

*Algérienne Démocratique et Populaire*

*Ministère de l'Enseignement Supérieur Et de La Recherche Scientifique*



*Université de Ghardaïa*

N° d'ordre :

N° de série :

Faculté des Sciences et Technologies  
Département de Génie des procédés

**Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de**

## **MASTER**

**Domaine :** *Sciences et Technologies*

**Filière :** *Génie des procédés*

**Spécialité :** *Génie chimique*

**Par : - BOULAGUESSA Rostom  
- KERBOUCHE Mohamed**

## **Thème**

**Dimensionnement et vérification des paramètres de fonctionnement d'un régénérateur d'amine de l'unité décarbonatation usine CPF au RNS**

**Soutenu publiquement le : 28/09/2020**

**Devant le jury :**

**MANSOURI Khaled**

**MCB**

**Univ. Ghardaïa**

**Président**

**RAACHE Imane**

**MCB**

**Univ. Ghardaïa**

**Examineur**

**BENCHIEKH Salah**

**MCB**

**Univ. Ghardaïa**

**Examineur**

**ZITANI Ibrahim**

**MAA**

**Univ. Ghardaïa**

**Encadreur**

**Année universitaire 2019/2020**

## ***Dédicaces***

*J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :*

*Mon père et ma mère pour leurs soutiens durant toutes mes*

*années d'études.*

*Toute ma famille.*

*En fin à Tous mes amis.*

## **Remerciements**

*Nous tenons à remercier le bon Dieu qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce modeste travail.*

*On remercie vivement notre encadreur **Mr. Brahim ZITANI** pour son aide, sa disponibilité et ses conseils judicieux durant toute la période de réalisation de ce mémoire.*

*On tient à notifier nos Sincères remerciements les plus particuliers aux enseignants du département du Génie des procédés, qui ont contribué à notre formation durant nos études.*

*Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à tous les personnels du Cpf de Rhourde Nouss et à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation et la réussite de ce travail.*

## Liste des tableaux

Tableau (I.1): Composition Global du Gaz Naturel.....	4
Tableau (II.1) : Les avantages et les inconvénients des solvants.....	22
Tableau (III.1) : Les étapes de développement de la région.....	28
Tableau (V.1) : Composition base sèche de l'alimentation.....	55
Tableau (V.2) : Composition de l'Amine d'alimentation.....	56
Tableau (V.3) : Les paramètres opératoires du Gaz et d'Amine à alimentation.....	56
Tableau (V.4) : Composition du Gaz de Vente.....	57
Tableau (V.5) : Composition de la charge régénérateur.....	58
Tableau (V.6) : Les fractions molaire et Les Débits De Résidu Et Distillat.....	60
Tableau (V.7) : Calcul de surface des équipements d'échange thermique.....	62
Tableau (V.8) : Application numérique de calcul.....	62
Tableau (V.9) : Calcul de la puissance fournie aux équipements.....	62
Tableau (V.10) : Application numérique de calcul.....	63
Tableau (V.11) : La comparaison de CO <sub>2</sub> Humide entre le désigne et le simulateur.....	70
Tableau (V.12) : La comparaison d'Amine pauvre entre le désigne et le simulateur.....	70

## Liste des figures

Figure (II.1) : Différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone.....	13
Figure (II.2) : Séparation par membrane.....	14
Figure (II.3) : Schéma d'une absorption chimique.....	17
Figure (III.1) : Situation géographique de la région.....	27
Figure (III.2) : L'organigramme de la région.....	29
Figure (III.3) : Schéma simplifier structures de la région Rhourde Nouss.....	31
Figure (III.4) : Schéma simplifier réseaux collecteurs puits producteurs.....	32
Figure (III.5) : Schéma simplifier dessertes puits injecteurs.....	32
Figure (III.6) : Schéma descriptif des phases A et B et C et CTH.....	35
Figure (IV.1): schéma de bloc de l'usine CPF.....	38
Figure (IV.2): la zone de prétraitement.....	39
Figure (IV.3) : l'unité de compresseur Booster G05.....	41
Figure (IV.4) : l'unité de décarbonatation G64.....	43
Figure (IV.5) : l'unité de déshydrations G60.....	45
Figure (IV.6) : l'unité de l'expansion et de séparation du gaz G67.....	47
Figure (IV.7) : l'unité de compresseur de gaz de vent G50.....	48
Figure (IV.8) : système de torches et bourbier.....	51
Figure (V.1) : Schéma simplifié de l'unité de décarbonatation du CPF.....	61
Figure (V.2) : La simulation d'un régénérateur.....	69
Figure (V.3) : La réussite de convergence de colonne régénérateur d'amine par simulation hysys.....	69

## Liste des abréviations

<b>CPF :</b>	Central processing facility
<b>AGRU :</b>	Acide gaz remove unite
<b>GNL :</b>	Gaz naturel liquéfié
<b>GPL :</b>	Gaz pétrol liquéfié
<b>CSC :</b>	Centre de separation et de compression
<b>UTG :</b>	Usine traitement de gaz
<b>CTH :</b>	Centre traitement d'huile
<b>SRGT :</b>	Unité de Récupération des Gaz Torchés .
<b>TRC :</b>	Transport et compression
<b>GPSA :</b>	Gas Processors Suppliers Association
<b>MEA :</b>	Monoéthanolamine
<b>DEA :</b>	Diethanolamine
<b>MDEA :</b>	Methyldiethanolamine
<b>DIPA :</b>	Diisopropanolamine
<b>TEA :</b>	Triéthanolamine
<b>TEG :</b>	Triethylene glycol
<b>PCS :</b>	Pouvoir calorifique supérieur
<b>PCI :</b>	Pouvoir calorifique inferieur
<b>MM S m<sup>3</sup>/J :</b>	Millions standard mètre cube par jour
<b>PPM :</b>	Partie par millions
<b>HP :</b>	Haut Presion
<b>MP :</b>	Moyen Pression

<b>BP :</b>	Basse Pression
<b>TBP :</b>	Très Basse Pression
<b>T100 :</b>	Colonne de régénération
<b>Qf :</b>	Début froid Condenseur
<b>Qc :</b>	Début chaud Rebouilleur
<b>QH :</b>	Quartzite de Hamra

## Table des matières

Introduction générale : .....	1
Chapitre I : Généralités du gaz naturel	
I.1 – Introduction : .....	3
I.2 – La part du gaz dans les ressources d'énergie fossile : .....	3
I.3 – Le gaz naturel dans les conditions géologiques: .....	3
I.4 - Composition du gaz naturel: .....	4
I.5 - Caractéristique de gaz naturel : .....	5
I.5.1- Densité : .....	5
I.5.2- Pouvoir calorifique : .....	5
I.6-Les types de gaz naturel : .....	5
I.7- Généralité sur le condensat: .....	6
I.7.1-Définition du Condensât : .....	6
I.7.2-Caractéristiques du Condensât : .....	6
I.8-Domains d'utilisation du Condensât : .....	7
I.8.1-Utilisation du Condensât dans la pétrochimie : .....	7
I.8.2-Utilisation du Condensât dans le raffinage : .....	7
I.9 - Techniques de traitements de gaz : .....	8
I.9.1 - Procédé Hudson : .....	8
I.9.2 - Procédé Pritchard : .....	8
I.9.3 - Procèdes mixtes : .....	8
I.9.3.1 - Séparation de l'eau de gisement : .....	9
I.9.3.2 - Déshydratation du gaz : .....	9
I.9.3.2.1 - Déshydratation par absorption : .....	9
I.9.3.2.2 - Déshydratation par perméation gazeuse : .....	9
I.9.3.2.3 - Déshydratation par adsorption : .....	9
I.9.3.3 - Séparation des hydrocarbures gazeux et liquides : .....	10
I.9.3.4 - Stabilisation et fractionnement des liquides en condensât et GPL : .....	10
I.9.3.5 - Recompression des gaz moyenne pression : .....	11
I.10 -Technique de réinjection de gaz : .....	11
I.10.1-Objectif de la réinjection : .....	11

I.10.2 - Principe de la compression du gaz de réinjection : .....	11
---	----

## Chapitre II : traitement des gaz acides

II.1 – Introduction : .....	12
II.2 - Méthodes utilisées pour la capture du dioxyde de carbone : .....	12
II.2.1 - Décarbonatation du gaz naturel par membrane : .....	13
II.2.2 - Décarbonatation du gaz naturel par adsorption : .....	14
II.2.3 - Décarbonatation du gaz naturel par absorption : .....	14
II.2.3.1 - Mise en œuvre industrielle : .....	16
II.3 - Les solvants alcanolamines : .....	18
II.3.1 - Les amines Primaires : .....	18
II.3.1.1 - Propriétés physiques de MEA : .....	19
II.3.1.2 - Propriétés chimiques de MEA : .....	19
II.3.2 - Les amines Secondaires : .....	19
II.3.2.1 - Propriétés physiques de DEA : .....	20
II.3.2.2 - Propriétés chimiques de DEA : .....	20
II.3.3 - Les amines Tertiaires : .....	20
II.3.3.1 - Propriétés physiques de MDEA : .....	20
II.3.3.2 - Propriétés chimiques de MDEA : .....	22
II.4 - Comparaison des solvants : .....	22
II.5 - Problèmes rencontrés dans une unité de décarbonatation : .....	24
II.5.1 - Le moussage : .....	24
II.5.2 - La corrosion : .....	24
II.5.3 - Pertes de la solution d'amine : .....	25
II.5.3.1 - Pertes par entrainement : .....	25
II.5.3.2 - Pertes par dégradation : .....	25
II.5.3.3 - Pertes par évaporation : .....	25
II.5.4 - Engorgement de la colonne : .....	25

## Chapitre III : Présentation de la région Rhourde Nous

III.1 – Situation géographique : .....	27
III.2 - Historique : .....	28
III.3- Les principaux champs : .....	29
III.4 - Réseaux collectes : .....	30
III.5 - Les différents complexes de la région : .....	33

## chapitre IV : Description de l'usine CPF

IV.1 – Introduction :	36
IV.2 - Objectifs du l'usine de CPF :	37
IV.3 - Description du procédé :	38
IV.3.1 - Réseau de collecte du gaz et collecteurs :	38
IV.3.2 - La zone de Pré traitement (Slug Catcher et séparateur de condensat) :	39
IV.3.2.1 -Les objectifs :	39
IV.3.2.2 - Les équipements de cette zone :	39
IV.3.3 - L'unité de compresseur Booster G05 :	40
IV.3.3.1 - L'objectif :	40
IV.3.3.2 - Les équipements :	41
IV.3.4 - L'unité de décarbonatation (AGRU) G64 :	41
IV.3.4.1 - L'objectif :	42
IV.3.4.2 - Les équipements :	42
IV.3.5 - L'unité de déshydratation G60 :	43
IV.3.5.1 - L'objectif :	44
IV.3.5.2 - Les équipements :	44
IV.3.6 - L'unité d'expansion et séparation du gaz G67 :	45
IV.3.6.1 - L'objectif :	46
IV.3.6.2. Les équipements :	46
IV.3.7 - L'unité de Compresseurs Gaz de vente G 50 :	47
IV.3.7.1 - L'objectif :	48
IV.3.7.2 - Les équipements :	48
IV.3.8 - L'unité de compression et de déshydratation du CO <sub>2</sub> (CCDU) G 85 :	48
IV.3.8.1 - L'objectif :	49
IV.4 - Description des utilités :	49
IV.4.1 - Système d'huile calo porteuse :	49
IV.4.2 - Système de l'huile de lubrification :	49
IV.4.3 - Système d'injection de produits chimiques :	49
IV.4.4 - Traitement des eaux huileuses :	50
IV.4.5 - Torches basse pression, haute pression et bourbier :	50
IV.4.5.1 - L'objectif :	51

IV.4.5.2 - Les équipements :	51
IV.4.6 - Ballon de Garde de la Cheminée de CO <sub>2</sub> :	52
IV.4.7 - Système de gaz combustible :	52
IV.4.8 - Système d'alimentation en eau :	52
IV.4.9 - Réseau de drains fermés :	52
IV.4.10 - Air d'instruments et air de service d'usine :	52
IV.4.11 - Production d'azote :	53
IV.4.12 - Traitement des eaux usées domestiques :	53

## Chapitre V : Calcul la colonne de régénération

V.1 - Introduction :	54
V. 2 - Calcul de la composition de la charge :	54
V.2 .1 - Description de l'alimentation :	54
V.2.2 - Spécifications des produits :	56
V.3 - Calcule qui concerne les équipements en amont et en aval du régénérateur :	61
V.4 - Dimensions de régénérateur :	63
V.5 - Détermination du pouvoir absorbant de la solution MDEA/DEA :	64
V.6 - Généralités sur la Simulation :	65
V.6.1 - Les différentes tâches qu'un Simulateur de procédé devrait effectuer sont :	65
V.7 - Description du simulateur HYSYS :	66
V.8 - Les modèles thermodynamiques :	66
V.8.1 - Modèles d'activité :	67
V.8.2-Modèles hétérogènes :	67
V.8.3 - Modèles basés sur les équations d'état :	67
V.9 - Le choix du modèle thermodynamique :	68
V.10 – Validation du simulation :	68
V.10.1 - Introduction :	68
V.10.2 - Description De Procédé :	68
V.11 - Interprétation et conclusion :	71
Conclusion générale :	72
Bibliographie :	73

## Résumé

La présence de CO<sub>2</sub> dans le gaz naturel provoque plusieurs problèmes d'exploitation et environnemental suivant leurs conditions dans les installations telle que la température et la pression. Pour remédier à ce problème de CO<sub>2</sub>, il est indispensable de réduire sa teneur dans le gaz naturel durant l'exploitation par un mode de traitement approprié.

Dans ce travail, le procédé de décarbonatation par l'absorption est le mode de traitement choisi, en utilisant le mélange de méthyl-diéthanolamine et diéthanolamine (MDEA+DEA) comme solvant d'extraction de dioxyde de carbone à une concentration initiale de 8.5%.

L'étude de cas du champ Rhoud Nouss, où la teneur CO<sub>2</sub> après traitement est inférieure de 2% a été étudié coté régénérateur d'amine pour vérifier leur les paramètres de fonction et nous avons trouvé que la récupération de solvant (amine riche) par désorption CO<sub>2</sub> (amine pauvre) est le facteur d'influencé sur la désorption de CO<sub>2</sub> et tout ça après l'ajustement des plusieurs paramètres d'exploitation par une simulation de logiciel Hysys pour vérifier entre désigne et simulation.

Nous avons obtenu des résultats très proches par rapport aux résultats de conception et à la réalité, ce qui signifie que l'unité décarbonatation fonctionne correctement et correspond aux normes de gaz requises pour la vente.

**Mots clés :** Gaz naturel, CO<sub>2</sub>, absorption, MDEA/DEA, Rhourde Nouss, Hysys.

## ملخص

يتسبب وجود غاز ثاني أكسيد الكربون في الغاز الطبيعي في العديد من المشكلات التشغيلية والبيئية حسب ظروفها في المنشآت مثل درجة الحرارة والضغط لمعالجة هذه المشكلة ، من الضروري تقليل محتواه في الغاز الطبيعي أثناء التشغيل بطريقة معالجة مناسبة.

في هذا العمل ، تعتبر عملية امتصاص ثاني أكسيد الكربون هي طريقة المختارة للمعالجة ، وذلك باستخدام خليط مثيل إيثانول أمين وثنائي إيثانول أمين ك مذيب لاستخلاص ثاني أكسيد الكربون بتركيز 8.5%.

تمت دراسة الحالة لحقل غرد النص ، حيث يكون محتوى ثاني أكسيد الكربون بعد العلاج أقل من 2% .ونركز على دراسة تحقيقية لمجدد امتصاص ثاني أكسيد الكربون ، وللتحقق من عملية تجديد محلول المذيب امين الفقير من أكسيد الكربون.

للحصول على نتائج للتصميم المقبول موافقة لمعايير المبيعات، قمنا بدراسة وحساب عمود المجدد واستعمال المحاكات بواسطة برنامج هايبيس.

تحصلنا على نتائج قريبة جدا مقارنة لنتائج التصميم والواقع بما يعني وحدة انتزاع ثاني أكسيد الكربون تعمل بطريقة صحيحة وموافقة لمعايير غاز المطلوب للبيع.

**الكلمات المفتاحية:** الغاز الطبيعي، ثاني أكسيد الكربون، الامتصاص، إيثانول أمين، ثنائي إيثانول أمين، غرد النص، هايبيس.

***Introduction***  
***générale***

### Introduction générale :

Le gaz naturel est considéré comme la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et le charbon, et aujourd'hui le gaz naturel est une principale source alternative en énergie avec moins d'impact environnemental. Le transport liquide (gaz naturel liquéfié (GNL)) est la voie la plus avantageuse. Le gaz subit plusieurs modes de transformation à des températures très basses, rendre le givrage de CO<sub>2</sub> possible dans les équipements énergétiques et les installations industrielles, ce qui baisse l'efficacité des installations.[1]

De plus son présence conduit à la corrosion des équipements. Par conséquent, il est important d'éliminer les traces de CO<sub>2</sub> avant de procéder à la liquéfaction du gaz naturel.

Cependant, à partir des années 80, suite au développement des procédés d'absorption utilisant des solutions aqueuses d'amines primaires, secondaires ou tertiaires, différentes études ont porté sur la régénération des solvants aqueux utilisant des solutions aqueuses d'alcanolamines.[1]

Les solutions d'alcanolamines sont les solvants chimiques les plus couramment utilisés dans les opérations d'absorption/désorption pour retirer le dioxyde de carbone et le sulfure d'hydrogène d'un courant gazeux. Les alcanolamines sont caractérisées par des groupements hydroxyle et amine. Le groupement hydroxyle augmente la solubilité dans l'eau et diminue la pression de vapeur de la solution aqueuse, tandis que le groupement amine produit la basicité nécessaire à la solution aqueuse pour réagir avec les gaz acides .[1]

Dans ce travail on va découvrir le dimensionnement et vérification des paramètres de fonctionnement d'un régénérateur d'amine avec ces étapes :

- Le Chapitre I est dédié aux généralités sur le gaz naturel, qui est le fluide choisi pour procédé de décarbonatation.
- Le Chapitre II est consacré à une analyse bibliographique pour présenter l'état de l'art sur le principe de décarbonatation et brièvement rappelé ainsi que les contraintes et les éléments de la technologie.
- Le chapitre III est présentation de la région Rhode-nouss.
- Le chapitre IV est un aperçu sur le traitement de gaz naturel dans le champ de Rhoud-Nouss.

## Introduction générale

- Le chapitre V est consacré à calcul du colon de régénérateur d'amine et la simulation de régénérateur d'amine de l'unité de décarbonatation, ainsi qu'une brève explication sur la manière dont HYSYS et discuter les résultats obtenus.
- Enfin la conclusion générale et les perspectives d'études qui peuvent en être tirées.

*Chapitre I :*  
*Généralités du gaz*  
*naturel*

### **I.1 – Introduction :**

De récentes observations ont fait apparaître l'augmentation des réserves de gaz naturel durant ces dernières années. Toutefois, l'évolution observée montre un éloignement croissant des ressources par rapport aux grands marchés consommateurs, en même temps, la part que représente les réserves situées en mer ou dans des zones difficiles tend à devenir de plus en plus importante.[2]

En conséquence, les coûts des chaînes gazières du puits de production jusqu'au consommateur final sont appelés à croître, rendant plus difficile la compétition entre le gaz naturel et les autres énergies primaires.

