	MEA	DGA	DEA	MDEA
Concentration amine % massique	15-25	50-70	25-35	40-50
Moles CO <sub>2</sub> / mole d'amine Solvant riche	0.45-0.52	0.35-0.40	0.43-0.73	0.4-0.55
Moles CO <sub>2</sub> / mole d'amine Solvant pauvre	± 0.12	± 0.08	± 0.10	0.005-0.01
Moles de CO <sub>2</sub> absorbées par mole d'amine	0.33-0.40	0.25-0.3	0.35-0.65	0.2-0.55

**Tableau V.13 :** Le taux de charge des différents solvants d'amine pour les procédés de décarbonatation

❖ La courbe suivante montre  $D_{CO_2} / L_{MDEA (pur)}$  en fonction de la teneur en  $CO_2$  :

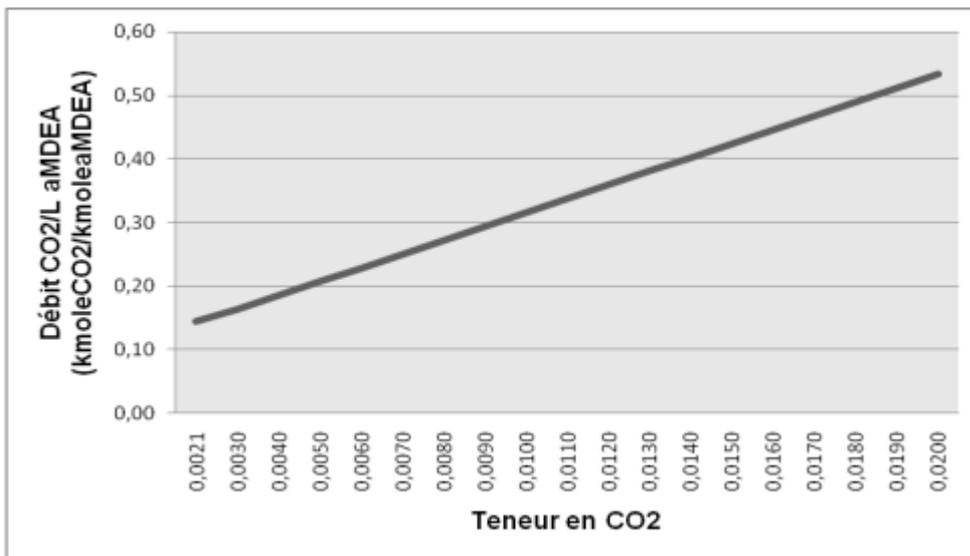


Figure V.9 : Courbe de variation du taux de charge d’aMDEA en fonction de la teneur en  $CO_2$  dans le gaz naturel d’alimentation

#### V.4 : Estimation des pertes en solvant aMDEA

On suppose que les pertes d’amine par évaporation au niveau de la colonne de régénération sont négligeables tout en respectant ses paramètres de marche, donc on considère seulement les pertes d’entraînement par le gaz naturel dans la colonne de décarbonatation.

Afin de récupérer une quantité importante d’eau (40 %) présente dans le gaz naturel, les sécheurs sont précédés d’un refroidisseur à propane (13-MC01) pour abaisser sa température de 40 °C à 21 °C. La partie condensée essentiellement de l’eau- est récupérée dans le ballon séparateur (13-MD01) puis collectée dans le ballon (13-MD09) qui collecte aussi les eaux de régénération venant du filtre (13-MD05) ; ces eaux sont envoyées vers l’unité de traitement des eaux (unité 64).

Selon le design du Nouveau Train de GNL, les pertes sont calculées en se basant sur la quantité d’eau purgée par jour. On analyse un échantillon de cette eau pour avoir la concentration d’aMDEA et on calcule les pertes journalières.

Suite au test de performance, le débit massique d’eau purgée a été estimé à 102 tonnes/j max avec une concentration d’aMDEA de 200 ppm. [Donnée du design].

##### V.4.1. Calcul du débit molaire d’eau purgée ( $Q_e$ ) :

$$Q_e = Q_m / M_{We} \dots\dots\dots (10)$$

Avec :

$$Q_m = 102 \text{ tonnes/j} = 102000 \text{ Kg/j.}$$

$$M_{We}=18.02 \text{ Kg/mol}$$

$$Q_e=102000/18.02$$

$$Q_e=56600 \text{ Kmol/j.}$$

V.4.2. Calcul du débit molaire d'aMDEA pur :

$$L_{aMDEA \text{ pur}} = Q_e \times X(\text{amine}) \dots \dots \dots (11)$$

$$L_{aMDEA} = 5660 \times 0.000200$$

$$L_{aMDEA} = 1.132 \text{ kmol/j}$$

V.4.3. Calcul de la perte massique en solvant aMDEA pur :

$$L_m = L_{aMDEA} \times MW_{(\text{amine})} \dots \dots \dots (12)$$

$$L_m = 1.132 \times 119.163$$

$$L_m = 135 \text{ Kg/j.}$$

En marche normal, les pertes journalières sont estimées à 55 Kg (cas design pour une teneur de 0,21 % CO<sub>2</sub>) ; donc le taux de pertes sera :

$$\text{Taux de pertes} = L_m / L_{aMDEA} \dots \dots \dots (13)$$

$$\text{Taux de pertes} = (55 \text{ kg /jour} / 200123 \text{ kg/h}) \times 100$$

$$\text{Taux de pertes} = 0.0011\%$$

On suppose que le taux de pertes est constant et on calcule les pertes d'amine journalières correspondantes aux variations de débit du solvant en utilisant l'équation (14) :

$$L_m \text{ journalisés} = \text{Taux de pertes} \times L_{aMDEA} \dots \dots \dots (14)$$

Exemple de calcul pour le cas 0,8 % molaire en CO<sub>2</sub> :

$$L_m \text{ journalisés} = 0.000011 \times 405732 \times 24$$

$$L_m \text{ journalisés} = 107.11 \text{ kg/j.}$$

Perte annuelle en solvant :

$$L_m \text{ annuels} = L_m \text{ journalisées} \times 365 \dots \dots \dots (15).$$