D'où la recherche et le développement de procédés et de technologies plus performantes, permettant une meilleure réduction des coûts de production. [2]

### **I.2 – La part du gaz dans les ressources d'énergie fossile :**

Il est facile d'établir une parallèle entre le gaz naturel et le pétrole brut, puisqu'ils ont des origines et des localisations très voisines. Toutefois, il est nécessaire aussi de replacer le potentiel gazier vis-à-vis de celui que représentent les autres énergies primaires, non seulement en termes de réserves prouvées mais également de ressources ultimes estimées.

Dans le classement des quatre sources d'énergie primaires commerciales qui sont non renouvelables, le gaz naturel se situe en troisième position, à un niveau comparable à celui du pétrole, il est largement supérieur à celui de l'uranium, mais par contre il est très inférieur à celui des combustibles solides (le charbon, le lignite : roche combustible ayant souvent l'aspect du bois fossile). [2]

### **I.3 – Le gaz naturel dans les conditions géologiques:**

Au sens large, toute substance naturelle qui est à l'état gazeux dans les conditions normales de température et de pression est un gaz naturel. Ces substances sont en nombre réduit et celles que l'on trouve dans l'écorce terrestre sont en nombre encore plus limité : il s'agit pour l'essentiel des hydrocarbures saturés d'un nombre de carbone inférieur à cinq, du dioxyde de carbone, de l'azote, de l'hydrogène sulfure, de l'hydrogène, de l'hélium et de l'argon. [3]

### I.4 - Composition du gaz naturel:

Assez peu d'informations systématiques concernant la composition des gaz naturels sont disponibles. Pour cause le gaz naturel brut n'alimente généralement qu'un centre de traitement avant d'être injecté dans les réseaux de distribution et perd toutes ses caractéristiques initiales au cours des opérations d'épuration et d'extraction des fractions lourdes.

Le gaz naturel arrivant du puits est un mélange d'hydrocarbures liquide et gazeux contenant certaines impuretés telles que le  $H_2O$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ ,  $H_2$ ,  $N_2$ ,  $O_2$  .....

Il est possible toutefois de se faire une idée de la composition globale du gaz naturel qui peut être résumé dans le tableau suivant :

**Tableau (I.1): Composition Global du Gaz Naturel.[4]**

Méthane	$CH_4$	Gaz sec
Ethane	$C_2H_6$	
Propane	$C_3H_8$	
Butane	$C_4H_{10}$	GPL
Pentane	$C_5H_{12}$	
Hexane	$C_6H_{14}$	condensât c5+
Heptane	$C_7H_{16}$	
Octane	$C_8H_{18}$	
Nonane	$C_9H_{20}$	
Décane	$C_{10}H_{22}$	
gaz carbonique	$CO_2$	Gaz acides
acide sulfurique	$H_2S$	
Eau	$H_2O$	
oxysulfure de carbone	$COS$	composants sulfurés
désulfure de carbone	$CS_2$	
Mercaptans	$RSH$	
Azote	$N_2$	Inorganiques
Oxygène	$O_2$	
Argon	$AR$	
additifs de pipe-line et puits		Polluants

## I.5 - Caractéristique de gaz naturel :

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes :

### I.5.1- Densité :

Pour un gaz est défini par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de pression. [4]

### I.5.2- Pouvoir calorifique :

C'est la quantité dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en ( $\text{J/m}^3$ ) Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur : (PCS)** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.
- **Pouvoir calorifique inférieur : (PCI)** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramenés à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur. [5]

## I.6- Les types de gaz naturel :

On peut classer les gaz naturels selon leur origine en :

### ✚ Le gaz naturel bactérien : (biochimique)

C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments. [5]

### ✚ Le gaz naturel thermique :

C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments qui portés à des températures et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, est donné à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbures. [6]

### ✚ Le gaz naturel inorganique :

C'est un gaz inorganique qui se forme au cours de la formation des gaz hydrocarbures à faible proportion, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques. La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer. [6]

**✚ Le gaz sec :**

Dans les conditions de production de se gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane. [7]

**✚ Le gaz humide :**

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane. [8]

**✚ Le gaz associé :**

C'est un gaz de couverture qui contexte avec la phase d'huile dans réservoir d'huile (Gisement de pétrole). [9]

**✚ Le gaz a condensât :**

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.[10]

**I.7- Généralité sur le condensat:****I.7.1-Définition du Condensât :**

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de ( $iC_5H_{12}$ ) jusqu'au ( $C_{12}H_{26}$ ) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression. [11]

**I.7.2-Caractéristiques du Condensât : [12]**

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique :** Poids spécifique du condensât est compris entre **0,7 à 0,8**.
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieur à **-40°C**.
- **Limites d'inflammabilités :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : **1,4 et 7,6%** (dans l'air).
- **Densité de vapeur :** Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de **3 à 4** plus grande que celle de l'air.
- **Explosivité et d'inflammabilités :** Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électroconducteur,

présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation, etc.

On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répandant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

➤ **Toxicité physiologique :** Les vapeurs du condensât sont toxiques. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement). [13]

La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher.

Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de **0,025% à 0,05% volumique** dans l'air, elles ne peuvent pas causer des symptômes heures d'inhalation.

➤ **Précautions hygiéniques :** Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de **300 ppm**. [14]

## **I.8-Domains d'utilisation du Condensât :** [15]

La particularité du condensât résidu dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie.

Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqué.

### **I.8.1-Utilisation du Condensât dans la pétrochimie :**

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. [15]

Il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage.

### **I.8.2-Utilisation du Condensât dans le raffinage :**

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers. [16]

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffines qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique. [16]

## I.9 - Techniques de traitements de gaz :

Il faut noter que le gaz qui sort du réservoir par les puits producteurs est de forme d'un mélange de : gaz, condensât, GPL, eau du gisement. Cet effluent est acheminé par un réseau de collecte vers les usines. [17]

Le traitement consiste en la séparation des différents constituants du gaz brut au niveau des usines de traitement. Ces derniers sont munis d'équipements spécifiques, pour assurer cette séparation conformément à des techniques et à des procédés appropriés. [18]

Les procédés de traitement de gaz sont multiples de part le monde et le choix de type de traitement se base sur les critères suivants :

- La Quantité de l'effluent brut.
- Taux de récupération d'hydrocarbures visé.
- Spécification des produits.
- Coût global des investissements.

### I.9.1 - Procédé Hudson :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une série de détentes complétées d'une détente à travers une machine appelée « Turbo-Expander » qui permet d'atteindre un niveau de température de  $-38^{\circ}\text{C}$ . [18]

Le procédé Hudson est très performant car il permet une grande récupération des hydrocarbures liquides.[19]

### I.9.2 - Procédé Pritchard :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre enfin de cycle une température voisine à  $-23^{\circ}\text{C}$ . [20]

### I.9.3 - Procèdes mixtes :

Ils sont les plus performants, car ils utilisent le Turbo-Expander, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, ou on atteint les ( $-66^{\circ}\text{C}$ ). Les procédés mixtes sont plus performants, car ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. [21]

Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement.

Il se présente à une pression de 140 bars et une température de 65°C. Le traitement du gaz s'effectue globalement en 5 étapes :

### **I.9.3.1 - Séparation de l'eau de gisement :**

Cette opération s'effectue dans des ballons séparateurs par simple décantation sous l'effet de différence des densités. Cette eau est envoyée vers un système de séparation Eau-Hydrocarbures puis vers les installations de déshuilage et enfin injectée dans un puits bourbier foré dans une formation géologique étendu. [21]

### **I.9.3.2 - Déshydratation du gaz :**

Les méthodes utilisées pour l'élimination de l'eau sont nombreuses et parmi celles-ci on cite :

- L'absorption.
- Perméation gazeuse.
- Adsorption.

#### **I.9.3.2.1 - Déshydratation par absorption :**

Le séchage du gaz naturel est assuré dans ce cas par un lavage à contre-courant avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau : ce solvant est le plus souvent un glycol. Le gaz déshydraté sort en tête de colonne, le glycol sortant en fond est régénéré par distillation et recyclé. [22]

#### **I.9.3.2.2 - Déshydratation par perméation gazeuse :**

Les études ont montré l'intérêt potentiel d'un tel procédé, qui par rapport à une unité de déshydratation au glycol, pourrait s'avérer plus économique et plus compact, mais à l'heure actuelle, il n'existe pas de procédé industriel de déshydratation par perméation gazeuse. [23]

#### **I.9.3.2.3 - Déshydratation par adsorption :**

L'adsorption fait partie des opérations physiques de séparation des mélanges. Elle se manifeste lorsqu'on met en contact un fluide et un solide, par une différence de composition entre la phase adsorbée au voisinage immédiat de solide et la phase fluide, donc l'adsorption

est un phénomène superficiel qui se produit à la couche séparatrice de deux milieux et qui consiste en une adhésion des molécules à la surface d'une matière adsorbant grâce à l'attraction moléculaire ; cela implique que seules les molécules se trouvant à la surface de la matière adsorbant sont actives tandis que celles qui se trouvent au sein de celles-ci n'y participent pas parce que leur force d'attraction sont neutralisées par celles des molécules voisines. [24]

On distingue deux types d'adsorption :

- Physique
- Chimique.

Dans la première, les molécules adhèrent à la surface et ne donnent pas lieu aux réactions chimiques, ce qui n'est pas le cas dans l'adsorption chimique. L'adsorption physique est un phénomène exothermique.[24]

### **I.9.3.3 - Séparation des hydrocarbures gazeux et liquides :**

Elle est basée sur le principe de refroidissement progressif du gaz pour condenser tous les hydrocarbures liquides (condensables) contenus dans le gaz. Ces liquides sont récupérés dans des ballons séparateurs puis envoyés vers la section de stabilisation et de fractionnement.

Le refroidissement de gaz est obtenu en trois étapes :

- refroidissement dans des échangeurs de chaleur par échange thermique avec un fluide froid.
- refroidissement par détente (chute de pression) à travers une vanne qui entraîne une chute de température.
- refroidissement supplémentaire par échange thermique en utilisant un fluide réfrigérant tel que le propane.[25]

### **I.9.3.4 - Stabilisation et fractionnement des liquides en condensât et GPL :**

Elle consiste à faire passer tous les liquides récupérés au niveau des ballons séparateurs à travers une colonne de rectification appelée « Dé-éthaniseur » afin de les débarrasser de tous les gaz dissous dans ces liquides .Le fractionnement consiste à faire passer le liquide à travers une 2ème colonne de rectification appelée « Dé-butaniseur » afin de séparer ces liquides en GPL et condensât produit. [25]

**I.9.3.5 - Recompression des gaz moyenne pression :**

Les gaz des séparateurs à moyenne pression ont les mêmes qualités que le gaz sec produit, pour cela ils sont récupérés puis recomprimés avant d'être mélangés au gaz sec. Leur récupération permet d'éviter le torchage du gaz.[26]

**I.10 -Technique de réinjection de gaz :****I.10.1-Objectif de la réinjection :**

La récupération des hydrocarbures liquides est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs. La réinjection retenue pour les gisements permet :

- De réduire cette condensation par le maintien de pression.
- De maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides.
- De produire un potentiel optimal en condensât et GPL sans avoir recours au torchage des gaz excédentaires, d'où une meilleure flexibilité d'exploitation des unités de traitement de gaz. [27]

**I.10.2 - Principe de la compression du gaz de réinjection :**

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz à réinjecter en le comprimant à 350 bars. [27]

Ce transfert d'énergie est réalisé par des compresseurs centrifuges tournants à une vitesse de 10000 trs/mn, et entraînés par des turbines à gaz d'une puissance unitaire de 33500 CV. [28]

Cette compression est réalisée en deux étapes :

- Recompression du gaz sec à 150 bars, par des compresseurs à basses pressions avec refroidissement à travers des aéroréfrigérants et séparation dans des ballons pour éventuelle récupération des liquides.
- Recompression du gaz à 300 bars par des compresseurs de hautes pressions avec refroidissement final à travers des aéroréfrigérants avant son acheminement vers les puits injecteurs. [29]

***Chapitre II :***  
***Traitement des gaz***  
***acides***

## II.1 – Introduction :

Le traitement des gaz acides dans le gaz naturel, est souvent désigné comme les procédés grâce auxquels les constituants gazeux acides  $\text{CO}_2$  et  $\text{H}_2\text{S}$  sont éliminés du gaz naturel afin de répondre aux conditions spécifiées du produit. Le dioxyde de carbone présent dans le gaz naturel doit être éliminés pour :[30]

- Augmenter la pouvoir calorifique du gaz.
- De minimiser la corrosion du gazoduc.
- Éliminer les risques de solidification dans les procédés cryogéniques.

Alors que plusieurs procédés ont été développés dans le domaine de traitement du gaz naturel. Les plus importants sont :

- Les procédés d'absorption.
- Les procédés d'adsorption.
- Les procédés membranes.

## II.2 - Méthodes utilisées pour la capture du dioxyde de carbone :

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la décarbonatation font appel à l'absorption, la sélectivité du solvant vis-à-vis des gaz acides était basée sur une affinité soit de type chimique.[32]

L'adsorption est également employée pour réaliser des purifications poussées. Enfin, la perméation gazeuse, est une technique en développement ; elle présente un intérêt potentiel mais, actuellement, les applications industrielles restent en nombre très limité. [31]

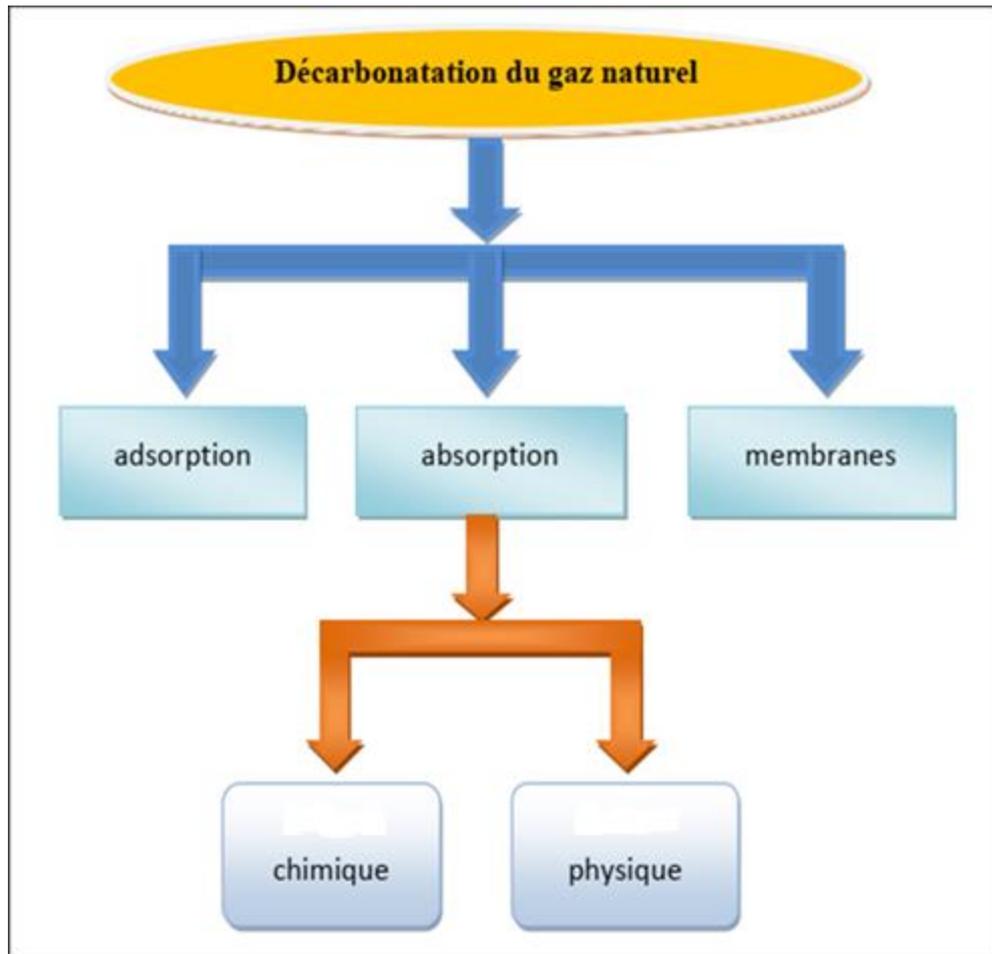


Figure (II.1) : Différentes méthodes pour la capture du dioxyde de carbone. [30]

### II.2.1 - Décarbonatation du gaz naturel par membrane :[32]

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.2.

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

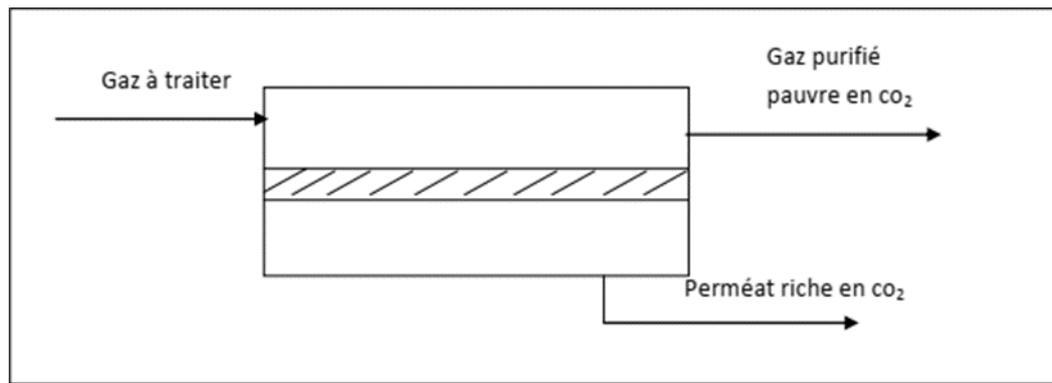


Figure (II.2) : Séparation par membrane.[30]

### II.2.2 - Décarbonatation du gaz naturel par adsorption :[33]

Les procédés d'adsorption consistent à exploiter la capacité de certains solides à concentrer sur leurs surfaces des substances, pour les extraire d'un mélange liquide ou gazeux. Un constituant du mélange, l'adsorbat, s'adsorbe sur un solide, l'adsorbant.

Les procédés d'adsorption sont de deux types. Le premier consiste en la chimisorption de l'adsorbat, ce qui consiste en la création de liaisons chimiques fortes avec la surface du solide. Ce procédé n'est pas toujours réversible. Le second, la physisorption, met en jeu des forces de van der Waals et des forces dues aux interactions électrostatiques. Quand ces forces d'interactions sont plus importantes que celles existant entre les molécules du gaz, celui-ci peut se condenser à la surface du solide. Le phénomène est alors parfaitement réversible par augmentation de la température ou par abaissement de la pression. C'est dans ce deuxième type d'adsorption que sont développés les principaux procédés industriels.

Les adsorbants sont des solides fortement poreux, fournis sous formes granulaires. Ils sont caractérisés par leur importante surface spécifique, (qui s'exprime en  $m^2 kg^{-1}$ ), la taille des pores et leur distribution. Les adsorbants les plus utilisés industriellement sont de deux sortes, les composés contenant des atomes d'oxygène, et ceux contenant majoritairement du carbone.

### II.2.3 - Décarbonatation du gaz naturel par absorption :[34]

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. A une température fixée, la solubilité du composé s'accroît avec la pression.

Dans le cas d'une solution idéale on écrit, à l'équilibre, que la pression partielle d'un composé A,  $P_A^*$ , est égal au produit de sa pression de vapeur  $P_v$  à la même température, par la fraction molaire en phase liquide A, il s'agit de la loi de Raoult,

$$P_A^* = P_v X_A \quad (1) \quad [5]$$

Dans le cas d'une solution non idéale, si la dilution est importante, où la pression est faible, la loi de Henry est généralement applicable. La pression partielle à l'équilibre  $P_A^*$  du gaz dissous est proportionnelle à sa fraction molaire en phase liquide,

$$P_A^* = \mathcal{H} X_A \quad (2) \quad [5]$$

Où  $\mathcal{H}$  est le coefficient de la loi de Henry, lequel dépend de la température. Dans le cas où le gaz dissous réagit avec le solvant cette loi peut s'appliquer à la fraction dissoute n'ayant pas réagi.

Dans le procédé d'absorption chimique se produit une réaction chimique entre le composé gazeux à séparer et un constituant de la phase liquide.

Cette réaction est le plus souvent réversible. Le soluté absorbé réagit rapidement ce qui permet de réduire la pression partielle d'équilibre du soluté. La concentration du composé volatil dans le solvant dépend de l'avancement de la réaction, et de la concentration en soluté dans la solution (amines dans l'eau par exemple) et de la pression et de la température.

Dans le processus d'absorption il se produit un transfert de la phase gazeuse vers la phase liquide. C'est la différence de potentiel définie comme écart à l'équilibre, exprimée en concentration (en mol.m<sup>-3</sup>), qui crée le flux de transfert de matière à l'interface. On suppose que le gaz et le liquide sont à l'équilibre à l'interface liquide vapeur, et que la concentration

$C_A^*$  correspond à l'équilibre avec la pression partielle.

$P_{AI}$ ,  $K_L$  est le coefficient de transfert au sein du liquide, (en m s<sup>-1</sup>),

$K_G$  est le coefficient de transfert au sein du gaz (en mol m<sup>-2</sup> s<sup>-1</sup> Pa<sup>-1</sup>)

et  $\phi_A$  est le flux spécifique d'absorption par unité d'air interrassiale :

$$\phi_A = k_G (P_A - P_{Ai}^*) = k_L (C_A^* - C_A) \quad (3) \quad [5]$$

$P_A^*$  : pression partielle de A à l'interface à l'équilibre.

$C_A^*$  : concentration en gaz dissous A à l'interface à l'équilibre avec  $P_{Ai}$

$P_A$  : pression partielle de A dans le gaz.

$C_A$  : concentration en gaz dissous A dans le liquide.

Dans le modèle du film de Whitman, on exprime que la résistance au transfert est localisée dans le film mince stagnant adjacent à l'interface. Le transfert de matière du côté du liquide s'effectue par diffusion moléculaire. La concentration en gaz dissous dans le film décroît linéairement de l'interface  $C_A^*$  jusqu'à la limite du sein du liquide  $C_A$ . Dans le sein du liquide, au-delà du film, on considère que la concentration en A est uniforme du fait des turbulences. En présence d'une réaction chimique, les profils de concentration ne sont plus linéaires dans le film, l'absorption est suivie d'une réaction chimique, ce qui augmente le flux d'absorption.[24]

On définit alors le facteur d'accélération E, rapport du flux moyen d'absorption dans le liquide en présence de réaction au Flux d'absorption pour un phénomène purement physique et s'il n'y a pas de gaz dissous au sein du liquide.

$$\phi_A = E k_L C_A^* \quad (4) \quad [5]$$

### II.2.3.1 - Mise en œuvre industrielle :

L'absorption chimique nécessite une colonne de séparation dans laquelle le transfert de matière est favorisé par une importante surface de contact entre le liquide et le gaz. Les colonnes d'absorption sont généralement des colonnes à plateaux ou à garnissage.

Les plateaux permettent de diviser le gaz en petites bulles dans un flux ascendant vertical. Celles-ci sont introduites dans la phase liquide laquelle circule horizontalement, le gaz et le liquide circulent donc à courant croisés. Les colonnes à garnissage permettent de diviser le flux de liquide en films fins à travers le gaz circulant à contre-courant.

Le gaz à purifier est introduit en pied de colonne d'absorption, tandis que la solution est introduite en tête de colonne. [35]

La solution riche en soluté s'écoulant en pied de colonne est réchauffée, dans un échangeur croisé avec la solution pauvre, c'est à dire avec la solution régénérée. Cette solution riche est alors introduite dans la colonne de régénération.[36]

Dans les unités traitant les gaz acides à pression élevée un ballon de détente maintenu à pression intermédiaire est parfois utilisé avant la colonne de régénération. Le solvant pauvre provenant de la colonne de régénération, après un premier refroidissement dans l'échangeur avec le solvant riche, puis refroidissement plus poussé avec de l'air ou de l'eau, est réintroduit dans la colonne d'absorption. Le gaz séparé sortant de la tête de la colonne de régénération contient de la vapeur d'eau, laquelle est condensée puis recyclée dans la colonne de régénération.

La chaleur nécessaire pour la régénération est apportée par de la vapeur par l'intermédiaire d'un rebouilleur.[36]

Elle permet d'élever la température de la solution riche jusqu'à la température de bulle du solvant pauvre (sous forme de chaleur sensible), d'apporter la chaleur de dissociation des composés ayant réagi, de déplacer l'équilibre de réaction afin de libérer le gaz acide, et de vaporiser la solution aqueuse faisant office de reflux dans la colonne (sous forme de chaleur latente de vaporisation).[9]

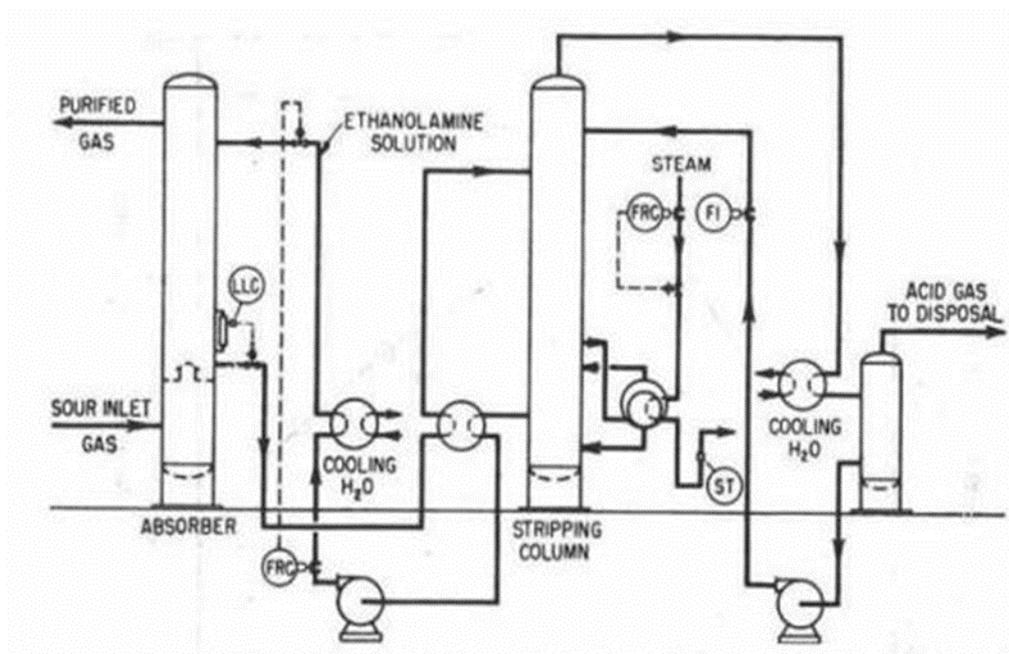


Figure (II.3) : Schéma d'une absorption chimique.[10]

### II.3 - Les solvants 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  $H_2S$  et de  $CO_2$ . [9]

Le groupement amine assure la basicité de la solution nécessaire à la réaction avec les gaz acides. Ces amines sont classées suivant le degré de substitution de leur atome d'azote.

Pour l'absorption du  $CO_2$ , les amines les plus utilisées sont :

#### II.3.1 - Les amines Primaires :

Le monoéthanolamine (MEA) et la diglycolamine (DGA). Ce sont des amines très réactives avec les gaz acides et qui permettent des séparations de grande pureté. Cependant leur capacité d'absorption du  $CO_2$  est relativement faible, l'absorption d'une mole de  $CO_2$  nécessite deux moles d'amine car le carbamate formé par la réaction entre le  $CO_2$  et l'amine est très stable.

Un carbamate est un ion contenant un groupement  $COO^-$ . Ce carbamate n'est donc que peu hydrolysé sous forme de bicarbonate.

De plus l'utilisation de ces amines entraîne des problèmes de corrosion et de dégradation. En ce qui concerne la MEA, il y a réaction irréversible avec le COS et le  $CS_2$ , dégradant encore la capacité d'absorption. Un solvant à base de MEA est aussi très corrosif, notamment lorsque la concentration en amine est supérieure à 20 mass. % et que le taux de charge en gaz acides est élevé. Le taux de charge représente le rapport entre la quantité de gaz acides dissous dans le solvant et le nombre de mole d'amine. [11]

Il existe cependant des inhibiteurs de corrosion permettant l'utilisation d'une solution aqueuse contenant 30 mass. % de MEA. La DGA a des performances similaires à la MEA mais avec une pression de vapeur plus faible entraînant une diminution des pertes de solvant par évaporation.

### II.3.1.1 - Propriétés physiques de MEA :

La monoéthanolamine est un liquide incolore (qui se colore à la longue en jaune et brun sous l'action de l'air), de faible odeur ammoniacale. Elle est soluble dans l'eau et dans nombreux solvants organiques.[8]

- Masse molaire : 61,08 g/mol.
- Point de fusion : 10,5°C.
- Point d'ébullition : 170,5°C sous 1 bar.
- Densité : 1.015 – 1,020 g/cm<sup>3</sup>.
- Tension de vapeur : 0,5 mbar à 20°C et 7.86 mbar à 40°C.
- Point d'éclair : 93°C en coupelle ouverte.

### II.3.1.2 - Propriétés chimiques de MEA :

Formule chimique :  $\text{NH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH}$

La MEA comprend un groupe hydroxyle (OH-) 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>. La MEA s'oxyde lentement sous l'action de l'air en se colorant en jaune ou en brun.

Elle présente les réactions caractéristiques des amines et des alcools et peut réagir vivement avec les produits oxydants. Avec les acides, il se produit un échauffement.

Certains métaux sont attaqués par la MEA, notamment les suivants : cuivre et ses alliages, fer, aluminium, alliages légers.[8]

### II.3.2 - Les amines Secondaires :

La diéthanolamine (DEA) et la diisopropanolamine (DIPA). Elles sont moins réactives que des amines primaires et ne sont donc à utiliser que pour des objectifs moins exigeants en termes de pureté.

La dégradation avec le COS et le CS<sub>2</sub> est aussi moindre que pour les amines primaires. La tension de vapeur de la DEA est assez faible, limitant les pertes par évaporation. Par contre,

il existe plusieurs réactions irréversibles avec le CO<sub>2</sub>, formant des produits de dégradation corrosifs.

DEA même domaine d'application que la MEA ; en solution plus concentré mais solvant plus cher et le débit de circulation plus faible et consommation moindre d'énergie.

La caractéristique de la DIPA est comparable à la DEA mais solvant plus onéreux, utilisée en combinaison avec d'autres solvants dans les procédés Shell.[11]

### **II.3.2.1 - Propriétés physiques de DEA :**

La diéthanolamine est un liquide incolore d'odeur ammoniacale. Elle est soluble dans l'eau et dans nombreux solvants organiques.

- Masse molaire : 105,135 g/mol.
- Point de fusion : 28°C.
- Point d'ébullition : 269°C.
- Masse volumique 1,10 g·cm<sup>-3</sup> à 20 °C.
- Point d'éclair : 138°C en coupelle ouverte.

### **II.3.2.2 - Propriétés chimiques de DEA :**

Formule chimique :  $\text{HN}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2$

La DEA est similaire à la MEA mais doit être préférée en cas de présence de COS (le sulfure de carbone) dans le gaz de la charge.

### **II.3.3 - Les amines Tertiaires :**

La N-méthyl-diéthanolamine (MDEA) et la Triéthanolamine (TEA). Ces amines sont encore moins réactives que les amines secondaires mais leur capacité d'absorption est plus grande. Pour une solution aqueuse de MDEA, il faut une mole d'amine pour absorber une mole de CO<sub>2</sub>. [11]

#### **II.3.3.1 - Propriétés physiques de MDEA :**

- Activateur : amines primaires ou secondaires/ Pipérazine.

- Masse moléculaire 129.84
- Densité 0.904
- Intervalle d'ébullition (à 1 atm) 100-159 °C
- Point de congélation <-50 °C
- Solubilité dans l'eau complète
- Viscosité cinématique à 23 C 7(mm<sup>2</sup>/s)
- Point d'éclair (°C) 66°C
- Point d'inflammabilité (°C) 235°C
- Limite inférieure d'explosivité (%V) 0.9%
- Limite supérieure d'explosivité (%V) 11.2%

La MDEA n'agit pas directement avec le CO<sub>2</sub> mais comme un catalyseur pour l'hydratation du CO<sub>2</sub>. La solution aqueuse peut contenir 60 mass. % de MDEA sans que les pertes par évaporation soient trop importantes. En plus, elle est très résistante aux dégradations thermiques et chimiques. Puisque la vitesse de réaction des amines tertiaire avec le CO<sub>2</sub> est très lente, ces amines sont parfois activées avec des amines primaires ou secondaires ou avec l'activateur pipérazine afin d'augmenter leur réactivité vis-à-vis du CO<sub>2</sub>.

Ces dernières années, des nouvelles amines ont été développées pour diminuer le surcoût énergétique lié au captage du CO<sub>2</sub>. Il s'agit d'amines à encombrement stérique. La réaction du CO<sub>2</sub> avec l'amine forme un carbamate instable à cause de la configuration géométrique de la molécule.[11]

L'amine à encombrement stérique la plus connue est la 2-amino-2-méthyl-1-propanol (AMP). Des solvants utilisant de telles amines, connus sous le nom de KS-1, KS-2 et KS-3, sont aussi développés par Mitsubishi Heavy Industry.

En comparaison avec la MEA qui est l'amine de référence, ces derniers solvants permettent de diminuer d'environ 20% l'énergie nécessaire à la régénération.

Le débit de solvant est aussi réduit car leur capacité d'absorption est plus élevée. En effet, avec ces solvants, il ne faut qu'une mole d'amine par mole de CO<sub>2</sub>.

Les amines primaires sont plus réactives que les amines secondaires, elles-mêmes plus réactives que les amines tertiaires. La vitesse d'absorption influe sur le dimensionnement de la colonne d'absorption et donc sur le coût d'investissement du procédé de décarbonatation. La solubilité du CO<sub>2</sub> dans le solvant : une amine réactive avec le CO<sub>2</sub> permettra d'avoir une très bonne solubilité du CO<sub>2</sub> mais sera plus difficilement régénérable.

L'élimination des gaz acides dépend de leur capacité à réagir avec les alcanolamines, H<sub>2</sub>S est un acide de Bronsted qui réagit de manière instantanée avec les amines en échangeant un proton. Par contre le CO<sub>2</sub> est un acide de Lewis comportant deux doublets électroniques libres, et qui réagit avec les alcanolamines a une vitesse finie mais avec des mécanismes réactionnels variables suivant le degré de substitution ou d'encombrement stérique de l'azote de l'amine.

Industriellement, les amines qui ont le plus d'importance sont la MEA, la DEA et la MDEA. Ils peuvent être utilisés seules ou en mélange afin de combiner les deux avantages suivants :

- Une haute réactivité de CO<sub>2</sub> avec les amines primaires et secondaires.
- Une économie d'énergie réalisée pour la régénération des amines tertiaires.[9]

**II.3.3.2 - Propriétés chimiques de MDEA :**

Formule chimique : CH<sub>3</sub>N(C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>OH)<sub>2</sub>

La MDEA comprend un groupe hydroxyle (OH-) 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>.

La 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. La MDEA est un solvant qui n'est pas très corrosif.

**II.4 - Comparaison des solvants :**

**Tableau (II.1) : Les avantages et les inconvénients des solvants.[12]**

<b>Amine</b>	<b>Avantages</b>	<b>Inconvénients</b>
<b>MEA</b>	- Coût faible  -Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur.	- Non sélective  -Dégradation irréversible en présence de COS, CS <sub>2</sub>

	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Forte réactivité</li> <li>-Faible absorption des hydrocarbures</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <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>- Coût élevé 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>- Coût 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>

## II.5 - Problèmes rencontrés dans une unité de décarbonatation :

### II.5.1 - Le moussage :

Le moussage est un phénomène où il y a formation de la mousse, c'est un système hétérogène composé d'une phase gazeuse et d'un milieu dispersant liquide étiré en pellicule.

L'application des solutions d'amines produit une formation de mousse, qui est un problème concret, puisque les séparateurs installés en tête de colonne, la solution d'amine sort sous forme de mousse, soit avec le CO<sub>2</sub> soit avec le gaz traité. [9]

En cas de moussage les pertes en amine augmentent et l'efficacité du phénomène d'absorption est réduite. Dans ce cas il faut impérativement réduire la capacité de gaz entrante dans l'absorbeur.

Le moussage affecte l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux par un mauvais contact entre le gaz à traiter et l'amine.

En pratique, ce phénomène est favorisé par :

- La présence des hydrocarbures liquides dans le gaz.
- La présence de particules solides ou sédiments.
- La présence des agents anticorrosifs injectés dont le taux d'injection n'est pas respectée. Un excès de produit anticorrosif qui provoque le moussage.
- La présence des produits de dégradation de l'amine.
- La présence d'acides organiques dans le courant de gaz
- Les turbulences excessives.
- La variation brusque du débit de charge de l'amine.
- La qualité d'eau d'appoint de l'amine. [11]

### II.5.2 - La corrosion :[32]

La corrosion a lieu en général dans les endroits où circule l'amine riche, ainsi que la régénération. Les causes de cette corrosion sont multiples :

- Une forte concentration de CO<sub>2</sub> dans le gaz d'alimentation peut conduire à la dégradation de l'amine.
- La présence d'oxygène peut mener à la dégradation de l'amine; une concentration de 100ppmv est suffisante pour dégrader l'amine dû à la formation d'acides organiques.
- Concentration élevée de particules solides dans le solvant est souvent la cause d'une corrosion par érosion.