$$L_m \text{ annuels} = 107.11 \times 365$$

**Lm annuels=38559.6 kg/an**

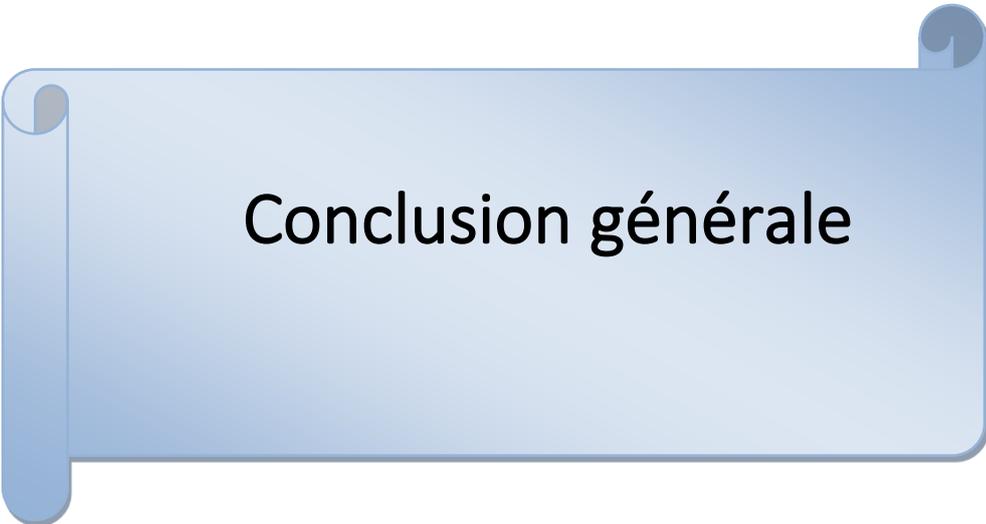
Les résultats obtenus à partir des équations (14) et (15) sont représentés dans le tableau ci-dessous :

Ye (%CO <sub>2</sub> )	Débit du solvant (Kg/h)	Pertes en solvant (Kg/j)	Pertes en solvant (Kg/an)
0.21	200123	55	81150
0.30	252784	69	22926
0.40	298003	82	27027
0.50	333564	92	30252
0.60	362262	100	32855
0.70	385910	106	35000
<b>0.80</b>	<b>405732</b>	<b>112</b>	<b>36797</b>
0.90	422587	116	38326
1.00	437095	120	39642
1.10	449715	124	40787
1.20	460792	127	41791
1.30	470594	129	42680
1.40	479328	132	43472
1.50	487159	134	44183
1.60	494222	136	44823
1.70	500623	138	45404
1.80	506452	139	45932
1.90	511782	141	46416
2.00	516675	142	46859

**Tableau V.14** : Les pertes journalières et annuelles du solvant aMDEA

### Interprétation des résultats obtenus :

Pour chaque teneur en CO<sub>2</sub>, on constate que la quantité de perte en solvant est proportionnelle au débit d'amine injecté.



**Conclusion générale**

## Conclusion générale

L'étude présentée dans ce mémoire est considérée comme une contribution à la résolution des problèmes associés à la décarbonatation de l'alimentation en gaz naturel des complexes de liquéfaction tels que le complexe Skikda GNLIK. La complexité du procédé et les difficultés techniques des études expérimentales sur des formations réelles, dans le domaine du raffinage et de la pétrochimie, mettent en évidence l'importance de l'approche simulation. C'est dans ce contexte que cette étude est menée.

L'objectif de ce travail est d'étudier les conditions opératoires de la tranche de décarbonatation du gaz naturel en provenance de Hassi R'Mel, dans laquelle la concentration en dioxyde de carbone est environ comprise entre (21% et 2%). L'immense unité de liquéfaction reçoit actuellement du gaz avec une teneur en CO<sub>2</sub> de seulement 0,21 % en moles.

Ce travail vise donc à tenter de trouver des solutions pour résoudre les problèmes résultant de la réception de gaz naturel contenant une concentration de dioxyde de carbone supérieure à 0,21 %.

Le procédé de décarbonatation utilise actuellement une solution absorbante, la méthyl-diéthanolamine activée (aMDEA) avec une concentration massique de 27% et un débit molaire de 7220 kmol/h pour réduire le CO<sub>2</sub>, dans le gaz naturel, à une valeur inférieure à 50 ppm en volume. (Concentration initiale 0,21 % en mole).

Utiliser un gaz avec une teneur initiale de 2% molaire incite à étudier le procédé de décarbonatation pour l'adapter à cette différence de concentration en CO<sub>2</sub>, et à trouver de nouveaux paramètres de fonctionnement de la colonne d'absorption.

Dans cette étude, nous avons utilisé le logiciel de modélisation HYSYS version 9 pour simuler le débit molaire et la concentration massique de la solution absorbante (MDEA activé) ainsi que la quantité d'activateur aminé (pipérazine) pour décarbonater ce gaz jusqu'à une valeur inférieure à 50 ppm en volume, qui est la concentration admissible.

Des simulations mathématiques ont montré que pour décarbonater ce gaz naturel à raison de 2 % molaire par rapport au CO<sub>2</sub>, il faut un débit d'amine de **14 800 kmol/h** avec une concentration massique de **50%** et une quantité d'activateur (pipérazine) de 7 % en poids.

Ce gaz peut également être traité avec une concentration de MDEA de **40 %** massique et à un débit d'environ **12 600**



# ANNEXES

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 0.21%final.hsc
2		
3		Unit Set: DIPA1e
4		
5		Date/Time: Thu Jun 20 01:29:13 2024

## Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	---	---	1.0000	
13	Temperature (C)	39.00 *	40.00 *	---	---	---	
14	Pressure (bar)	67.00 *	66.90 *	66.90	67.00	4.500 *	
15	Molar Flow (kgmole/h)	4.238e+004 *	1.839e+004 *	---	---	---	
16	Mass Flow (kg/s)	227.1	138.9	---	---	---	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	2439	502.3	---	---	---	
18	Heat Flow (kW)	-8.726e+005	-1.515e+006	---	---	---	
19	Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator	
20	Vapour Fraction	---	---	---	---	---	
21	Temperature (C)	---	---	---	40.00 *	---	
22	Pressure (bar)	---	---	66.90 *	66.90	4.500	
23	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
24	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
26	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
27	Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *	---	---	---	
29	Temperature (C)	180.0 *	152.0	---	40.02 *	---	
30	Pressure (bar)	10.20 *	9.700	2.350	66.00 *	---	
31	Molar Flow (kgmole/h)	9300 *	9300	---	---	---	
32	Mass Flow (kg/s)	403.8	403.8	---	---	---	
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1957	1957	---	---	---	
34	Heat Flow (kW)	-6.874e+005	-7.180e+005	---	---	---	
35	Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1	
36	Vapour Fraction	---	---	0.0000	---	---	
37	Temperature (C)	109.0 *	---	---	---	---	
38	Pressure (bar)	3.500	---	4.500	---	---	
39	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
40	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
42	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
43	Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato		
44	Vapour Fraction	---	---	---	0.0000	---	
45	Temperature (C)	---	---	---	37.00 *	---	
46	Pressure (bar)	---	---	---	5.000 *	---	
47	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	77.38	---	
48	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	0.3872 *	---	
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	1.397	---	
50	Heat Flow (kW)	---	---	---	-6122	---	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 0.21%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:29:13 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions							Fluid Pkg:	All
Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC			
12	Comp Mole Frac (Helium)	0.0019 *	0.0000 *	---	---	---	---	
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8248 *	0.0000 *	---	---	---	---	
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0577 *	0.0000 *	---	---	---	---	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0725 *	0.0000 *	---	---	---	---	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0235 *	0.0000 *	---	---	---	---	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0047 *	0.0000 *	---	---	---	---	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0068 *	0.0000 *	---	---	---	---	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015 *	0.0000 *	---	---	---	---	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0019 *	0.0000 *	---	---	---	---	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0023 *	0.0000 *	---	---	---	---	
22	Comp Mole Frac (CO2)	0.0021 *	0.0004 *	---	---	---	---	
23	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000 *	---	---	---	---	
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0822 *	---	---	---	---	
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0126 *	---	---	---	---	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0001 *	0.9048 *	---	---	---	---	
27	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000 *	---	---	---	---	
Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator			
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	---	---	
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	---	---	
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	---	---	
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	---	---	
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	---	---	
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	---	---	
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	---	---	
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	---	---	
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	---	---	
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	---	---	
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	---	---	
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	---	---	
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	---	---	
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	---	---	
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	---	---	
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	---	---	
Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms			
46	Comp Mole Frac (Helium)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
47	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
56	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
57	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
59	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
61	Comp Mole Frac (n-C11)	1.0000 *	1.0000	---	---	---	---	