- Température trop élevée dans le rebouilleur peut causer la dégradation de l'amine.
- La formation de sels d'amine thermiquement stable qui sont composés par des anions acides tel que les formate, acetate, tiosulfate, chlorure et une molécule d'amine.
- Métallurgie inadéquate.
- Impacts de la corrosion.
- Favorise le moussage et perte effective d'amine.
- Accumulation des produits de corrosion au niveau des équipements d'échange thermique.
- Augmentation des coûts de filtration due essentiellement au remplacement fréquent des filtres.
- Érosion au niveau des pipes et des pompes.

### **II.5.3 - Pertes de la solution d'amine :**

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

#### **II.5.3.1 - Pertes par entrainement :**

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

#### **II.5.3.2 - Pertes par dégradation :**

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

#### **II.5.3.3 - Pertes par évaporation :**

La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur de l'amine, la température et la concentration de l'amine. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau .[9]

### **II.5.4 - Engorgement de la colonne :**

Ce phénomène est comparable à celui de l'inondation, mais seule la zone de déversement est engorgée à cause d'un débit de liquide élevé et le liquide se stabilise d'une manière plus ou moins longue dans le déversoir.

Cet engorgement l'augmentation de la pression différentielle dans la colonne qui due :

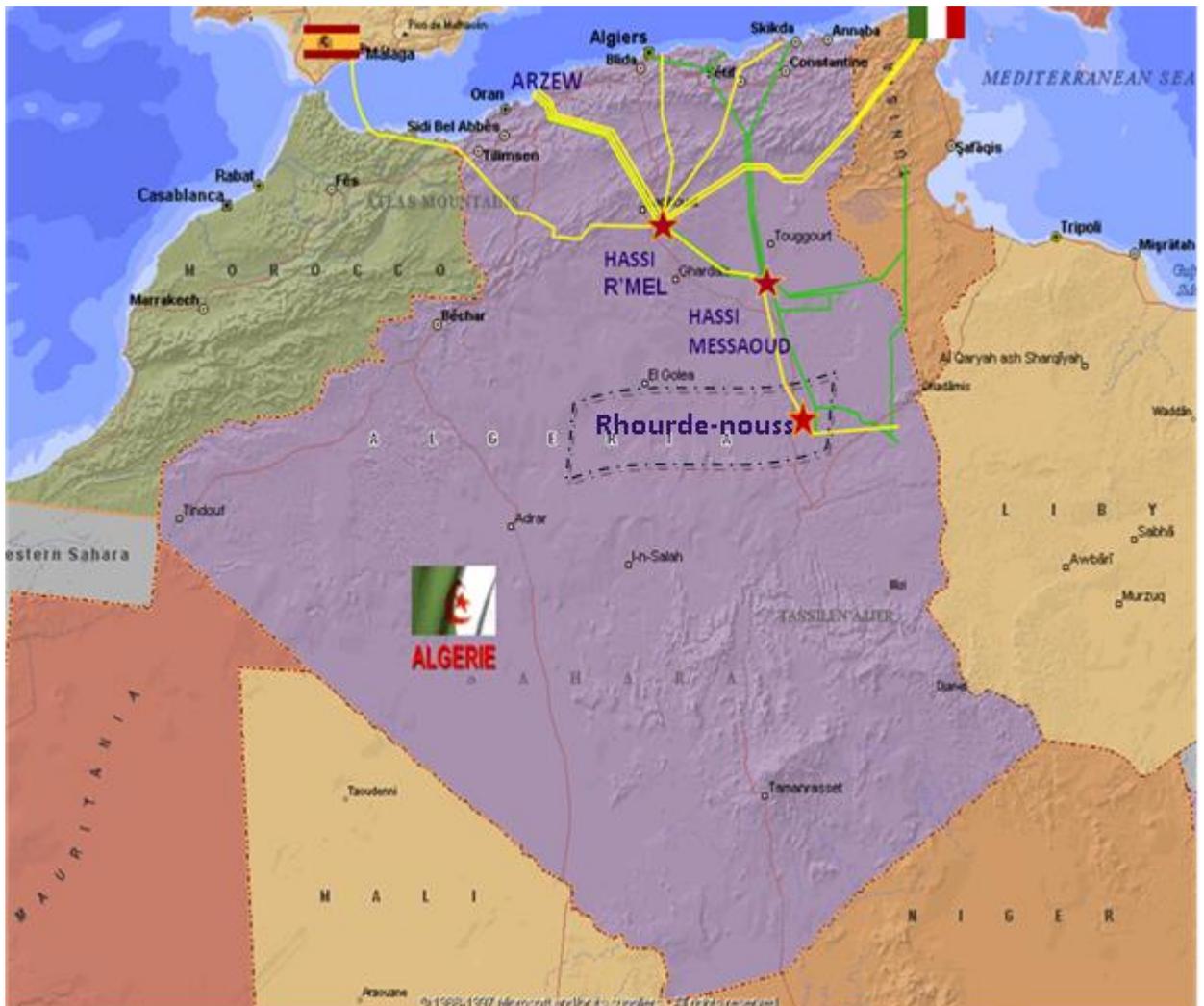
- ✚ Au manque de souplesse des clapets qui soient bouclés, soient gênés dans leurs courses par une texture fibreuse provoquant généralement de la polymérisation de l'oxyde d'éthylène.
- ✚ Niveau du liquide de plus en plus haut sur les plateaux.[8] [11]

***Chapitre III :***  
***Présentation de la***  
***région Rhourde Nouss***

**III.1 – Situation géographique :**

La région de RHOURE NOUSS fait partie de la Willaya d'ILLIZI. Elle est éloignée des centres urbains. Située à 350 km au Sud/Sud-est de OUARGLA, à 1200 km au Sud/Sud-est d'ALGER et à 270 km au Sud/Sud-est de HASSI MESSAOUD. Elle est reliée à la route nationale N°03 (OUARGLA-ILLIZI) par une route de 30km.

Son altitude moyenne est située à 275m par rapport au niveau de la mer. Son climat est désertique (sec avec un très faible taux d'humidité), et avec une fréquence importante des vents de sable. Elle a un écart important de température entre l'hiver et l'été (-5 °C à 55 °C).



**Figure (III.1) : Situation géographique de la région.[3]**

**III.2 - Historique :**

Première découverte de gaz à RHOURE NOUSS en 1956. Le premier puits RN1, foré en 1962, a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât au niveau de plusieurs réservoirs. Après la découverte de l’huile sur le puits RN4 un centre de traitement d’huile a été construit et mis en exploitation en 1966.

Les grandes étapes ont ponctué le développement de la région de RHOURE NOUSS sont les suivantes :

**Tableau (III.1) : Les étapes de développement de la région.[3]**

DATE	LES ETAPES DE DEVLEPEMENT
<b>1956</b>	La Première découverte d'un puits du gaz à Rhourde Nouss.
<b>1966</b>	La Première découverte d'un puits de l'huile à Rhourde Nouss.
<b>10-Mai-1966</b>	Mise en service du Centre de traitement d’huile.
<b>28-Jan-1988</b>	Démarrage de l’usine phase A. - quatre trains chacun à une capacité de 10 million Sm <sup>3</sup> /j de gaz brut .
<b>14-Juin-1989</b>	Mise en service de Rhourde Adra.
<b>24-Avril-1992</b>	Mise en service de Rhourde Hamra.
<b>29-Mai-1992</b>	Mise en service de Rhourde Chouf.
<b>16-Juin-1995</b>	Démarrage de l’usine de HAMRA.
<b>1995</b>	La région de RHOURE NOUSS a été la première unité de SONATRACH à avoir installé un système DCS au niveau de HAMRA.
<b>23-Mai-1996</b>	Première expédition de GPL (HAMRA).
<b>13-Août-1999</b>	Extension de la phase A par un cinquième train d’une capacité de traitement de 10.250 millions Sm <sup>3</sup> /j de gaz brut.
<b>Février-2000</b>	Démarrage Usine GPL (Phase B) d’une capacité de traitement de 48 millions m <sup>3</sup> /j pour une production de 3800 t/j du GPL.
<b>06-Mars-2000</b>	Première expédition de GPL (Rhourde Nouss).
<b>2004</b>	Passage au système de contrôle DCS (4 trains UTG).
<b>2005</b>	Mise en service de l’Unité de Récupération des Gaz Torchés (SRGT).
<b>2005/2010</b>	Préparation Plan de développement CTH et QHA.
<b>2007</b>	exploitation du puits RN3.
<b>2008</b>	Passage au system de contrôle des turbines de MARK II au MARK VI.
<b>2013/2014</b>	Démarrage de l’usine du CPF.

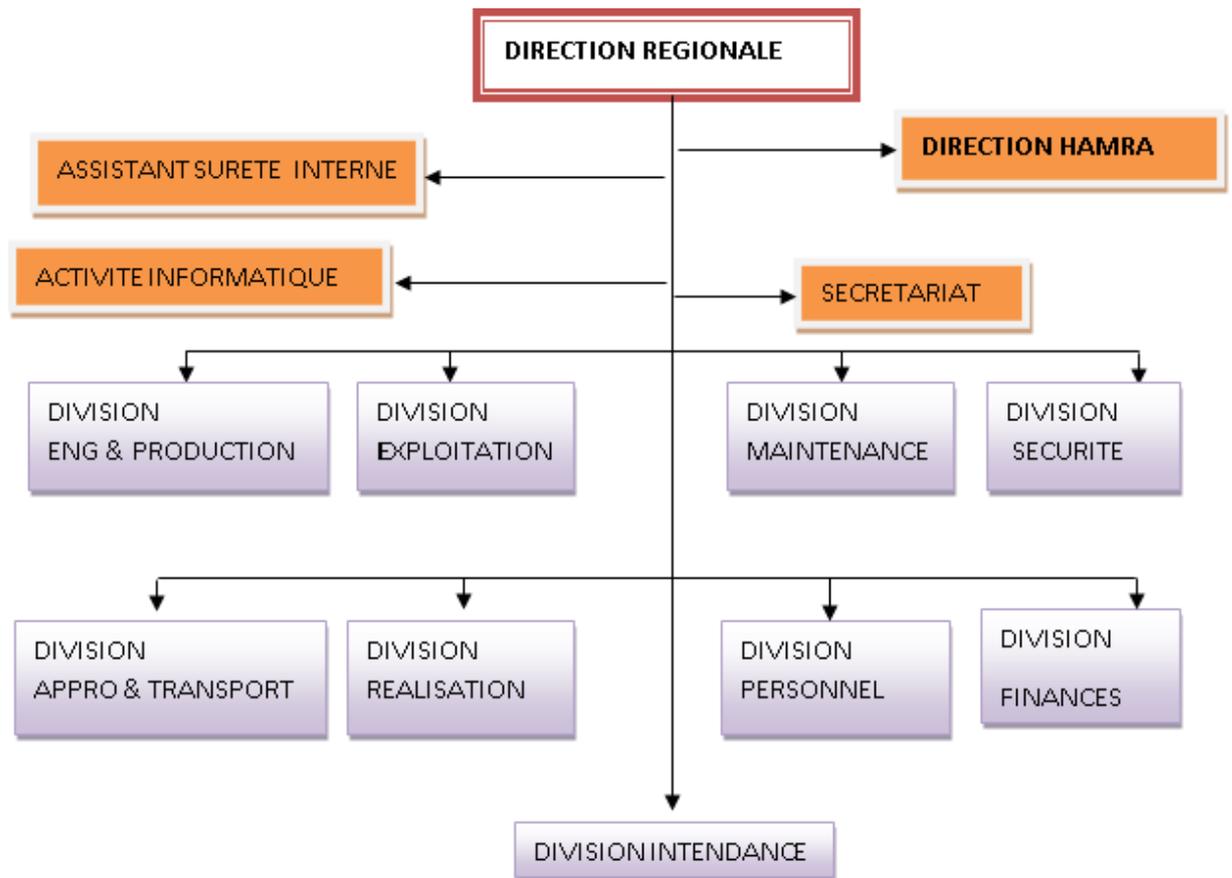


Figure (III.2) : L'organigramme de la région.[3]

### III.3 - Les principaux champs :

La région de Rhourde Nouss est composée de plusieurs champs (Gisements) sur un rayon de 100 Km par rapport au Rhourde Nouss Centre, les principaux champs mise en exploitation sont :

- Champ de Rhourde Nouss.
- Champ de Rhourde Adra.
- Champ de Rhourde Chouf.
- Champ de Rhourde Hamra.
- Champ de Hamra.

D'autres champs, de moindre importance, ont été découverts et seront développés après, il s'agit de :

Champ de Rhourde Hamra Sud-est.

Champ de Rhourde-Nouss 3.

Champ de Mouilah.

Champ de Meksem.

Champ de Draa Allal.

Champ d'Elketaia.

Champ de Rhourde Adra Sud-est.

#### **III.4 - Réseaux collectes :**

Cette production est assurée par un certain nombre de puits producteurs et injecteurs de gaz, un ensemble de collectes et manifolds (Figure I.3), (Figure I.4).

- Puits producteurs de gaz : 76.
- Puits injecteurs de gaz : 36.
- Puits d'huile : 16.
- Collectes : 780 Km (diamètre de 4" a 20").
- Manifolds : 37.

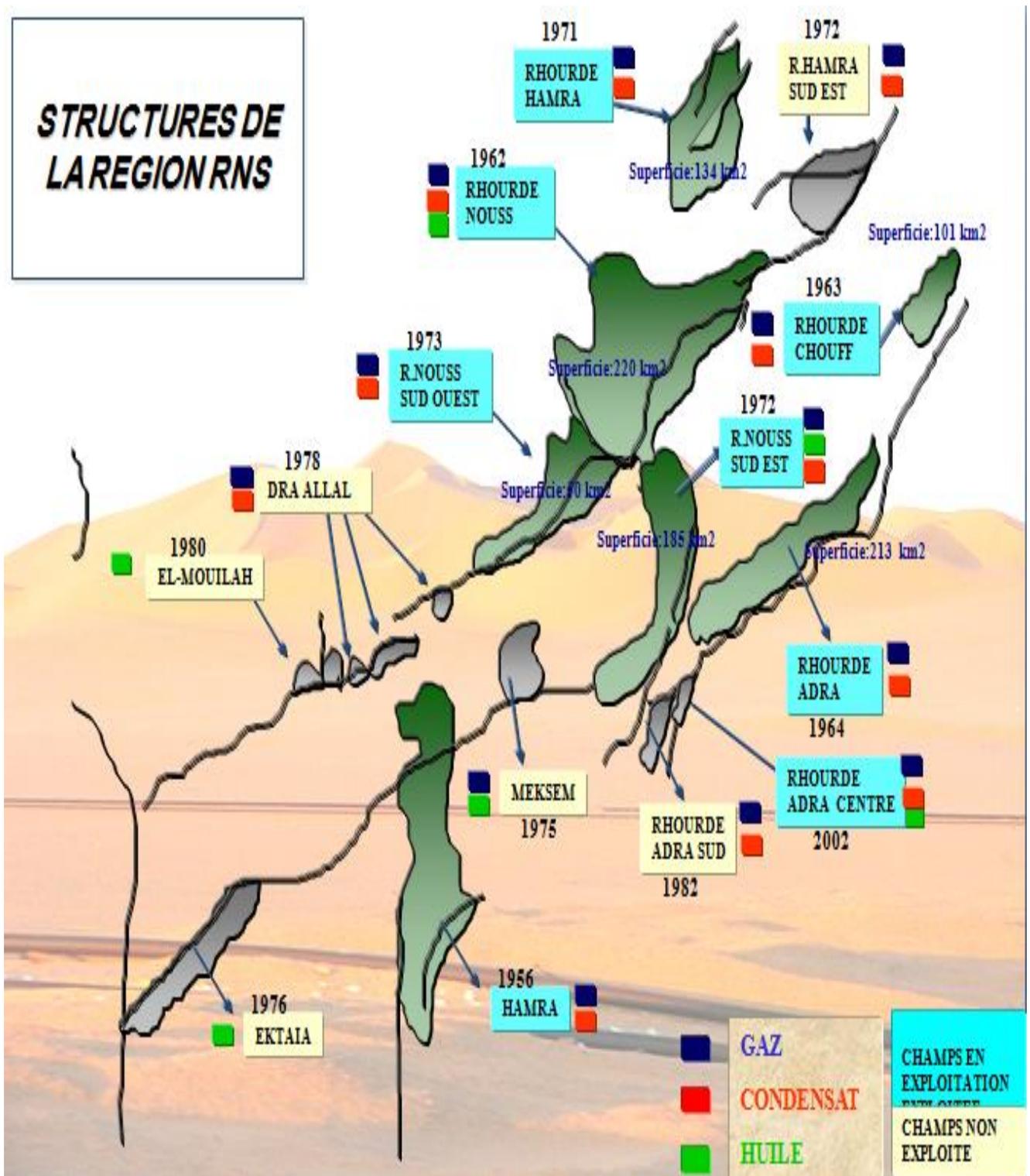


Figure (III.3) : Schéma simplifier structures de la région Rhourde Nous.[3]

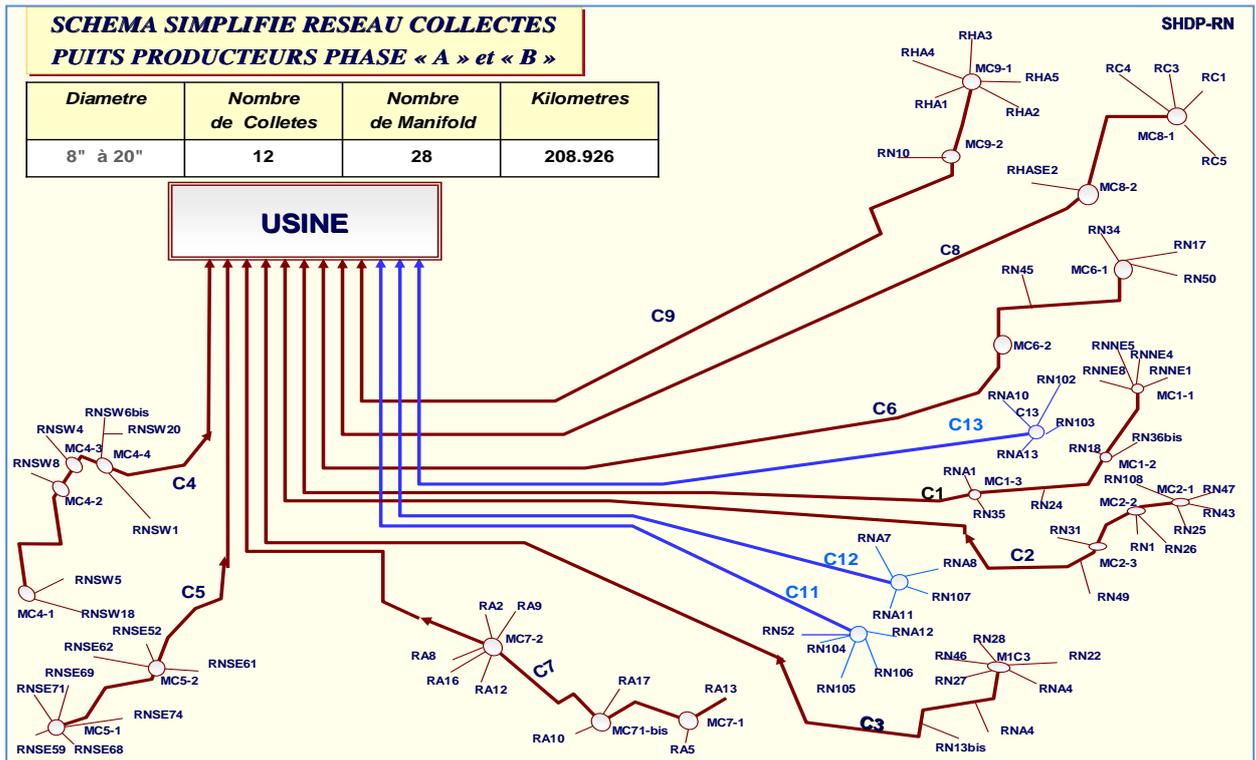


Figure (III.4) : Schéma simplifier réseaux collecteurs puits producteurs.[3]

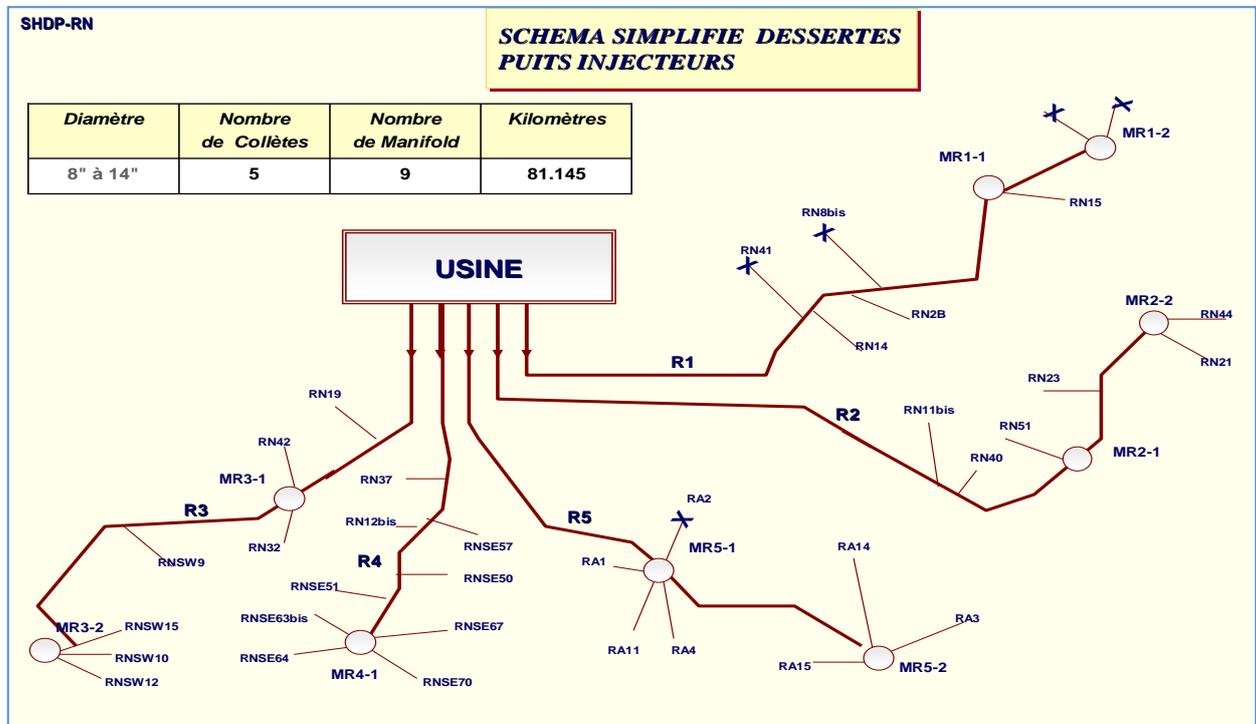


Figure (III.5) : Schéma simplifier dessertes puits injecteurs.[3]

### **III.5 - Les différents complexes de la région :**

La région de RHOUDÉ NOUSS est à vocation principalement gazière.

Elle est dotée de :

- Trios usines de traitement du gaz humide :
  - La phase A : Traitement de 51 million  $\text{sm}^3/\text{j}$  pour récupérer le condensât.
  - La phase B : Traitement de 48.3 million  $\text{sm}^3/\text{j}$  pour récupérer le GPL, et les traces du condensât.
  - La phase C : Traitement de 10 million  $\text{sm}^3/\text{j}$  pour récupérer le condensât et le gaz de vente.
- Un centre de traitement d'huile d'une capacité de 2000  $\text{m}^3/\text{j}$ .
- Une centrale électrique produit 21 MW de l'énergie propre pour la région.

#### **❖ La Phase A :**

Cette usine est traiter le gaz brut au niveau du 4 train identique chacun comporté un ensemble des équipements pour but de : réaliser une bonne séparation afin de récupérer le maximum du condensât ( $c_{5+}$ ), assurer la compression du gaz (partie HP) vers la phase B et le recyclage du gaz sec traité ( $c_1$  et  $c_2$ ) vers la réinjection et l'expédition. Le cinquième train (U-70) fait seulement le traitement de la partie haut pression «HP» du gaz brut.

L'usine existante traité actuellement une charge de 46 million  $\text{sm}^3/\text{j}$  de gaz brut avec une production de 2690 t/j du condensât.

#### **❖ La Phase B :**

Les installations de cette usine sont conçues pour récupérer le GPL contenus dans le gaz de vente produit par l'usine (phase A).

Le GPL produit est envoyé dans un pipeline vers HAOUDH ELHAMRA (HEH), le condensat résultant du fractionnement est renvoyé vers stockage dans la phase A, et le gaz résiduaire est aussi renvoyé aux installations de la phase A pour être dirigé vers la vente ou la réinjection.

#### **❖ La Phase C (CPF) :**

La nouvelle installation de traitement de Quartzite de Hamra (QH) ou CPF est conçue pour traiter 11 millions  $\text{Sm}^3/\text{jour}$  de gaz (base sèche) provenant de 33 puits de production dans quatre(4) champs, dans la région de Rhourde Nouss. L'usine a une production nominale de 10

millions Sm<sup>3</sup>/jour et produit du gaz résiduaire sec ayant un Pouvoir Calorifique Supérieur (PCS) entre 9 800 et 9 900 Kcal/Sm<sup>3</sup> et un contenu de CO<sub>2</sub> inférieur à 2,0 % molaire. Le gaz d'exportation est envoyé vers le gazoduc GR4 du réseau de transport TRC.

**Centre de compression et de séparation (CSC) :**

Le Centre de Séparation et de Compression (CSC) a pour but de séparer l'huile, l'eau et le gaz provenant des 33 puits dans l'unité 500. Ils sont regroupés suivant leur niveau de pression et sont connectés à trois séparateurs pour séparer le gaz et le condensat. Les gaz provenant de la ligne de tête des trois séparateurs de différentes pressions (MP, BP, TBP) sont comprimés dans le système de compression pour obtenir la pression de batterie à l'usine de gaz Rhourde Nouss, qui est de 92 bar. Les condensats récupérés au séparateur TBP sont expédiés au dessaleur de brut, et puis sont envoyé vers la colonne de stabilisation ; après le traitement, le brut dessalé et stabilisé provenant de la colonne est stocké dans le bac de stockage de brut. L'objectif prioritaire de cette installation est la production d'huile.[3]

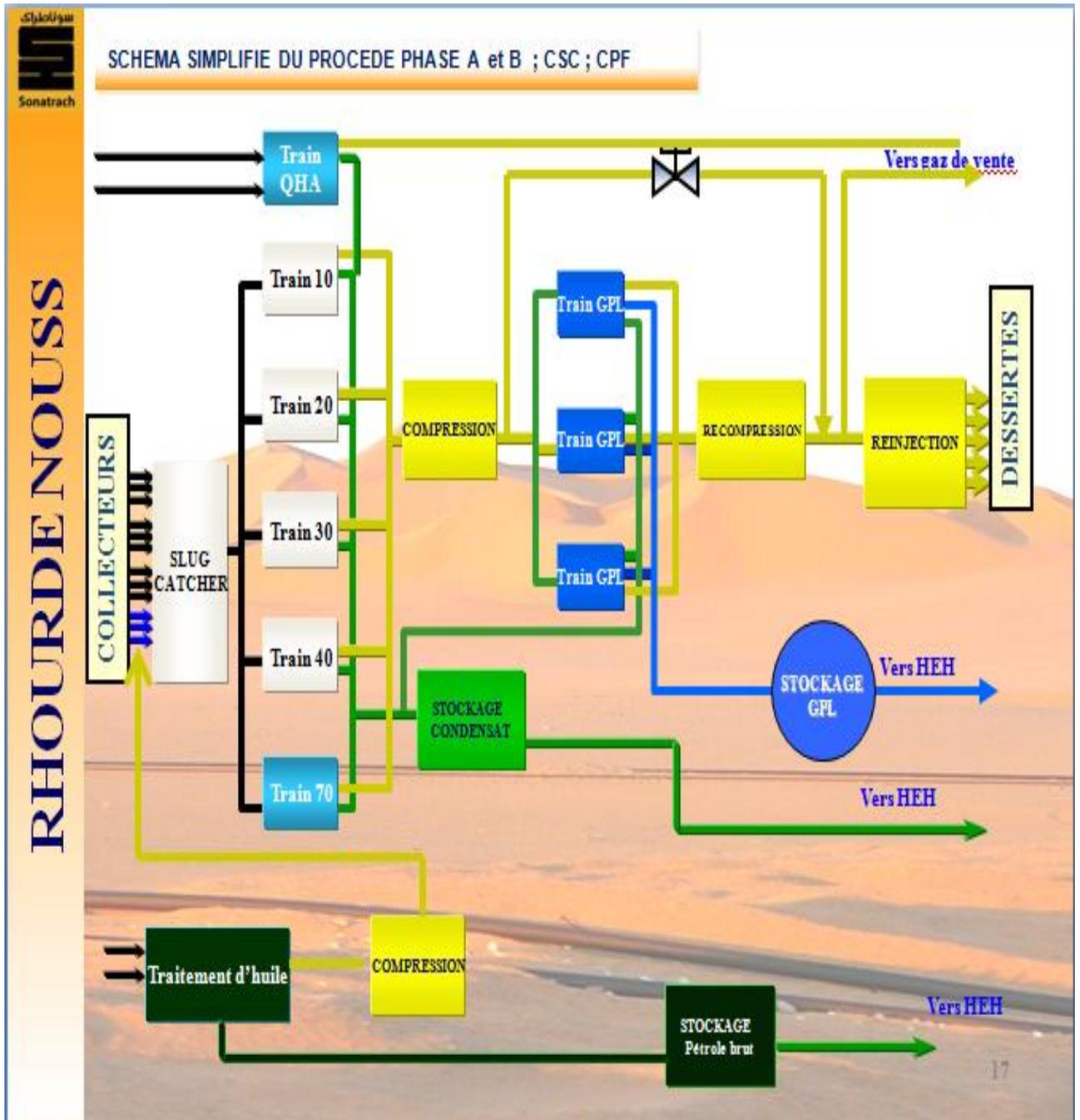


Figure (III.6) : Schéma descriptif des phases A et B et C et CTH.[3]

***Chapitre IV :***  
***Description de l'usine***  
***CPF***

## IV.1 – Introduction :

La nouvelle installation de traitement de Quartzite de Hamra (QH) est conçue pour traiter 10 millions Sm<sup>3</sup>/jour de gaz (base sèche) provenant de 33 puits de production dans quatre (04) champs, dans la région de Rhourde Nous. L'usine a une production nominale de 10 millions Sm<sup>3</sup>/jour et produit du gaz résiduaire sec ayant un Pouvoir Calorifique Supérieur (PCS) entre 9 800 et 9 900 Kcal/Sm<sup>3</sup> et un contenu de CO<sub>2</sub> inférieur à 2,0 % molaire. Le gaz d'exportation est envoyé vers le gazoduc GR4 du réseau de transport TRC.

Le mélange multiphasique de gaz, condensat et eau entre dans le slug catcher de l'usine à une pression opérationnelle normale d'environ 40 bar, à une température d'environ 50 °C et contenant jusqu'à 8,6 % molaire de CO<sub>2</sub>. Dans le slug catcher, le gaz est séparé du condensat et de l'eau libre.

À l'intérieur de l'installation de traitement, le gaz est comprimé par des compresseurs booster (2 x 50%) jusqu'à 85 bar et passe à travers une unité de décarbonatation (Acid Gas Removal Unit ou AGRU) afin de réduire le contenu de CO<sub>2</sub> à moins de 2,0 % molaire.

Le gaz sortant de l'unité AGRU, qui est saturé en eau, passe à travers une unité de déshydratation sur tamis moléculaires afin de réduire son humidité à moins de 1,0 ppm.

Le gaz sec passe ensuite à travers une unité d'expansion où le condensat du gaz est séparé grâce à l'effet de refroidissement causé par l'expansion. Ce processus permet de corriger, selon les besoins, le pouvoir calorifique du gaz. Après cela, le gaz décarbonaté sec est comprimé à 96 bar et refroidi à 60 °C avant d'être mélangé au gaz de retour de l'usine GPL. Le gaz sortant de la nouvelle installation de traitement, soit 8,6 millions Sm<sup>3</sup>/jour, est mélangé avec le gaz d'exportation produit dans les installations existantes de Rhourde Nous, soit 49 millions Sm<sup>3</sup>/jour aux conditions de conception. Une partie du mélange, soit 34 millions Sm<sup>3</sup>/jour, est envoyé vers le gazoduc GR4 du réseau national par un nouveau pipeline d'expédition. Ce nouveau pipeline de 28" comprend une station de comptage fiscale .

Le CO<sub>2</sub> extrait du gaz par l'unité de décarbonatation est comprimé en cinq stages de compression à 207 bar. Entre le troisième et le quatrième stage de compression, le gaz acide ayant une pression de 55 bar passe à travers un dés hydrateur au glycol, afin de réduire la teneur en eau à moins de 100 ppmv.

Le condensat instable, à un débit de conception de 145 m<sup>3</sup>/h (110 m<sup>3</sup>/h nominal aux conditions d'opérations), est récupéré du gaz humide entrant dans l'usine et est déshydraté à moins de 0,1 % volume avant d'être envoyé aux installations existantes de l'usine Phase A pour stabilisation.

Les eaux huileuses produites sont envoyées vers une unité de traitement pour être traitées conformément aux exigences de qualité de SONATRACH, soit moins de 10 mg/L d'huile libre et d'huile en suspension dans l'eau, avant d'être envoyées dans un bassin d'évaporation. La capacité de traitement est de 500 m<sup>3</sup>/jour.

La nouvelle installation de traitement de Rhourde Nouss QH comprend les deux (2) systèmes suivants :

- ✓ Le système de collecte du gaz et collecteurs.
- ✓ L'unité de traitement de gaz de Rhourde Nouss indiqué par CPF (Central Processing Facility).

Le CPF est subdivisé en six (6) sections :

- La séparation du mélange multiphasique (Slug Catcher).
- Le prétraitement du condensat instable.
- Le traitement du gaz.
- La compression et la déshydratation du CO<sub>2</sub>.
- Le traitement de l'eau produite (désuilage).
- Les utilities.

#### **IV.2 - Objectifs du l'usine de CPF :**

- Construire une usine pouvant traiter 10 millions Sm<sup>3</sup>/j de gaz brut
- Produire un gaz de vente ayant :
  - Un pouvoir calorifique supérieur (PCS) entre 9800 et 9900 kcal/Sm<sup>3</sup>.
  - Une teneur en CO<sub>2</sub> inférieure à 2 mol%.
  - Une pression de 94 bar à la jonction des 36 pouces.
  - Teneur en eau inférieure à 1 ppmv.
- Comprimer le CO<sub>2</sub> à 200 bar et le réinjecter dans un puits déplétif.
- Condensat non stabilisé à diriger vers la phase A.
- Gaz (associé) lourd à diriger vers la phase A. [3]

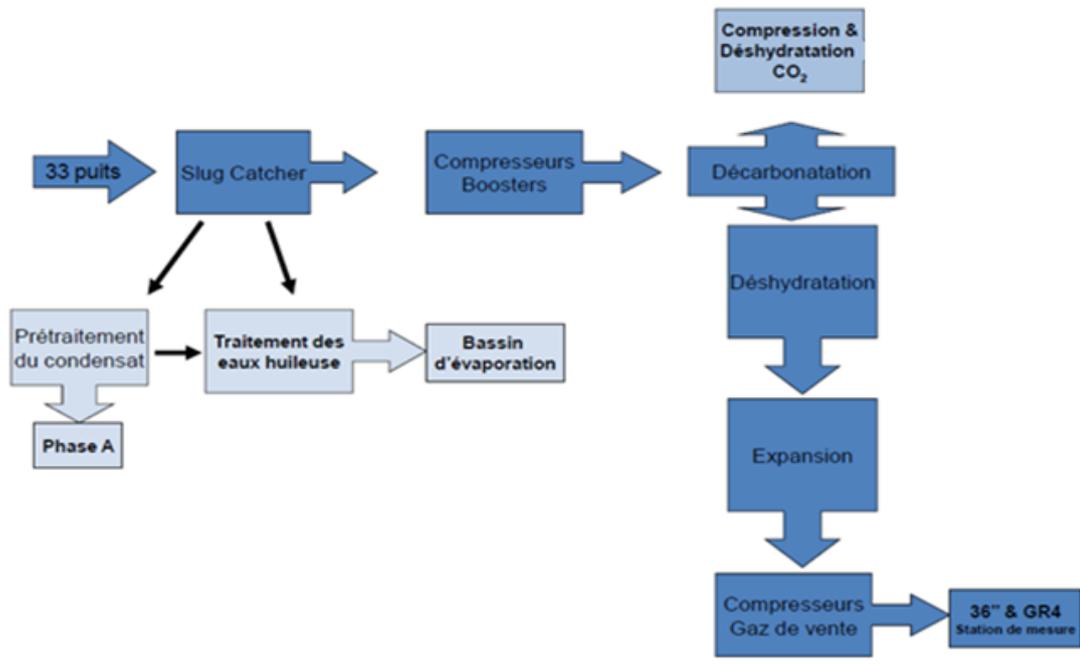


Figure (IV.1): schéma de bloc de l'usine CPF .[3]

### IV.3 - Description du procédé :

#### IV.3.1 - Réseau de collecte du gaz et collecteurs :

Le réseau de collecte du gaz comprend deux (02) puits existants et trente-un (31) nouveaux puits raccordés par des conduites de production à cinq (05) collecteurs. Les collecteurs sont installés dans les champs de Rhourde Nouss Central, Rhourde Nouss Sud-est, Rhourde Adra et Rhourde Adra Sud, raccordant les conduites principales qui mènent au collecteur d'admission du CPF, en aval du Slug Catcher.[3]

##### ✚ Les collecteurs :

Les collecteurs suivants sont raccordés aux puits de production sur les champs de production QH :

- ✓ Rhourde Nouss Central (collecteurs M1 et M5).
- ✓ Rhourde Nouss Sud-est (collecteur M2).
- ✓ Rhourde Adra (collecteur M3).
- ✓ Rhourde Adra Sud (collecteur M4).