62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 0.21%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:29:13 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)						Fluid Pkg:	All
Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1		
12	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	---	---
13	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	---	---
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	---	---
15	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	---	---
16	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	---	---
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	---	---
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	---	---
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	---	---
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	---	---
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	---	---
22	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	---	---
23	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	---	---
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	---	---
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	---	---
26	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	---	---
27	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	---	---
Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato			
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	0.0000 *		
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	0.0000 *		
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	0.0000 *		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	0.0000 *		
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	0.0000 *		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	0.0000 *		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	0.0000 *		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	0.0000 *		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	0.0000 *		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	0.0000 *		
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	0.0000 *		
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	0.0000 *		
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	0.0000 *		
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	0.0000 *		
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	1.0000 *		
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	0.0000 *		

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name	Reboiler Duty	Condenser Duty	Pump Duty	Pompe Duty			
48	Heat Flow (kW)	3.060e+004	---	---	---		

Unit Ops						Fluid Pkg:	All
Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level		
52	Absorber 12MD-21	Lean Amine	Rich Amine	No	2500 *		
53		Feed Gas	Sweet Gas				
54	12MD-22	To Separator	To Exchanger A	No	500.0 *		
55			Light HC				
56	Exchanger 12MC-22	To Exchanger A	Regen Feed	No	500.0 *		
57		Regen Bottoms out	To Tank				
58	Regenerator 12MD-27	Regen feed ou	Regen Bottoms	No	2500 *		
59		Water from Dehydrator	Sour Gas				
60		Reboiler Duty	Condenser Duty				
61	Booster Pump 12-MJ21	To Pump	To Cooler	No	500.0 *		
62		Pump Duty					
63	P-100	Regen Bottoms	Regen Bottoms out	No	500.0 *		
64		Pompe Duty					
65	Recycle	To Recycle	Lean Amine	No	3500 *		
66	Valve	Rich Amine	To Separator	No	500.0 *		
67	C V	Regen Feed	Regen feed ou	No	500.0 *		
68	Amine Unit Dashboard	Spreadsheet		No	500.0 *		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 0.21%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:29:13 2024
4		
5		

## Workbook: Case (Main) (continued)

### Unit Ops (continued)

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
PZ Concentration Spreadsheet	Spreadsheet			No	500.0 *
12-MC 35	Air cooler	Sweet Gas	sweet gaz 1	No	500.0 *
AC-100	Air cooler	To Cooler	To Recycle	No	500.0 *
MAKEUP-100	Makeup	To Tank	To Pump	No	500.0 *
		WATER MU 1	PURGE 1		
		MDEA MU 1			
		PZ MU 1			
E-100	Cooler	HOT OIL 18-05	HOT OIL Reboiler Duty	No	500.0 *

21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.20%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:53:40 2024
4		
5		

## Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	---	---	1.0000	
13	Temperature (C)	39.00 *	40.00 *	---	---	---	
14	Pressure (bar)	67.00 *	66.90 *	66.90	67.00	4.500 *	
15	Molar Flow (kgmole/h)	4.238e+004 *	1.839e+004 *	---	---	---	
16	Mass Flow (kg/s)	230.0	138.9	---	---	---	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	2437	502.3	---	---	---	
18	Heat Flow (kW)	-9.104e+005	-1.515e+006	---	---	---	
19	Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator	
20	Vapour Fraction	---	---	---	---	---	
21	Temperature (C)	---	---	---	40.00 *	---	
22	Pressure (bar)	---	---	66.90 *	66.90	4.500	
23	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
24	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
26	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
27	Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *	---	---	---	
29	Temperature (C)	180.0 *	152.0	---	40.02 *	---	
30	Pressure (bar)	10.20 *	9.700	2.350	66.00 *	---	
31	Molar Flow (kgmole/h)	9300 *	9300	---	---	---	
32	Mass Flow (kg/s)	403.8	403.8	---	---	---	
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1957	1957	---	---	---	
34	Heat Flow (kW)	-6.874e+005	-7.180e+005	---	---	---	
35	Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1	
36	Vapour Fraction	---	---	0.0000	---	---	
37	Temperature (C)	109.0 *	---	---	---	---	
38	Pressure (bar)	3.500	---	4.500	---	---	
39	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
40	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
42	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
43	Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato		
44	Vapour Fraction	---	---	---	0.0000		
45	Temperature (C)	---	---	---	37.00 *		
46	Pressure (bar)	---	---	---	5.000 *		
47	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	77.38		
48	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	0.3872 *		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	1.397		
50	Heat Flow (kW)	---	---	---	-6122		

51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64			
65			
66			
67			
68			
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 9	Page 1 of 4

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.20%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:53:40 2024
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC		
12	Comp Mole Frac (Helium)	0.0019 *	0.0000 *	---	---	---	---
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8166 *	0.0000 *	---	---	---	---
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0572 *	0.0000 *	---	---	---	---
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0718 *	0.0000 *	---	---	---	---
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0233 *	0.0000 *	---	---	---	---
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0046 *	0.0000 *	---	---	---	---
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0068 *	0.0000 *	---	---	---	---
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015 *	0.0000 *	---	---	---	---
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0019 *	0.0000 *	---	---	---	---
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0023 *	0.0000 *	---	---	---	---
22	Comp Mole Frac (CO2)	0.0121 *	0.0004 *	---	---	---	---
23	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000 *	---	---	---	---
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0822 *	---	---	---	---
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0126 *	---	---	---	---
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0001 *	0.9048 *	---	---	---	---
27	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000 *	---	---	---	---
Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator		
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	---	---
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	---	---
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	---	---
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	---	---
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	---	---
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	---	---
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	---	---
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	---	---
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	---	---
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	---	---
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	---	---
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	---	---
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	---	---
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	---	---
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	---	---
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	---	---
Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms		
46	Comp Mole Frac (Helium)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
47	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
56	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
57	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
59	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---
61	Comp Mole Frac (n-C11)	1.0000 *	1.0000	---	---	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.20%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:53:40 2024
4		
5		