Chaque collecteur de production est équipé d'un raccord pour test de puits, et toutes les conduites de production au raccord de chaque collecteur sont équipées d'indicateurs locaux de pression et de température.

### **IV.3.2 - La zone de Pré traitement (Slug Catcher et séparateur de condensat) :**

Le rôle de ces équipements consiste à capter l'eau et le condensat dans le gaz brut provenant du système de collecte. Le slug catcher est dimensionné de façon à capter les plus grandes concentrations anticipées de condensat et d'eau. L'eau huileuse récupérée envoyée vers l'unité de traitement des eaux usées (CPI) et le condensat récupéré est transféré au secteur de prétraitement du condensat. La pression d'opération du slug catcher sera contrôlée à 40 bar.  
[3]

#### **IV.3.2.1 - Les objectifs :**

- **Slug Catcher :**
  - Stabiliser les écoulements et la pression en provenance des puits.
  - Séparer l'eau et le condensat du gaz brut.
- **Prétraitement du condensat :**
  - Séparer le gaz lourd (gaz associé), l'eau et les solides du condensat non-stabilisé avant de l'envoyer vers la phase A.
  - Qualité du condensat à la sortie :
    - Eau : < 0.1 % vol.
    - Sel : < 200 ppmv.

#### **IV.3.2.2 - Les équipements de cette zone :**

- A: Slug Catcher (G01-VL-20-01).
- B : Séparateur de condensat (G10-VA-20-01).
- C : Pré-filtres (G10-MB-20-01 A et B).
- D : Coalesceurs (G10-VJ-20-01 A et B).

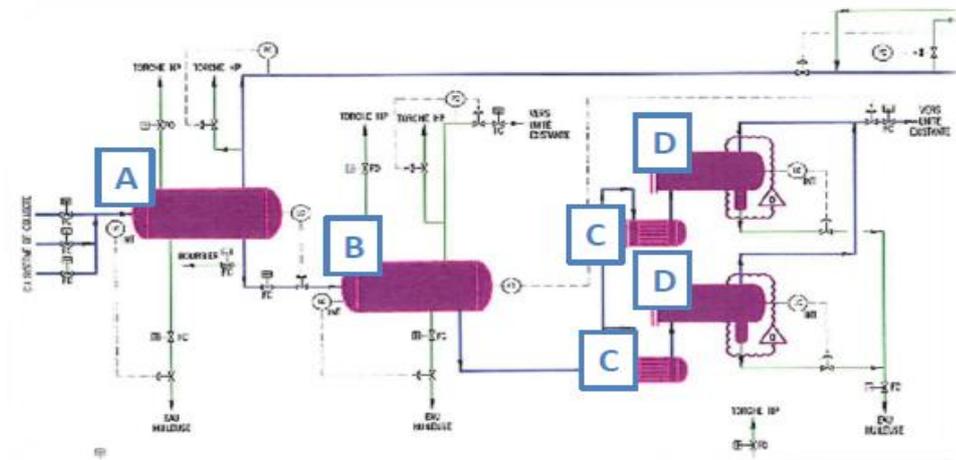


Figure (IV.2): la zone de prétraitement.[3]

### IV.3.3 - L'unité de compresseur Booster G05 :

Le gaz humide séparé dans le Slug Catcher est envoyé dans le collecteur d'aspiration commun qui alimente les deux (2) compresseurs booster en parallèle, chacun conçu pour une capacité de 50 % (équivalent à 5 millions  $\text{Sm}^3/\text{jour}$  pour la charge nominale au CPF).

Ces compresseurs sont constitués d'un ballon de garde, d'une turbine à gaz, d'un compresseur et d'un aéro-refroidisseur.

L'eau et le condensat récupérés dans les ballons de garde sont acheminés vers le secteur de prétraitement du condensat.

Le rôle des deux compresseurs de surpression consiste à augmenter la pression des gaz provenant du slug catcher et du séparateur de condensat à 85 bars. La température du gaz comprimé monte à une température d'environ  $124^\circ\text{C}$  pour redescendre à  $55^\circ\text{C}$  après le refroidissement.[3]

#### IV.3.3.1 - L'objectif :

- Augmenter la pression du gaz afin d'optimiser la performance de la décarbonatation et de l'expansion.
- Réduire les diamètres des conduites.
- Augmenter la pression du gaz brut de 40 bar (aspiration) à 85 bar (refoulement) afin d'optimiser la performance de la décarbonatation et de l'expansion.

### IV.3.3.2 - Les équipements :

- Collecteurs d'aspiration des Compresseurs Boosters.
- 02 Ballons d'aspiration des compresseurs boosters (G05-VD-23-01/02).
- 02 Compresseurs boosters Siemens de type STC-SV (G05-KA-23-01/02).
- 02 Turbines à gaz des compresseurs booster Siemens de type SGT-400 (G05-DT-23-01/02).
- 02 Aérorefroidisseurs des Compresseurs (G05-GC-23-01/02 A/B).
- 02 Unités de récupération de chaleur des compresseurs Booster (G05-GW-23-01/02).

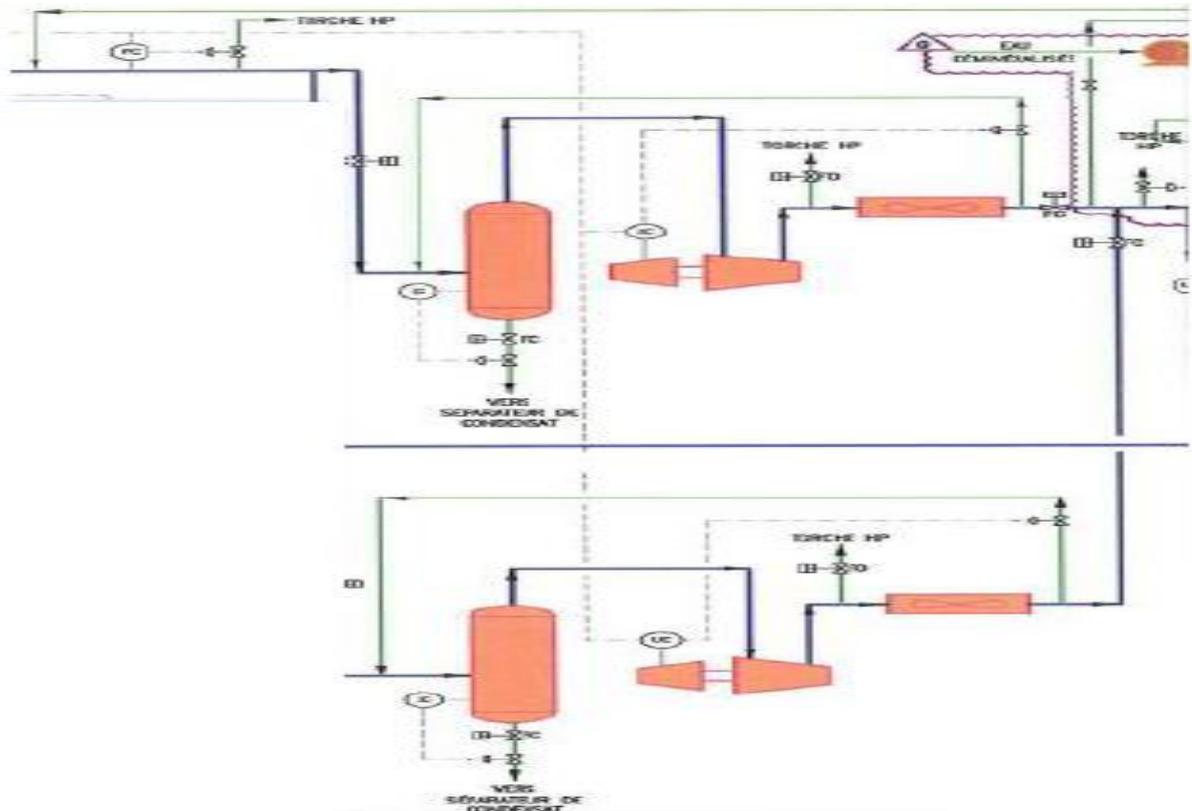


Figure (IV.3) : l'unité de compresseur Booster G05.[3]

### IV.3.4 - L'unité de décarbonatation (AGRU) G64 :

Le but de l'unité de décarbonatation est de réduire la quantité de dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ) du gaz d'alimentation de 8,6 % molaire à la spécification finale de gaz d'exportation inférieur à 2 % molaire. L'unité AGRU est basée sur la technologie combinée d'absorption à contrecourant avec une solution d'amine, suivi par une étape de régénération dans laquelle le  $\text{CO}_2$  est éliminé de la solution d'amine.

Le captage du CO<sub>2</sub> dans le gaz est réalisé dans une tour de lavage et une solution d'amine, plus précisément un mélange de diéthanolamine (DEA) et de méthyl-diéthanolamine (MDEA). L'amine riche en gaz acide est régénérée dans un rebouilleur chauffée avec l'huile calo porteuse, refroidie ensuite par échangeurs de chaleur et recelée en boule vers la tour de lavage. Le CO<sub>2</sub> retiré est dirigé vers l'unité de déshydratation et de compression qui lui est dédiée, tandis que l'eau huileuse récupérée est envoyée vers l'unité de traitement des eaux usées (CPI). [3]

Le système est équipé d'un système de drain relié à un réservoir d'une capacité de 600 m<sup>3</sup> sous couverture d'azote qui peut capter la totalité des volumes d'amine présents dans le système. Il est également pourvu de deux petits réservoirs d'appoint en amines.

Le gaz est traité à températures entre 55 et 75°C, tandis que les amines procèdent à des températures inférieures à leurs points d'éclair (137°C), ce qui limite les dangers d'incendie et d'explosion impliquant les amines.

#### **IV.3.4.1 - L'objectif :**

- Enlève le CO<sub>2</sub> du gaz par absorption avec de l'amine.
- L'amine est régénérée en continue au régénérateur.
- La chaleur pour la régénération est fournie par le système d'huile calo porteuse.
- L'absorbeur opère à 84 bar et entre 55°C et 80°C.

#### **IV.3.4.2 - Les équipements :**

- Séparateur entrée unité de décarbonatation (G64-VD-28-01).
- Absorbeur de CO<sub>2</sub> (G64-CA-28-01).
- Ballon de flash amine riche (G64-VD-28-02).
- Échangeur de chaleur amine riche/pauvre (G64-GA-28-01A-H).
- Aérorefroidisseurs de l'amine recyclée (G64-GC-28-01 A-F).
- Filtre d'amine à charbon actif (G64-MB-28-03).
- Pompe de recirculation d'amine (G64-PA-28-01A/B).
- Pré-filtre d'amine (G64-MB-28-02).

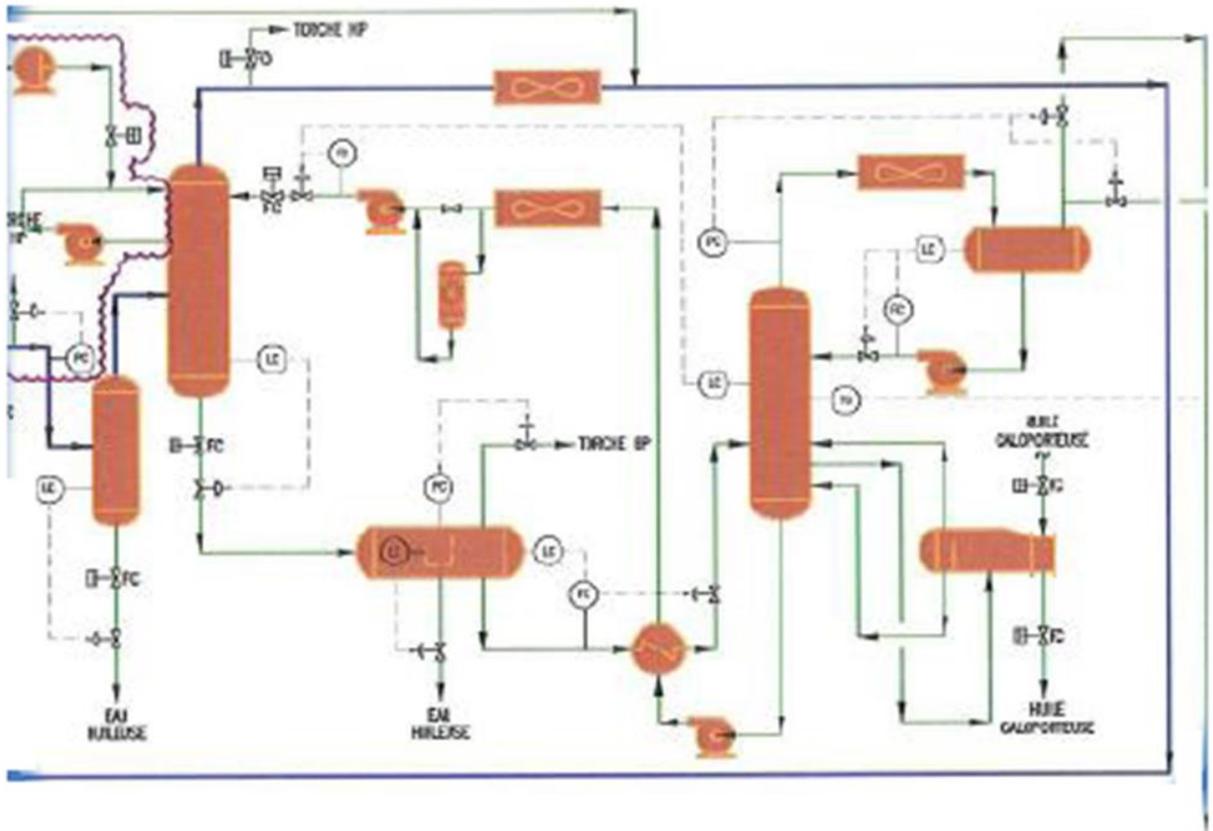


Figure (IV.4) : l'unité de décarbonation G64.[3]

#### IV.3.5 - L'unité de déshydratation G60 :

L'unité de déshydratation a pour objectif de réduire la concentration en eau à moins de 1 ppm. Le gaz traverse d'abord un ballon de garde puis un filtre coalesceur qui retient les fines gouttelettes de condensant formées étape de refroidissement par un échangeur de chaleur. Le gaz est ensuite séché en traversant enfin des filtres afin d'arrêter toute particule qui aurait pu être entraînée par le gaz en traversant les lits.

Une faible partie du gaz asséché est déviée et chauffée par un four pour régénérer les lits en les asséchant à contre courant. Le gaz humide en résultant est refroidi, envoyé dans un séparateur pour permettre la condensation de l'eau puis pressurisé par un compresseur pour être renvoyé en tête de l'unité de refroidissement. Le gaz est traité le condensat et l'eau recueillie sont acheminés respectivement au séparateur de condensat et l'unité de traitement des eaux usées (CPI). [3]

Le gaz traité est opéré à une pression d'environ 80 bar et une température variant entre 40 et 60°C. La température du gaz de régénération monte toutefois à une température maximale de 260°C.

**IV.3.5.1 - L'objectif :**

- Enlève l'eau du gaz afin d'éviter le gel et les hydrates.
- L'absorption se fait dans 03 sécheurs tamis moléculaires.
- Le procédé est cyclique. Les tamis se saturent et doivent être régénérés en circulant du gaz chaud et sec à rebours.
- L'absorption opère à 82 bar et 40°C.

**IV.3.5.2 - Les équipements :**

- Échangeurs entrée déshydratation (G60-GA-24-01A/B).
- Séparateur entrée déshydratation (G60-VD-24-01).
- Coalesceur gaz/liquide (G60-VJ-24-01).
- Sécheurs de tamis moléculaire (G60-VK-24-01/02/03).
- Filtres des tamis moléculaire (G60-MB-24-01A/B).
- Four de régénération (G60-FA-24-01).
- Aéro-refroidisseur du gaz de régénération (G60-GC-24-01).
- Séparateur du gaz de régénération (G60-VA-24-01).
- Compresseurs BCH301 (G60-KA-24-01A/B).

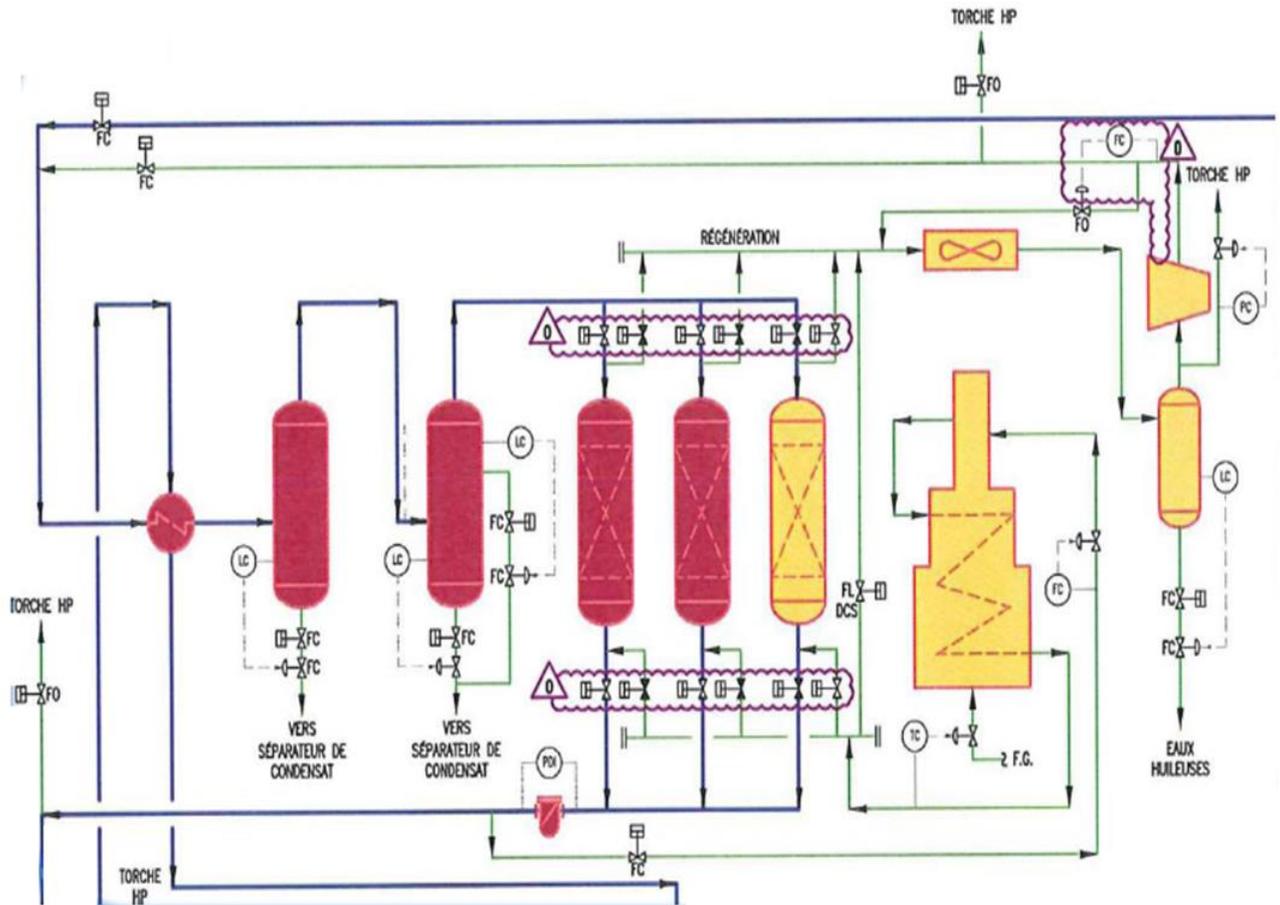


Figure (IV.5) : l'unité de déshydrations G60.[3]

### IV.3.6 - L'unité d'expansion et séparation du gaz G67 :

L'expansion du gaz est l'ajustement final des proportions hydrocarbures-eau-gaz qui permet au gaz extrait d'atteindre une valeur commerciale avec une valeur calorifique entre 9800 et 9900 Kcal/Sm<sup>3</sup>. Le gaz pressurisé provenant de l'unité de déshydratation est refroidi par un échangeur de chaleur puis traverse un ballon de garde pour y laisse les gouttelettes qui se sont formée avant d'entrer dans le turbo- expandeur ou il va prendre de l'expansion. Ce faisant, il va refroidir et entrainer la turbine qui fait fonctionner le compresseur qui va le repressuriser et l'envoyer à travers le post-refroidisseur. Le condensat récupéré est envoyé à l'unité de traitement du condensat.

Le gaz est ensuite comprimé à 96 bar deux compresseurs en parallèle puis refroidi à 60°C avec deux aéro-refroidisseurs. A la sortie de l'unité de compression, le gaz est mélangé aux gaz de vente produits à partie des installations existantes afin d'être exporté vers le réseau national d'exportation GR4 par un nouveau pipeline.

**IV.3.6.1 - L'objectif :**

- Enlève les hydrocarbures lourds par condensation causée par le refroidissement issu de l'expansion.
- La sortie de l'expandeur opère à 60 bar et 15°C.
- Le gaz, libéré des liquides condensés, est ré-comprimé par le compresseur.
- La sortie de l'unité opère à 66 bar et 55°C.

**IV.3.6.2. Les équipements :**

- Échangeur entrée turbo-expandeur (G67-GA-25-01A/B).
- Ballon d'aspiration du turbo-expandeur (G67-VD-25-01).
- Turbo-expandeur MTC 400 EX (G67-KH-25-01).
- Compresseur-expandeur MTC 150 EX (G67-KA-25-01).
- Ballon d'aspiration du compresseur-expandeur (G67-VD-25-02).
- Aérorefroidisseurs du compresseur-expandeur (G67-GC-25-01A/B).
- Système auxiliaire du turbo-expandeur.
- Package système d'étanchéité du turbo-expandeur (G67-UK-25-01).
- Filtres du gaz d'étanchéité (G67-KMB-25-01A1/A2).

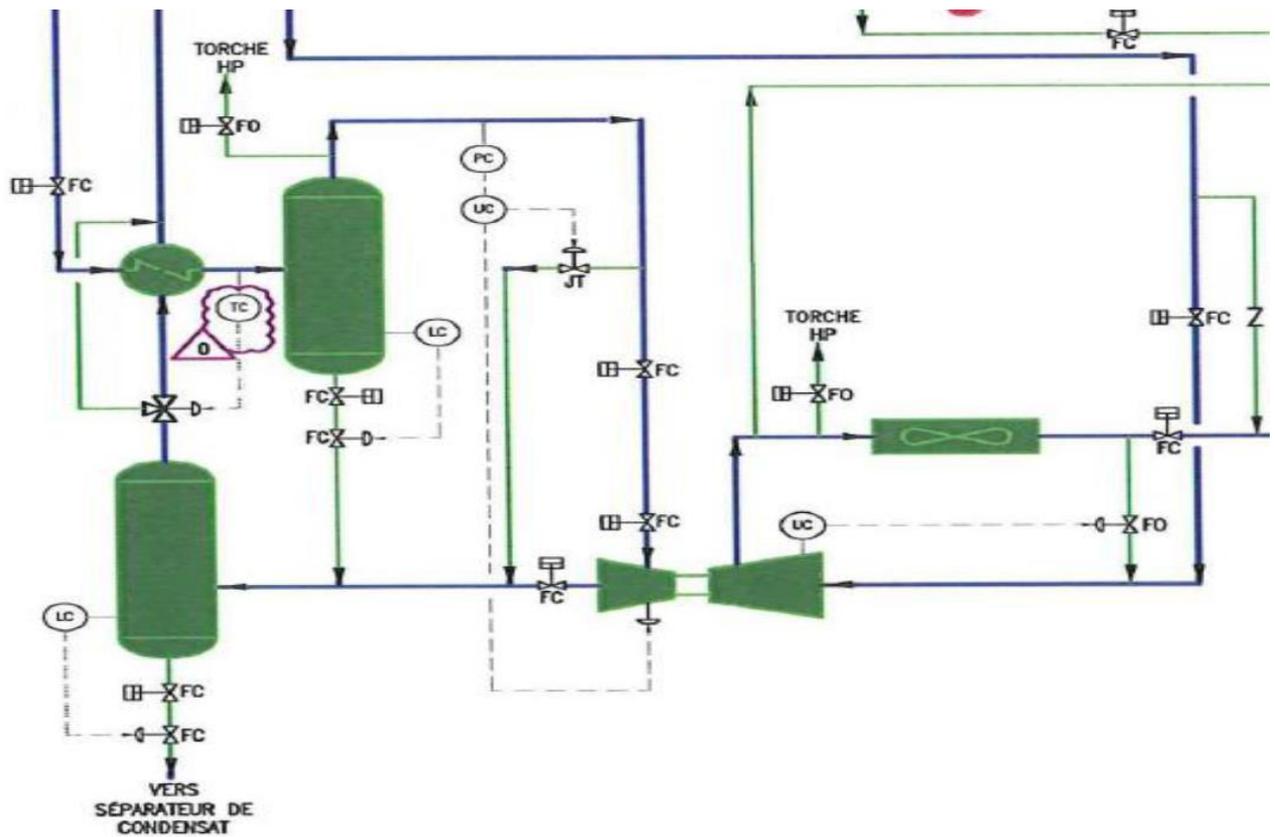


Figure (IV.6) : l'unité de l'expansion et de séparation du gaz G67.[3]

### IV.3.7 - L'unité de Compresseurs Gaz de vente G 50 :

Le gaz sec décarbonaté qui provient de l'aéro-refroidisseur du compresseur-expandeur (G67-GC-25-01A/B), à une pression de 66,5 bar et à une température de 55 °C, est envoyé dans un collecteur d'aspiration commun qui alimente deux 02compresseurs parallèles de gaz de vente, chacun conçu pour une capacité de 50 %. Les trains de gaz de vente comprennent des ballons d'aspiration, des compresseurs de gaz de vente avec entraînements de turbine à régime variable et des aérorefroidisseurs.

Afin de mélanger le gaz de vente du CPF avec le gaz provenant de l'usine GPL existante, le gaz est comprimé à 97 bar à une température de 60°C. Le gaz de vente est envoyé dans le pipeline de 36 pouces provenant de l'usine GPL. En aval de ce branchement, un nouveau pipeline de 28 pouces permet le raccordement au gazoduc GR4 du réseau de transport TRC. Le nouveau pipeline de 28 pouces environ 14 km jusqu'au raccord avec le gazoduc GR4; il est pourvu d'un compteur fiscal (G90-UJ-27-01) et d'un système de contrôle de pression de modulation à plage fractionné (27-PIC-015A et 27- PIC-015B). [3]

Le nouveau pipeline peut acheminer 34 M Sm<sup>3</sup>/jour de gaz. La pression d'opération au point de raccordement au gazoduc GR4 est de 74 bar.

### IV.3.7.1 - L'objectif :

- Comprime les gaz pour expédition.
- Le gaz sort à 96 bar et 60°C.

### IV.3.7.2 - Les équipements :

- Collecteurs d'aspiration des Compresseurs de Gaz de vente.
- Deux Ballons d'aspiration des Compresseurs de vente de Gaz.
- Deux Compresseurs de vente de Gaz – STC-SV.
- Deux Turbines à Gaz – SGT-100-2S.
- Deux Aéro-refroidisseurs des Compresseurs.

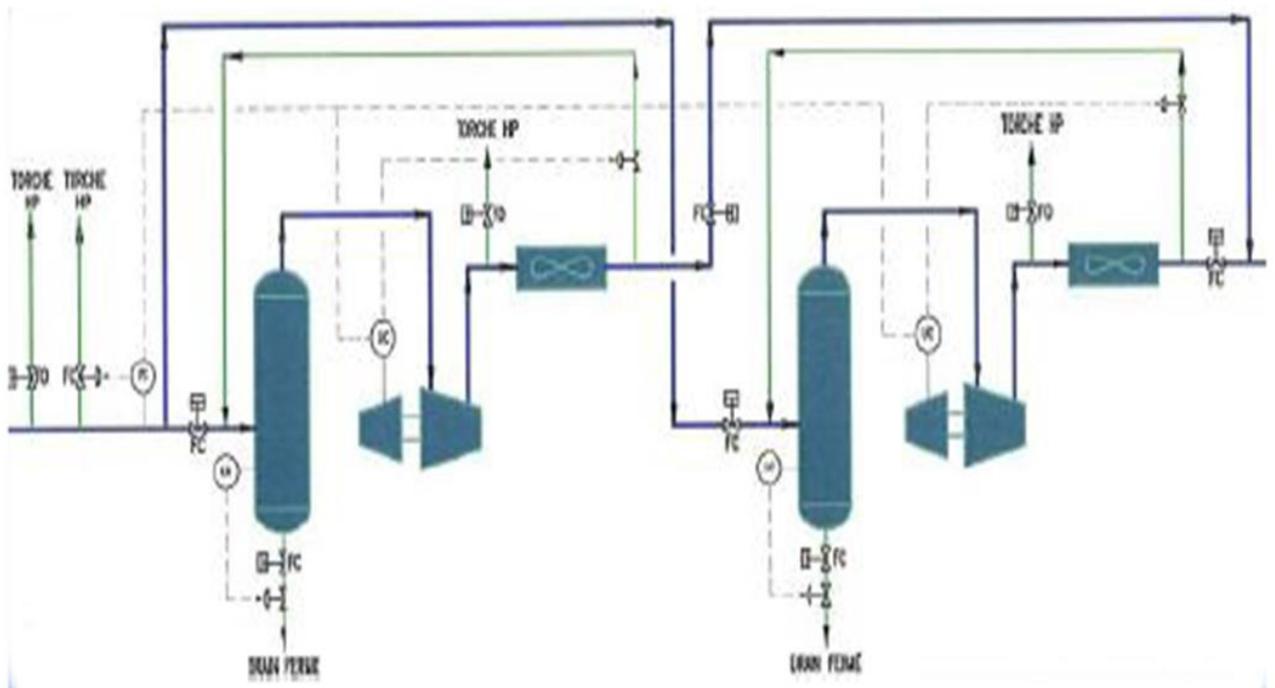


Figure (IV.7) : l'unité de compresseur de gaz de vent G50. [3]

### IV.3.8 - L'unité de compression et de déshydratation du CO<sub>2</sub> (CCDU) G 85 :

Le CO<sub>2</sub> capté dans le système d'extraction du gaz acide est comprimé à l'aide d'un turbocompresseur à cinq étages puis déshydraté à l'aide de tri éthylène glycol. Le système en

boucle fermé est composé d'un absorbeur de déshydratation, d'un reconcentrateur, de refroidisseurs et échangeurs de chaleur, d'un réservoir tampon et d'un réservoir d'appoint. Le système opère à des températures inférieures ou légèrement supérieures à celle du point d'éclair du tri éthylène glycol.[3]

#### **IV.3.8.1 - L'objectif :**

- Comprime le CO<sub>2</sub> en 5 étages jusqu'à 200 bar.
- Déshydratation du CO<sub>2</sub> avec du glycol entre le 3<sup>ème</sup> et le 4<sup>ème</sup> étage.
- Le glycol est régénéré en continu dans un rebouilleur.

### **IV.4 - Description des utilités :**

#### **IV.4.1 - Système d'huile calo porteuse :**

L'huile calo porteuse est utilisée dans le système d'extraction des gaz acides (AGRU) afin de régénérer et chauffer les amines. L'huile utilisée est Torada TC-32 ou Therminol-55 avec des points d'éclair respectifs de 200 et 177°C.

L'huile est entreposée dans un réservoir de 480 m<sup>3</sup>, d'où elle est transférée vers un ballon d'expansion, puis chauffée dans un four avant d'être envoyée au système d'extraction des gaz acides. Pour éviter la surchauffe, une portion de l'huile chaude peut être déviée vers un aérorefroidisseur et retournée vers le ballon d'expansion. Après utilisation, l'huile est dirigée vers un ballon de drainage souterrain d'où elle sera pompée vers le réservoir de stockage.

Le réservoir et le ballon d'expansion sont sous couverture d'azote et les vapeurs d'huile provenant du ballon d'expansion et du ballon de drainage sont acheminées vers la torche basse pression. De plus, le réservoir est protégé par une cuvette de rétention d'environ 350 m<sup>2</sup>. [3]

#### **IV.4.2 - Système de l'huile de lubrification :**

Un système alimente les différents turbocompresseurs de l'usine en huile lubrifiant. Le système en boucle fermé est composé d'un système de traitement d'huile lubrifiante, d'un ballon d'huile non traitée, d'un réservoir d'huile traitée et d'un réservoir d'huile fraîche.

#### **IV.4.3 - Système d'injection de produits chimiques :**

Les produits chimiques, nécessaires aux différentes étapes du procédé, sont injectés à partir de six modules préfabriquées constituée de réservoirs et de pompes doseuses volumétriques ajustables. Par ailleurs, des injecteurs pourvus de raccords sont aussi installés en ligne à différents points du procédé afin d'injecter des inhibiteurs de corrosion, des agents dés émulsifiants ou autres produits chimiques si nécessaire.

Les produits chimiques suivants sont injectés dans le procédé à divers endroits (sauf tous les produits chimiques spéciaux utilisés pour le traitement de l'eau brute ou des eaux usées) :

- Agent Anti-Mousse.
- Agent Anti-Incrustant.
- Inhibiteur de corrosion (service de liquide).
- Inhibiteur de corrosion (service de gaz).
- Méthanol (inhibiteur d'hydrate).

#### **IV.4.4 - Traitement des eaux huileuses :**

L'unité de traitement des eaux huileuse est conçue pour un volume quotidien de 500 m<sup>3</sup>, ce qui correspond à un débit moyen de 21 m<sup>3</sup>/h. L'eau traitée dirigé vers le bassin d'évaporation doit contenir au maximum 10mg/L d'huile libre et d'huile en suspension. Elle est installée en amont du bassin d'évaporation et en aval de l'usine centrale de traitement (CPF). Cette unité recueille l'eau provenant des équipements et systèmes suivants :

- Slug Catcher.
- Prétraitement du condensat.
- Système de déshydratation.
- Unité de décarbonatation.
- Unité de compression et de déshydratation de CO<sub>2</sub>.
- Drains ouverts.

L'unité de traitement des eaux huileuses a pour but l'enlèvement les hydrocarbures non solubles afin d'atteindre le critère de rejet de 10 mg/L vers le bassin d'évaporation.[3]

#### **IV.4.5 - Torches basse pression, haute pression et bourbier :**

Il y a deux systèmes de torche pour l'évacuation des hydrocarbures : la torche basse pression (BP) et la torche haute pression (HP). Chaque système de torche est dimensionné pour traiter le scénario de relâchement le plus élevé lié à ce système. Dans le cas du système de torche HP, le système est capable de traiter 100 % de la capacité du gaz du CPF (10 M Sm<sup>3</sup>/jour).

Chaque système de torches des trains comprend un ballon de garde, deux pompes pour envoyer le liquide vers le système de drainage, une torche élevée, deux pompes à gaz, un système de génération de flamme et de surveillance de la flamme.

Deux systèmes de récupération des purges d'hydrocarbures et d'élimination par brûlage à la torche, dont un opérant à basse pression (BP) et l'autre à haute pression (HP), desserviront

l'ensemble de l'unité de procédé. Chaque système est équipé entre autre d'une torçhère équipée d'un système d'allumage avec pilotes, et reliée au système d'alimentation de gaz de brûlage. Ce gaz d'appoint est injecté au bout des torches de façon à entrainer les hydrocarbures à détruire et empêche l'aire de s'infiltrer dans le système.[3]

**IV.4.5.1 - L'objectif :**

- Pour l'évacuation des hydrocarbures gazeux (HP et BP) et liquides (bourbier).

**IV.4.5.2 - Les équipements :**

- Ballon de torche HP 850-VD-43-01.
- Torche Haute Pression et Allumeur 850-FC-43-01.
- Ballon de torche BP 810-VD-43-01.
- Torche Basse Pression et Allumeur 810-FC-43-01.
- Bourbier et Allumeur 800-FP-43-01.

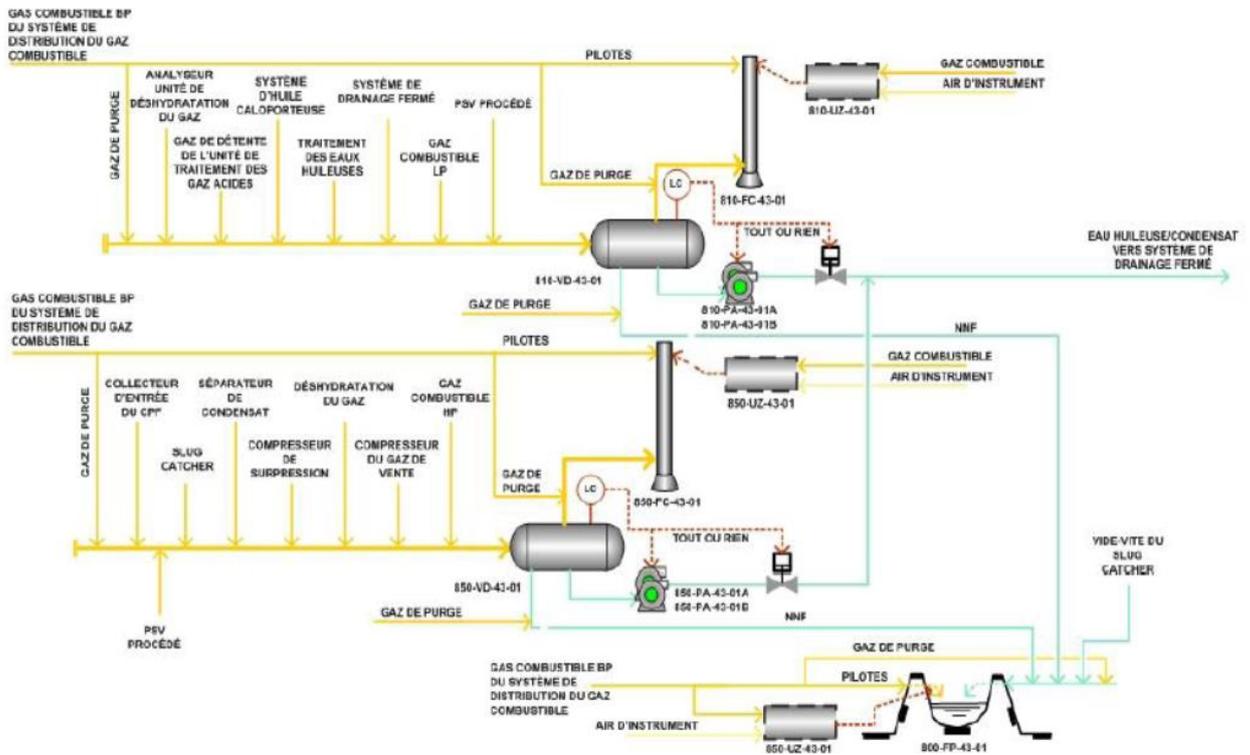


Figure (IV.8) : Système de torches et bourbier.[3]

**IV.4.6 - Ballon de Garde de la Cheminée de CO<sub>2</sub> :**

Tout comme le système de torche, le système de relâche de CO<sub>2</sub> comprend un collecteur, un ballon de garde de cheminée du CO<sub>2</sub> (870-VD-38-10), deux (02) pompes (870-PA-38-01A/B, 2 x 100 %) et une cheminée d'évacuation de CO<sub>2</sub> (870-FC-38-01). Seules les soupapes de sûreté du secteur de régénération de l'AGRU, du compresseur de CO<sub>2</sub> et les soupapes de surpression de TEG sont raccordées au collecteur de la cheminée d'évacuation de CO<sub>2</sub>. La dépressurisation du pipeline de CO<sub>2</sub> se fait à l'atmosphère.[3]

**IV.4.7 - Système de gaz combustible :**

L'usine possède un système de gaz combustible afin d'alimenter les turbines, les fours, le régénérateur, le rebouilleur, les torchères, etc. le gaz combustible est obtenu à même la production de gaz naturel de l'usine est distribué aux points de consommation à l'aide d'un réseau de distribution haute et basse pressions.