## Workbook: Case (Main) (continued)

### Compositions (continued) Fluid Pkg: All

11	Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1
12	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	---
13	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	---
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	---
15	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	---
16	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	---
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	---
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	---
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	---
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	---
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	---
22	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	---
23	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	---
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	---
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	---
26	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	---
27	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	---
28	Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrator	
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	0.0000 *	
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	0.0000 *	
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	0.0000 *	
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	0.0000 *	
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	0.0000 *	
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	0.0000 *	
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	0.0000 *	
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	0.0000 *	
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	0.0000 *	
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	0.0000 *	
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	0.0000 *	
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	0.0000 *	
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	0.0000 *	
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	0.0000 *	
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	1.0000 *	
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	0.0000 *	

### Energy Streams Fluid Pkg: All

47	Name	Reboiler Duty	Condenser Duty	Pump Duty	Pompe Duty	
48	Heat Flow (kW)	3.060e+004	---	---	---	

### Unit Ops

51	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
52	Absorbeur 12MD-21	Absorber	Lean Amine	Rich Amine	No	2500 *
53			Feed Gas	Sweet Gas		
54	12MD-22	Separator	To Separator	To Exchanger A	No	500.0 *
55				Light HC		
56	Exchanger 12MC-22	Heat Exchanger	To Exchanger A	Regen Feed	No	500.0 *
57			Regen Bottoms out	To Tank		
58	Regenerator 12MD-27	Distillation	Regen feed ou	Regen Bottoms	No	2500 *
59			Water from Dehydrator	Sour Gas		
60			Reboiler Duty	Condenser Duty		
61	Booster Pump 12-MJ21	Pump	To Pump	To Cooler	No	500.0 *
62			Pump Duty			
63	P-100	Pump	Regen Bottoms	Regen Bottoms out	No	500.0 *
64			Pompe Duty			
65	Recycle	Recycle	To Recycle	Lean Amine	No	3500 *
66	Valve	Valve	Rich Amine	To Separator	No	500.0 *
67	C V	Valve	Regen Feed	Regen feed ou	No	500.0 *
68	Amine Unit Dashboard	Spreadsheet			No	500.0 *

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.20%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:53:40 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Unit Ops (continued)**

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
PZ Concentration Spreadsheet	Spreadsheet			No	500.0 *
12-MC 35	Air cooler	Sweet Gas	sweet gaz 1	No	500.0 *
AC-100	Air cooler	To Cooler	To Recycle	No	500.0 *
MAKEUP-100	Makeup	To Tank	To Pump	No	500.0 *
		WATER MU 1	PURGE 1		
		MDEA MU 1			
		PZ MU 1			
E-100	Cooler	HOT OIL 18-05	HOT OIL Reboiler Duty	No	500.0 *

21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.40%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:57:35 2024
4		
5		

## Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	---	1.0000	
13	Temperature (C)	39.00 *	40.00 *	50.48	---	---	
14	Pressure (bar)	67.00 *	66.90 *	66.90	67.00	4.500 *	
15	Molar Flow (kgmole/h)	4.238e+004 *	1.839e+004 *	4.189e+004	1.888e+004	---	
16	Mass Flow (kg/s)	230.6	138.9	223.7	---	---	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	2437	502.3	2405	---	---	
18	Heat Flow (kW)	-9.179e+005	-1.515e+006	-8.546e+005	---	---	
19	Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator	
20	Vapour Fraction	---	---	---	---	---	
21	Temperature (C)	---	---	---	40.00 *	---	
22	Pressure (bar)	---	---	66.90 *	66.90	4.500	
23	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
24	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
26	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
27	Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *	---	---	---	
29	Temperature (C)	180.0 *	152.0	---	40.02 *	---	
30	Pressure (bar)	10.20 *	9.700	2.350	66.00 *	---	
31	Molar Flow (kgmole/h)	9300 *	9300	---	---	---	
32	Mass Flow (kg/s)	403.8	403.8	---	---	---	
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1957	1957	---	---	---	
34	Heat Flow (kW)	-6.874e+005	-7.180e+005	---	---	---	
35	Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1	
36	Vapour Fraction	---	---	0.0000	---	---	
37	Temperature (C)	109.0 *	---	---	---	---	
38	Pressure (bar)	3.500	---	4.500	---	---	
39	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
40	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
42	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
43	Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato		
44	Vapour Fraction	---	---	---	0.0000		
45	Temperature (C)	---	---	---	37.00 *		
46	Pressure (bar)	---	---	---	5.000 *		
47	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	77.38		
48	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	0.3872 *		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	1.397		
50	Heat Flow (kW)	---	---	---	-6122		

51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	

Licensed to: Company Name Not Available

\* Specified by user.

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC		
12	Comp Mole Frac (Helium)	0.0019 *	0.0000 *	0.0019	0.0000	---	
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8149 *	0.0000 *	0.8239	0.0012	---	
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0570 *	0.0000 *	0.0577	0.0000	---	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0716 *	0.0000 *	0.0724	0.0001	---	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0232 *	0.0000 *	0.0235	0.0000	---	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0046 *	0.0000 *	0.0047	0.0000	---	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0067 *	0.0000 *	0.0068	0.0000	---	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015 *	0.0000 *	0.0015	0.0000	---	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0019 *	0.0000 *	0.0019	0.0001	---	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0023 *	0.0000 *	0.0023	0.0002	---	
22	Comp Mole Frac (CO2)	0.0141 *	0.0004 *	0.0000	0.0321	---	
23	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	---	
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0822 *	0.0000	0.0800	---	
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0126 *	0.0000	0.0123	---	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0001 *	0.9048 *	0.0034	0.8739	---	
27	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	---	
Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator		
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	---	
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	---	
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	---	
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	---	
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	---	
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	---	
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	---	
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	---	
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	---	
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	---	
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	---	
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	---	
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	---	
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	---	
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	---	
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	---	
Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms		
46	Comp Mole Frac (Helium)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
47	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
56	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
57	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
59	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	
61	Comp Mole Frac (n-C11)	1.0000 *	1.0000	---	---	---	

62
63
64
65
66
67
68

Licensed to: Company Name Not Available

\* Specified by user.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.40%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 01:57:35 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1			
12	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	---	---	
13	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	---	---	
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	---	---	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	---	---	
16	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	---	---	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	---	---	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	---	---	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	---	---	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	---	---	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	---	---	
22	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	---	---	
23	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	---	---	
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	---	---	
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	---	---	
26	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	---	---	
27	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	---	---	
Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrator				
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	0.0000 *			
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	0.0000 *			
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	0.0000 *			
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	0.0000 *			
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	0.0000 *			
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	0.0000 *			
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	0.0000 *			
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	0.0000 *			
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	0.0000 *			
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	0.0000 *			
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	0.0000 *			
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	0.0000 *			
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	0.0000 *			
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	0.0000 *			
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	1.0000 *			
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	0.0000 *			

Energy Streams							Fluid Pkg:	All
Name	Reboiler Duty	Condenser Duty	Pump Duty	Pompe Duty				
Heat Flow (kW)	3.060e+004	---	---	---				

Unit Ops							Fluid Pkg:	All
Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level			
Absorbeur 12MD-21	Absorber	Lean Amine	Rich Amine	No	2500 *			
		Feed Gas	Sweet Gas					
12MD-22	Separator	To Separator	To Exchanger A	No	500.0 *			
			Light HC					
Exchanger 12MC-22	Heat Exchanger	To Exchanger A	Regen Feed	No	500.0 *			
		Regen Bottoms out	To Tank					
Regenerator 12MD-27	Distillation	Regen feed ou	Regen Bottoms	No	2500 *			
		Water from Dehydrator	Sour Gas					
		Reboiler Duty	Condenser Duty					
Booster Pump 12-MJ21	Pump	To Pump	To Cooler	No	500.0 *			
		Pump Duty						
P-100	Pump	Regen Bottoms	Regen Bottoms out	No	500.0 *			
		Pompe Duty						
Recycle	Recycle	To Recycle	Lean Amine	No	3500 *			
Valve	Valve	Rich Amine	To Separator	No	500.0 *			
C V	Valve	Regen Feed	Regen feed ou	No	500.0 *			
Amine Unit Dashboard	Spreadsheet			No	500.0 *			

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	1.40%final.hsc
2		Unit Set:	DIPA1e
3		Date/Time:	Thu Jun 20 01:57:35 2024
4			

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Unit Ops (continued)**

11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	PZ Concentration Spreadsh	Spreadsheet			No	500.0 *
13	12-MC 35	Air cooler	Sweet Gas	sweet gaz 1	No	500.0 *
14	AC-100	Air cooler	To Cooler	To Recycle	No	500.0 *
15	MAKEUP-100	Makeup	To Tank	To Pump	No	500.0 *
16			WATER MU 1	PURGE 1		
17			MDEA MU 1			
18			PZ MU 1			
19	E-100	Cooler	HOT OIL 18-05	HOT OIL	No	500.0 *
20				Reboiler Duty		

21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.60%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:01:02 2024
4		
5		

## Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	---	---	1.0000	
13	Temperature (C)	39.00 *	40.00 *	---	---	---	
14	Pressure (bar)	67.00 *	66.90 *	66.90	67.00	4.500 *	
15	Molar Flow (kgmole/h)	4.238e+004 *	1.839e+004 *	---	---	---	
16	Mass Flow (kg/s)	231.1	138.9	---	---	---	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	2436	502.3	---	---	---	
18	Heat Flow (kW)	-9.254e+005	-1.515e+006	---	---	---	
19	Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator	
20	Vapour Fraction	---	---	---	---	---	
21	Temperature (C)	---	---	---	40.00 *	---	
22	Pressure (bar)	---	---	66.90 *	66.90	4.500	
23	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
24	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
26	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
27	Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *	---	---	---	
29	Temperature (C)	180.0 *	152.0	---	40.02 *	---	
30	Pressure (bar)	10.20 *	9.700	2.350	66.00 *	---	
31	Molar Flow (kgmole/h)	9300 *	9300	---	---	---	
32	Mass Flow (kg/s)	403.8	403.8	---	---	---	
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1957	1957	---	---	---	
34	Heat Flow (kW)	-6.874e+005	-7.180e+005	---	---	---	
35	Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1	
36	Vapour Fraction	---	---	0.0000	---	---	
37	Temperature (C)	109.0 *	---	---	---	---	
38	Pressure (bar)	3.500	---	4.500	---	---	
39	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
40	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
42	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
43	Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato		
44	Vapour Fraction	---	---	---	0.0000		
45	Temperature (C)	---	---	---	37.00 *		
46	Pressure (bar)	---	---	---	5.000 *		
47	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	77.38		
48	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	0.3872 *		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	1.397		
50	Heat Flow (kW)	---	---	---	-6122		

51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64			
65			
66			
67			
68			
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 9	Page 1 of 4



Company Name Not Available  
Bedford, MA  
USA

Case Name: 1.60%final.hsc  
Unit Set: DIPA1e  
Date/Time: Thu Jun 20 02:01:02 2024

## Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions							Fluid Pkg:	All
Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC			
12	Comp Mole Frac (Helium)	0.0019 *	0.0000 *	---	---	---	---	
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8133 *	0.0000 *	---	---	---	---	
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0569 *	0.0000 *	---	---	---	---	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0715 *	0.0000 *	---	---	---	---	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0232 *	0.0000 *	---	---	---	---	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0046 *	0.0000 *	---	---	---	---	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0067 *	0.0000 *	---	---	---	---	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015 *	0.0000 *	---	---	---	---	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0019 *	0.0000 *	---	---	---	---	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0023 *	0.0000 *	---	---	---	---	
22	Comp Mole Frac (CO2)	0.0161 *	0.0004 *	---	---	---	---	
23	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000 *	---	---	---	---	
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0822 *	---	---	---	---	
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0126 *	---	---	---	---	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0001 *	0.9048 *	---	---	---	---	
27	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000 *	---	---	---	---	
Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator			
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	---	---	
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	---	---	
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	---	---	
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	---	---	
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	---	---	
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	---	---	
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	---	---	
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	---	---	
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	---	---	
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	---	---	
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	---	---	
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	---	---	
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	---	---	
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	---	---	
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	---	---	
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	---	---	
Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms			
46	Comp Mole Frac (Helium)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
47	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
56	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
57	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
59	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	---	---	---	---	
61	Comp Mole Frac (n-C11)	1.0000 *	1.0000	---	---	---	---	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.60%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:01:02 2024
4		

## Workbook: Case (Main) (continued)

### Compositions (continued) Fluid Pkg: All

Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1
12	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---
13	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---
15	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---
16	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---
22	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---
23	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---
26	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---
27	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---
Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato	
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	0.0000 *	
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	0.0000 *	
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	0.0000 *	
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	0.0000 *	
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	0.0000 *	
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	0.0000 *	
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	0.0000 *	
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	0.0000 *	
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	0.0000 *	
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	0.0000 *	
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	0.0000 *	
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	0.0000 *	
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	0.0000 *	
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	0.0000 *	
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	1.0000 *	
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	0.0000 *	

### Energy Streams Fluid Pkg: All

Name	Reboiler Duty	Condenser Duty	Pump Duty	Pompe Duty
47 Heat Flow (kW)	3.060e+004	---	---	---

### Unit Ops

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
52 Absorbear 12MD-21	Absorber	Lean Amine	Rich Amine	No	2500 *
		Feed Gas	Sweet Gas		
54 12MD-22	Separator	To Separator	To Exchanger A	No	500.0 *
			Light HC		
56 Exchanger 12MC-22	Heat Exchanger	To Exchanger A	Regen Feed	No	500.0 *
		Regen Bottoms out	To Tank		
58 Regenerator 12MD-27	Distillation	Regen feed ou	Regen Bottoms	No	2500 *
		Water from Dehydrator	Sour Gas		
		Reboiler Duty	Condenser Duty		
61 Booster Pump 12-MJ21	Pump	To Pump	To Cooler	No	500.0 *
		Pump Duty			
63 P-100	Pump	Regen Bottoms	Regen Bottoms out	No	500.0 *
		Pompe Duty			
65 Recycle	Recycle	To Recycle	Lean Amine	No	3500 *
66 Valve	Valve	Rich Amine	To Separator	No	500.0 *
67 C V	Valve	Regen Feed	Regen feed ou	No	500.0 *
68 Amine Unit Dashboard	Spreadsheet			No	500.0 *

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.60%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:01:02 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Unit Ops (continued)**

11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	PZ Concentration Spreadsh	Spreadsheet			No	500.0 *
13	12-MC 35	Air cooler	Sweet Gas	sweet gaz 1	No	500.0 *
14	AC-100	Air cooler	To Cooler	To Recycle	No	500.0 *
15	MAKEUP-100	Makeup	To Tank	To Pump	No	500.0 *
16			WATER MU 1	PURGE 1		
17			MDEA MU 1			
18			PZ MU 1			
19	E-100	Cooler	HOT OIL 18-05	HOT OIL	No	500.0 *
20				Reboiler Duty		

21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.80%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:04:20 2024
4		
5		

## Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	---	1.0000	
13	Temperature (C)	39.00 *	40.00 *	55.09	---	---	
14	Pressure (bar)	67.00 *	66.90 *	66.90	67.00	4.500 *	
15	Molar Flow (kgmole/h)	4.238e+004 *	1.839e+004 *	4.175e+004	1.902e+004	---	
16	Mass Flow (kg/s)	231.7	138.9	222.9	---	---	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	2436	502.3	2396	---	---	
18	Heat Flow (kW)	-9.329e+005	-1.515e+006	-8.507e+005	---	---	
19	Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator	
20	Vapour Fraction	---	---	---	---	---	
21	Temperature (C)	---	---	---	40.00 *	---	
22	Pressure (bar)	---	---	66.90 *	66.90	4.500	
23	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
24	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
26	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
27	Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *	---	---	---	
29	Temperature (C)	180.0 *	152.0	---	40.02 *	---	
30	Pressure (bar)	10.20 *	9.700	2.350	66.00 *	---	
31	Molar Flow (kgmole/h)	9300 *	9300	---	---	---	
32	Mass Flow (kg/s)	403.8	403.8	---	---	---	
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1957	1957	---	---	---	
34	Heat Flow (kW)	-6.874e+005	-7.180e+005	---	---	---	
35	Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1	
36	Vapour Fraction	---	---	0.0000	---	---	
37	Temperature (C)	109.0 *	---	---	---	---	
38	Pressure (bar)	3.500	---	4.500	---	---	
39	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---	
40	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	---	
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---	
42	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	---	
43	Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato		
44	Vapour Fraction	---	---	---	0.0000		
45	Temperature (C)	---	---	---	37.00 *		
46	Pressure (bar)	---	---	---	5.000 *		
47	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	77.38		
48	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	0.3872 *		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	1.397		
50	Heat Flow (kW)	---	---	---	-6122		

51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.80%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:04:20 2024
4		

## Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC		
12	Comp Mole Frac (Helium)	0.0019 *	0.0000 *	0.0019	0.0000		---
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.8116 *	0.0000 *	0.8233	0.0012		---
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0568 *	0.0000 *	0.0576	0.0000		---
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0713 *	0.0000 *	0.0723	0.0001		---
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0231 *	0.0000 *	0.0235	0.0000		---
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0046 *	0.0000 *	0.0047	0.0000		---
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0067 *	0.0000 *	0.0068	0.0000		---
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015 *	0.0000 *	0.0015	0.0000		---
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0019 *	0.0000 *	0.0019	0.0001		---
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0023 *	0.0000 *	0.0023	0.0002		---
22	Comp Mole Frac (CO2)	0.0181 *	0.0004 *	0.0000	0.0406		---
23	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000		---
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0822 *	0.0000	0.0794		---
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0126 *	0.0000	0.0122		---
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0001 *	0.9048 *	0.0041	0.8659		---
27	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000		---
Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator		
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---		---
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---		---
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---		---
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---		---
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---		---
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---		---
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---		---
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---		---
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---		---
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---		---
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---		---
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---		---
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---		---
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---		---
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---		---
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---		---
Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms		
46	Comp Mole Frac (Helium)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
47	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
56	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
57	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
59	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	---	---		---
61	Comp Mole Frac (n-C11)	1.0000 *	1.0000	---	---		---

62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.80%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:04:20 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Compositions (continued)** Fluid Pkg: All

Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1
12	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---
13	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---
15	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---
16	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---
22	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---
23	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---
26	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---
27	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---

Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrator
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	0.0000 *
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	0.0000 *
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	0.0000 *
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	0.0000 *
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	0.0000 *
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	0.0000 *
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	0.0000 *
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	0.0000 *
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	0.0000 *
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	0.0000 *
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	1.0000 *
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	0.0000 *

**Energy Streams** Fluid Pkg: All

Name	Reboiler Duty	Condenser Duty	Pump Duty	Pompe Duty
47 Heat Flow (kW)	3.060e+004	---	---	---

**Unit Ops**

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
52 Absorber 12MD-21	Absorber	Lean Amine	Rich Amine	No	2500 *
53		Feed Gas	Sweet Gas		
54 12MD-22	Separator	To Separator	To Exchanger A	No	500.0 *
55			Light HC		
56 Exchanger 12MC-22	Heat Exchanger	To Exchanger A	Regen Feed	No	500.0 *
57		Regen Bottoms out	To Tank		
58 Regenerator 12MD-27	Distillation	Regen feed ou	Regen Bottoms	No	2500 *
59		Water from Dehydrator	Sour Gas		
60		Reboiler Duty	Condenser Duty		
61 Booster Pump 12-MJ21	Pump	To Pump	To Cooler	No	500.0 *
62		Pump Duty			
63 P-100	Pump	Regen Bottoms	Regen Bottoms out	No	500.0 *
64		Pompe Duty			
65 Recycle	Recycle	To Recycle	Lean Amine	No	3500 *
66 Valve	Valve	Rich Amine	To Separator	No	500.0 *
67 C V	Valve	Regen Feed	Regen feed ou	No	500.0 *
68 Amine Unit Dashboard	Spreadsheet			No	500.0 *

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 1.80%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:04:20 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Unit Ops (continued)**

11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	PZ Concentration Spreadsheet	Spreadsheet			No	500.0 *
13	12-MC 35	Air cooler	Sweet Gas	sweet gaz 1	No	500.0 *
14	AC-100	Air cooler	To Cooler	To Recycle	No	500.0 *
15	MAKEUP-100	Makeup	To Tank	To Pump	No	500.0 *
16			WATER MU 1	PURGE 1		
17			MDEA MU 1			
18			PZ MU 1			
19	E-100	Cooler	HOT OIL 18-05	HOT OIL	No	500.0 *
20				Reboiler Duty		

21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	2%final.hsc
2		Unit Set:	DIPA1e
3		Date/Time:	Thu Jun 20 02:08:08 2024
4			
5			

## Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
13	Temperature (C)	39.00 *	40.00 *	57.46	45.74	46.78	
14	Pressure (bar)	67.00 *	66.90 *	66.90	67.00	4.500 *	
15	Molar Flow (kgmole/h)	4.238e+004 *	1.839e+004 *	4.169e+004	1.908e+004	29.02	
16	Mass Flow (kg/s)	232.3	138.9	222.6	148.6	0.1688	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	2436	502.3	2391	546.7	1.650	
18	Heat Flow (kW)	-9.404e+005	-1.515e+006	-8.491e+005	-1.606e+006	-834.0	
19	Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator	
20	Vapour Fraction	---	---	---	---	0.0015	
21	Temperature (C)	---	---	---	40.00 *	46.78	
22	Pressure (bar)	---	---	66.90 *	66.90	4.500	
23	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	1.908e+004	
24	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	---	148.6	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	546.7	
26	Heat Flow (kW)	---	---	---	---	-1.606e+006	
27	Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *	---	0.9977	---	
29	Temperature (C)	180.0 *	152.0	---	40.02 *	---	
30	Pressure (bar)	10.20 *	9.700	2.350	66.00 *	---	
31	Molar Flow (kgmole/h)	9300 *	9300	---	4.169e+004	---	
32	Mass Flow (kg/s)	403.8	403.8	---	222.6	---	
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1957	1957	---	2391	---	
34	Heat Flow (kW)	-6.874e+005	-7.180e+005	---	-8.596e+005	---	
35	Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1	
36	Vapour Fraction	---	---	0.0000	---	---	
37	Temperature (C)	109.0 *	---	46.78	---	---	
38	Pressure (bar)	3.500	---	4.500	---	---	
39	Molar Flow (kgmole/h)	1.906e+004	---	1.906e+004	---	---	
40	Mass Flow (kg/s)	148.5	---	148.5	---	---	
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	545.1	---	---	
42	Heat Flow (kW)	---	---	-1.605e+006	---	---	
43	Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato		
44	Vapour Fraction	---	---	---	0.0000		
45	Temperature (C)	---	---	---	37.00 *		
46	Pressure (bar)	---	---	---	5.000 *		
47	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	77.38		
48	Mass Flow (kg/s)	---	---	---	0.3872 *		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	1.397		
50	Heat Flow (kW)	---	---	---	-6122		

51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68



Company Name Not Available  
Bedford, MA  
USA

Case Name: 2%final.hsc

Unit Set: DIPA1e

Date/Time: Thu Jun 20 02:08:08 2024

## Workbook: Case (Main) (continued)

### Compositions

Fluid Pkg:

All

Name	Feed Gas	Lean Amine	Sweet Gas	Rich Amine	Light HC
Comp Mole Frac (Helium)	0.0019 *	0.0000 *	0.0019	0.0000	0.0041
Comp Mole Frac (Methane)	0.8100 *	0.0000 *	0.8229	0.0012	0.7526
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0567 *	0.0000 *	0.0576	0.0000	0.0215
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0712 *	0.0000 *	0.0723	0.0001	0.0862
Comp Mole Frac (Propane)	0.0231 *	0.0000 *	0.0235	0.0000	0.0216
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0046 *	0.0000 *	0.0047	0.0000	0.0027
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0067 *	0.0000 *	0.0068	0.0000	0.0051
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015 *	0.0000 *	0.0015	0.0000	0.0011
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0019 *	0.0000 *	0.0019	0.0001	0.0014
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0023 *	0.0000 *	0.0022	0.0002	0.0014
Comp Mole Frac (CO2)	0.0200 *	0.0004 *	0.0001	0.0448	0.0809
Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0822 *	0.0000	0.0792	0.0000
Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0126 *	0.0000	0.0122	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0001 *	0.9048 *	0.0046	0.8621	0.0215
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Name	Sour Gas	To Pump	To Cooler	To Recycle	To Separator
Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	---	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	---	0.0012
Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	---	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	---	0.0001
Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	---	0.0000
Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	---	0.0000
Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	---	0.0000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	---	0.0000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	---	0.0001
Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	---	0.0002
Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	---	0.0448
Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	---	0.0000
Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	---	0.0792
Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	---	0.0122
Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	---	0.8621
Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	---	0.0000
Name	HOT OIL 18-05	HOT OIL	Regen feed ou	sweet gaz 1	Regen Bottoms
Comp Mole Frac (Helium)	0.0000 *	0.0000	---	0.0019	---
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	---	0.8229	---
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	---	0.0576	---
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	---	0.0723	---
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	---	0.0235	---
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	0.0047	---
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	---	0.0068	---
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	0.0015	---
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	---	0.0019	---
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	---	0.0022	---
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	---	0.0001	---
Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	---	0.0000	---
Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0000 *	0.0000	---	0.0000	---
Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0000 *	0.0000	---	0.0000	---
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	---	0.0046	---
Comp Mole Frac (n-C11)	1.0000 *	1.0000	---	0.0000	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 2%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:08:08 2024
4		
5		

## Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions (continued)						Fluid Pkg:	All
Name	Regen Feed	To Tank	To Exchanger A	Regen Bottoms out	PURGE 1		
12	Comp Mole Frac (Helium)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
13	Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	---	0.0001	---	---	---
14	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0001	---	0.0001	---	---	---
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0002	---	0.0002	---	---	---
22	Comp Mole Frac (CO2)	0.0447	---	0.0447	---	---	---
23	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.0793	---	0.0793	---	---	---
25	Comp Mole Frac (Piperazine)	0.0122	---	0.0122	---	---	---
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.8634	---	0.8634	---	---	---
27	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	---	0.0000	---	---	---
Name	WATER MU 1	MDEA MU 1	PZ MU 1	Water from Dehydrato			
29	Comp Mole Frac (Helium)	---	---	---	0.0000 *		
30	Comp Mole Frac (Methane)	---	---	---	0.0000 *		
31	Comp Mole Frac (Nitrogen)	---	---	---	0.0000 *		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	---	---	---	0.0000 *		
33	Comp Mole Frac (Propane)	---	---	---	0.0000 *		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	---	---	---	0.0000 *		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	---	---	---	0.0000 *		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	---	---	---	0.0000 *		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	---	---	---	0.0000 *		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	---	---	---	0.0000 *		
39	Comp Mole Frac (CO2)	---	---	---	0.0000 *		
40	Comp Mole Frac (H2S)	---	---	---	0.0000 *		
41	Comp Mole Frac (MDEAmine)	---	---	---	0.0000 *		
42	Comp Mole Frac (Piperazine)	---	---	---	0.0000 *		
43	Comp Mole Frac (H2O)	---	---	---	1.0000 *		
44	Comp Mole Frac (n-C11)	---	---	---	0.0000 *		

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name	Reboiler Duty	Condenser Duty	Pump Duty	Pompe Duty			
48	Heat Flow (kW)	3.060e+004	---	---	---		

Unit Ops						Fluid Pkg:	All	
Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level			
52	Absorber 12MD-21	Absorber	Lean Amine	Rich Amine	No	2500 *		
53			Feed Gas	Sweet Gas				
54	12MD-22	Separator	To Separator	To Exchanger A	No	500.0 *		
55								Light HC
56	Exchanger 12MC-22	Heat Exchanger	To Exchanger A	Regen Feed	No	500.0 *		
57				Regen Bottoms out				To Tank
58	Regenerator 12MD-27	Distillation	Regen feed ou	Regen Bottoms	No	2500 *		
59				Water from Dehydrator				Sour Gas
60				Reboiler Duty				Condenser Duty
61	Booster Pump 12-MJ21	Pump	To Pump	To Cooler	No	500.0 *		
62				Pump Duty				
63	P-100	Pump	Regen Bottoms	Regen Bottoms out	No	500.0 *		
64				Pompe Duty				
65	Recycle	Recycle	To Recycle	Lean Amine	No	3500 *		
66	Valve	Valve	Rich Amine	To Separator	No	500.0 *		
67	C V	Valve	Regen Feed	Regen feed ou	No	500.0 *		
68	Amine Unit Dashboard	Spreadsheet			No	500.0 *		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: 2%final.hsc
2		Unit Set: DIPA1e
3		Date/Time: Thu Jun 20 02:08:08 2024
4		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Unit Ops (continued)**

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
PZ Concentration Spreadsh	Spreadsheet			No	500.0 *
12-MC 35	Air cooler	Sweet Gas	sweet gaz 1	No	500.0 *
AC-100	Air cooler	To Cooler	To Recycle	No	500.0 *
MAKEUP-100	Makeup	To Tank	To Pump	No	500.0 *
		WATER MU 1	PURGE 1		
		MDEA MU 1			
		PZ MU 1			
E-100	Cooler	HOT OIL 18-05	HOT OIL	No	500.0 *
			Reboiler Duty		

21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

## RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] *Hysys Process Documentation, Hyprotech, Hyprotech, Ing AEA Groupe, Calgray*, (CD.ROM), 2000.
- [2] M. O. A. Mr. BOUMOSBAH Mourad, *Mémoire de fin d'études pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur*, IAP de Boumerdès, 2010.
- [3] *B.Fcherief, capture du co2 du gaz ; UFR/ gaz .Engineering et Refining formation industrie.*
- [4] *The Dow Chemical Company / Midland, Michigan « Gas conditioning fact.*
- [5] *Arthur J. Kidnay et William R. Parrish, « Fundamentals of natural gas.*
- [6] m. d. jumana sharanik, *encyclopedia natural ,liquefied naturel gaz (LNG)*, 2024.
- [7] <https://www.gaz-mobilite.fr/dossiers/gnl-gaz-naturel-liquefie-definition/>.
- [8] B. SOUFIANE, *mémoire de fin de cycle , principe de fonctionnement du système de télésurveillance CCTV(MEGA TRAIN )*, Institut Algérien du pétrole (IAP), 2013.
- [9] I. o. l. d. s. a. c. d. l. d. g. n. G. Skikda, 28/05/2024.
- [10] «[WWW.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-naturel-liquefier-gnl.](http://WWW.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-naturel-liquefier-gnl.)» [En ligne].
- [11] *manuel de formation cours EXP-PR-PR160-FR,le processus de liquéfaction , révision, 30/05/2007, p. p07.*
- [12] M. ADEL, *memoire de fin de cycle , obtimisation des cycles le liquéfaction de GNL p 04, université de Mentouri de constantine,, 2009.*
- [13] *Manuel opératoire de méga train de complexe GNL1K SKIKDA.*
- [14] S.-N. LNG, *train SKIKDA project,process Flow Diagramme (PFD) , "case" 1 REV 5"*.
- [15] *COPIGNEAUX.Distillation, Absorption colonne garnies,TECHNIQUES DE L'INGENIEUR, traité génie des procrdes ..*
- [16] R. 2. Monsieur CHARRON, *PDF. Traitement de gaz ,, de 1998 p 11.*
- [17] A. FOUAD et M. HOUCINE, *Memoire de fin de cycle , modalisation et simulation d'une unité de décarbonatation du GN, au niveau de complexe d'ADRAR , université KASDI MERBEH OUARGLA, 2015 P 12-13.*
- [18] A. ROJET., *Le gaz naturel production traitement et transport. Edition TECHNIP, "PARIS", 1994,p253-299.*
- [19] T. D. L'INGENIEURE, *Absorption avec relation chimique.*
- [20] H. S. KHEBECHE HICHAM, *mémoire fin de cycle, Modélisation et Simulation d'une unité d'absortion des gaz acides (co2) par solvants chimiques alcanolamine, Université Kasdi Merbah Ouargla , 2012/2013 P09.*
- [21] W. A. E. J. G. SAEID MOKHATAB, *Handbook of Naturel Gaz Transmission and processing, Elsevier, 2006, p 270.*
- [22] CHAKIB BOUALLOU, *Thèse de doctorat , Etude de doctorat, Etude de la capture du CO2 par absorption physique dans les systèmes de production d'électricité bases sur la gazéification du charbon intégrée a un cycle combine, 2004 P 16.*
- [23] G. W. E. J.-C. C. CHRISTINE ROIZARD, *absorption avec réaction chimique .Techniques de l'ingénieur ,traité génie vdes procédés..*

- [24] R. CHADOURS, *Thèse de doctorat , Absorption-désorption de gaz acides par des solution aqueuses d'amine*, 1998 P 13-14.
- [25] *Safety data sheet "MDEA" BASF the chemical company ..*
- [26] P.WUITHIER, *Le pétrole, raffinage et génie chimique TOME 2 ,Edition TECGNIP*, 1972 P 1240-1242.
- [27] P.TRAMBOUZE, *Le raffinage du pétrole : matériels et équipement, VOL.4, TECHNIP*, 1999 p46.
- [28] D. l. f. t. d. K. s. l. p. d. liquification.