**IV.4.8 - Système d'alimentation en eau :**

Les puits existants fourniront l'eau brute nécessaire pour combler les besoins en eau potable, déminéralise et pour le système incendie, dont les besoins s'élèvent à 30 m<sup>3</sup>/h. la première étape du traitement de l'eau brute se compose de deux étapes:

Injection de biocide pour la désinfection, d'agent anti-incrustants et d'acide sulfurique pour corriger le PH; Filtration par un filtre à panier pour retenir les plus grosses particules.

Cette eau est alors stockée dans un réservoir d'eau brute et subit par la suite des traitements complémentaires selon l'usage envisagé.[3]

**IV.4.9 - Réseau de drains fermés :**

Le réseau souterrain de drains fermés recueille les liquides de l'équipement de procédé dans tout le CPF, y compris les drains de maintenance manuel, le liquide des ballons d'aspiration du compresseur de gaz de vente, le liquide des pompes du ballon d'aspiration des torches HP et BP, le liquide des ballons d'aspiration du gaz combustible et les hydrocarbures liquides récupérés du traitement d'eau. Ce réseau ne collecte pas les drains d'huile calo porteuse et les drains d'amine qui possèdent chacun leur réseau dédié de drainage.

Les drains ouverts des installations d'huile de lubrification sont dirigés vers des trappes d'huile où les huiles sont collectées et vidangées manuellement.

**IV.4.10 - Air d'instruments et air de service d'usine :**

L'air comprimé utilisé comme air d'instruments, à la production d'azote et aux stations d'utilités de l'usine est produit par les trois lots des compresseurs d'air (420-UK-63-01A/B/C),

comprenant des compresseurs de type vis sans huile. Chaque ensemble est capable de produire 50 % de la capacité nominale du réseau global d'air comprimé. Cette configuration permet d'avoir un compresseur en maintenance pendant que les deux autres demeurent en service continu.

#### **IV.4.11 - Production d'azote :**

L'azote est produit à l'intérieur du lot de générateurs et compresseurs d'azote 430-UN-64-01 à partir d'air d'instrumentation. L'air d'instrumentation est d'abord refroidi en passant à travers quatre échangeurs à ailettes; puis filtré afin d'enlever toutes particules pouvant endommager les membranes.

L'azote est fourni à divers usagers continus incluant les systèmes de gaz de scellement des compresseurs booster et gaz de vente, le gaz tampon de certains ballons ainsi que le flottateur à gaz induit de l'unité de traitement des eaux. Également de façon intermittente, il est utilisé dans les stations d'utilités ou en cas d'urgence, afin d'étouffer un feu dans un four. La pression du réseau d'azote est maintenue à 7 bar afin de garantir une pression suffisante pour l'opération des divers usagers continus.

Le système d'azote comprend aussi un ballon de stockage d'azote HP dans lequel est stocké un volume d'azote à 30 bar, nécessaire à l'étouffement d'un feu dans un four.

#### **IV.4.12 - Traitement des eaux usées domestiques :**

Le système de traitement est capable de traiter un volume quotidien d'eaux usées domestiques estimé à 15 m<sup>3</sup>, soit environ 100 personnes. Il s'agit d'un système à aération prolongée avec désinfection des eaux traitées.

Le système de traitement des eaux usées domestiques comprend :

- La collecte et le transfert des eaux usées.
- L'égalisation de la charge.
- L'oxydation de la charge organique et l'entreposage des boues.
- La désinfection, le stockage temporaire et le transfert des eaux traitées.

Les eaux usées provenant des bâtiments sont évacuées via le réseau sanitaire vers la chambre des eaux usées (460-RH-66-01) qui est munie d'un dé grilleur grossier et de deux pompes déchiqueteuses de transfert des eaux usées (460-PS-66-01A/B) de 7,5 m<sup>3</sup>/h. Les eaux sont accumulées et transférées ensuite vers le bassin d'égalisation (460-RL-66-01) qui a un volume de 53 m<sup>3</sup>. [3]

*Chapitre V :*  
*Calcul la colonne de*  
*régénération*

**V.1 - Introduction :**

Le but de cette étude est de dimensionnement et vérification des paramètres de fonctionnements de régénérateur d'amine de l'unité décarbonatation par calcul de colon et l'utilisation d'Aspen HYSYS pour simuler récupéré l'amine à partir d'amine riche en CO<sub>2</sub> par procédé disorption chimique en utilisant la colon de régénération, et à simuler l'effet total de la réduction de l'efficacité dans une unité de décarbonatation du gaz naturel.

En deuxième lieu, ce processus de régénérateur d'amine de décarbonatation a été simulé avec le simulateur Aspen HYSYS. Pour cela nous avons utilisé les données d'entrées réel du complexe pour prouver sa fiabilité dans le domaine des énergies, vu sa rapidité et son efficacité de calcul. pour vérifier entre désigne et simulation pour avoir un pourcentage acceptable des pourcentage selon la norme de vente.

**V. 2 - Calcul de la composition de la charge :****V.2 .1 - Description de l'alimentation :**

La composition brute sèche de gisement est présentée dans le tableau suivant. Les données présentées son pour les quatre (4) champs de production.

Tableau (V.1) : Composition base sèche de l'alimentation.[3]

Composition	Composition base sèche (fraction molaire)			
	Nominale (N)	10%CO <sub>2</sub> (N <sub>2</sub> )	Légère (L)	Riche (R)
N <sub>2</sub>	0,0051	0,0050	0,0051	0,0052
CO <sub>2</sub>	0,0842	0,1000	0,0842	0,0972
CH <sub>4</sub>	0,09729	0,7790	0,7982	0,7544
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0501	0,0492	0,0504	0,0751
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0193	0,0190	0,0175	0,0290
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0064	0,0063	0,0058	0,0086
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0065	0,0064	0,0059	0,0084
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0041	0,0040	0,0037	0,0045
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0021	0,0021	0,0019	0,0025
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0044	0,0043	0,0040	0,0045
n-C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0045	0,0044	0,0041	0,0055
n-C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,0030	0,0029	0,0027	0,0076
n-C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,0034	0,0033	0,0031	0,0060
n-C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0,0027	0,0027	0,0024	0,0046
n-C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0,0019	0,0019	0,0017	0,0030
n-C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0,0096	0,0097	0,0084	0,0108
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Il est considéré qu'il y a 658 mg/L de chlorures. Il n'y a pas de composé sulfuré, pas de composé d'ammoniac et pas d'autres contaminants identifiés. Toutefois, le gaz est supposé saturé en eau.

Débit de conception entrée CPF 11 millions Sm<sup>3</sup>/jour de gaz (base sèche) Débit nominale d'opération entrée CPF 10 millions Sm<sup>3</sup>/jour de gaz (base sèche) Pression 40 barg, Température 55 °C .

- Débit nominal d'opération 8.6 millions Sm<sup>3</sup>/jour
- Pression 96 barg
- Température 60°C
- Poids moléculaire du gaz 18.9
- Contenu en eau du gaz de vente <1,0 ppm .[3]

La concentration de solvant d'amine (MDEA+DEA+H<sub>2</sub>O) est présentée dans le tableau suivant :

**Tableau (V.2) : Composition de l'Amine d'alimentation.[3]**

<b>Les compositions</b>	<b>% (masse)</b>
<b>MDEA</b>	<b>48</b>
<b>DEA</b>	<b>2</b>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>50</b>
<b>Total</b>	<b>100</b>

Les paramètres opératoires d'alimentation de l'unité de décarbonatation sont représentés dans le tableau ci-dessous.

**Tableau (V.3) : Les paramètres opératoires du Gaz et d'Amine à alimentation.[3]**

<b>Paramètres</b>	<b>Gaz</b>	<b>Amine</b>
<b>Pression (bar)</b>	<b>83.20</b>	<b>91.10</b>
<b>Température (°C)</b>	<b>42.0</b>	<b>50.0</b>
<b>Débit (kgmole/h)</b>	<b>14000</b>	<b>12390</b>

### **V.2.2 - Spécifications des produits :**

La composition du gaz de vente correspondant au débit nominal d'opération est présentée dans le tableau suivant :

Tableau (V.4) : Composition du Gaz de Vente.[3]

Composition de gaz de vent (base sèche)	
Composant	% molaire
N <sub>2</sub>	0,5766
CO <sub>2</sub>	1,8591
CH <sub>4</sub>	88,1797
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,4412
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,9967
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,6135
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,5939
I-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,3101
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,1504
n -C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,1792
n-C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0775
n-C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,0161
n-C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,0049
n-C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	0,0007
n-C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	0,0000
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0,0001
TOTAL	1,0000

Calcul de la composition et les débits du distillat et du Résidu :

- Débit molaire de la charge **L=23852kgmole/h.**
- Débit massique de la charge **m=762091kg/h.**

Tableau (V.5) : Composition de la charge régénérateur.[3]

Composition de la charge régénérateur	
Composant	% molaire
N <sub>2</sub>	0
CO <sub>2</sub>	5.1171
CH <sub>4</sub>	0.0063
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0011
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0003
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0001
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0001
H <sub>2</sub> O	82.3346
DEAmine	0.5655
TEGlycol	0
MDEAmine	11.9749
TOTAL	100

- Le constituant clé légère : CO<sub>2</sub>

- Le clé constituant lourd : H<sub>2</sub>O

- La teneur en clé léger dans le résidu R est  $X'_{RCO_2}=0,001376$ .
- La teneur en clé lourd dans le distillat D est  $Y'_{H_2O}=0,359285$ .

-On peut estimer que le C<sub>1</sub> , C<sub>2</sub> , C<sub>3</sub> , i-C<sub>4</sub> et n-C<sub>4</sub> sont pratiquement absents dans le résidu ainsi que le dea , et mdea dans le distillat C'est-à-dire :

On suppose que  $X'_{RC1}= X'_{RC2}= X'_{RC3}= X'_{RiC4}= X'_{RnC4}= Y'_{Dmdea}= Y'_{Ddea}=0$ .

- Le bilan matière globale de la colonne :

$$\mathbf{L=D+R} \quad (5)$$

L : Débit molaire de la charge.

D : Débit molaire de distillat.

R : Débit molaire de résidu.

- Le bilan matière partiel pour un constituant « i » de la charge :

$$L \cdot X'_{Li} = D \cdot Y'_{Di} + R \cdot X'_{Ri} \quad (6)$$

$Y'_{Di}$  : La fraction molaire de l'élément i dans le distillat.

$X'_{Ri}$  : La fraction molaire de l'élément i dans le résidu.

-On applique l'équation précédente pour chaque constituant de la charge :

- $L \cdot X'_{LC1} = D \cdot Y'_{DC1} + R \cdot X'_{RC1}$ . (7)
- $L \cdot X'_{LC2} = D \cdot Y'_{DC2} + R \cdot X'_{RC2}$ . (8)
- $L \cdot X'_{LC3} = D \cdot Y'_{DC3} + R \cdot X'_{RC3}$ . (9)
- $L \cdot X'_{LiC4} = D \cdot Y'_{DiC4} + R \cdot X'_{RiC4}$ . (10)
- $L \cdot X'_{LnC4} = D \cdot Y'_{DnC4} + R \cdot X'_{RnC4}$ . (11)
- $L \cdot X'_{Lco2} = D \cdot Y'_{Dco2} + R \cdot X'_{Rco2}$ . (12)
- $L \cdot X'_{Lh2o} = D \cdot Y'_{Dh2o} + R \cdot X'_{Rh2o}$ . (13)
- $L \cdot X'_{Lmdea} = D \cdot Y'_{Dmdea} + R \cdot X'_{Rmdea}$ . (14)
- $L \cdot X'_{Ldea} = D \cdot Y'_{Ddea} + R \cdot X'_{Rdea}$  (15)

En substituant les valeurs connues dans toutes les équations on trouve :

- $23852 \cdot 0,000063 = D \cdot Y'_{DC1} + R \cdot 0 \dots$  (16).
- $23852 \cdot 0,000011 = D \cdot Y'_{DC2} + R \cdot 0 \dots$  (17).
- $23852 \cdot 0,000003 = D \cdot Y'_{DC3} + R \cdot 0 \dots$  (18).
- $23852 \cdot 0,000001 = D \cdot Y'_{DiC4} + R \cdot 0 \dots \dots \dots (19)$ .
- $23852 \cdot 0,000001 = D \cdot Y'_{DnC4} + R \cdot 0 \dots \dots \dots (20)$ .
- $23852 \cdot 0,051171 = D \cdot Y'_{Dco2} + R \cdot 0,001376 \dots \dots \dots (21)$ .
- $23852 \cdot 0,823346 = D \cdot 0,359285 + R \cdot X'_{Rh2o}$  (22).
- $23852 \cdot 0,119749 = D \cdot 0 + R \cdot X'_{Rmdea}$  (23).
- $23852 \cdot 0,005655 = D \cdot 0 + R \cdot X'_{Rdea}$  (24).

En additionnant les équations (16), (17), (18), (19), (20) et (21) on trouve :

$$23852(0,000063 + 0,000011 + 0,000003 + 0,000001 + 0,000001 + 0,051171) = D \cdot (Y'_{DC1} + Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4} + Y'_{Dco2}) + (L - D) \cdot 0,001376$$

$23852 * (0,051171 - 0,001376) = D (Y'_{DC1} + Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4} - 0,001376)$  Mais on a  $Y'_{DC1} + Y'_{DC2} + Y'_{DC3} + Y'_{DiC4} + Y'_{DnC4} + Y'_{Dco2} = 1 - 0,359285 = 0,640715$ .

Alors on obtient :

$$23852 * (0,049874) = D * (0,640715 - 0,001376).$$

$$1189,5946 = D (0,639339) \Rightarrow D = \frac{1189,5946}{0,639339} \Rightarrow D = 1860,336666 \text{ Mole/h.}$$

$$R = L - D = 23852 - 1193,7000.$$

$$R = 21991,33666 \text{ kg.mole/h.}$$

Maintenant on calcul les concentrations :

$$\text{De la relation (16) on a : } Y'_{DC1} = \frac{23852 * 0,000063}{1860,663341} \Rightarrow Y'_{DC1} = 0,00080760$$

$$\text{De la relation (17) on a : } Y'_{DC2} = 0,00001193.$$

$$\text{De la relation (18) on a : } Y'_{DC3} = 0,00000325.$$

$$\text{De la relation (19) on a : } Y'_{DiC4} = 0,00000108.$$

$$\text{De la relation (20) on a : } Y'_{DnC4} = 0,00000108.$$

$$\text{De la relation (21) on a : } Y'_{Dco2} = 0,63970229.$$

$$\text{De la relation (22) on a : } X'_{Rh2o} = 0,86260970.$$

$$\text{De la relation (23) on a : } X'_{Rmdea} = 0,12988083.$$

$$\text{De la relation (24) on a : } X'_{Rdea} = 0,006133463.$$

**Tableau (V.6) : Les fractions molaire et Les Débits De Résidu Et Distillat.**

Constituants	Distillat « D »		Résidu « R »	
	$Y'_{Di}$	$DY'_{Di}$	$X'_{Ri}$	$RX'_{Ri}$
CH <sub>4</sub>	0,00080760	1,502671714	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00001193	0,060471558	0	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00000325	0,006471558	0	0
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00000108	0,002009516	0	0



**A - Equipements d'échange thermique :**

**Tableau (V.7) : Calcul de surface des équipements d'échange thermique.**

Equipements	Chaleur échangée Btu/h	Surface d'échange ft <sup>2</sup>
Rebouilleur	72000* GPM	11.30*GPM
EC amine/amine	45000* GPM	11.25*GPM
Aéroréfrigérant	15000* GPM	10.20*GPM
Condenseur	30000* GPM	5.20*GPM

1Btu = 1055.055852 Joule.

1ft<sup>2</sup> = 0.0929 m<sup>2</sup>.

- Application numérique :

**Tableau (V.8) : Application numérique de calcul.**

Equipements	Chaleur échangée 10 <sup>8</sup> KJ/h	Surface d'échange m <sup>2</sup>
Rebouilleur	2.095	28956.105
EC amine/amine	1.309	2883.290
Aéroréfrigérant	0.436	2614.183
Condenseur	0.872	1332.721

**B -Estimation de la puissance fournie aux équipements :**

**Tableau (V.9) : Calcul de la puissance fournie aux équipements.**

Equipements	Puissance (HP)
Pompe Booster	GPM*0.06
Pompe de reflux	GPM*0.06
Aéroréfrigérant	GPM*0.36

1 HP = 0.745503 KW

- Application numérique :

**Tableau (V.10) : Application numérique de calcul.**

Equipements	Puissance (KW)
Pompe Booster	165.528
Pompe de reflux	165.528
Aéroréfrigérant	993.168

**V.4 - Dimensions de régénérateur :**

En prend GPM comme donnée GPM=3105.08 .[3]

Le diamètre en bas de la colonne de régénération est donné par la formule suivante [7]:

$$D_b = 3.0 * (GPM)^{0.5}$$

- Application numérique :

$$D_b = 3.0 * (3105.08)^{0.5} = 157.572 \text{ Pouces} \quad D_b \approx 4.0 \text{ m}$$

Le diamètre de la colonne au-dessus du point d'alimentation est donnée par :  $D_h = 0.67 * D_b$

- Application numérique :

$$D_h = 0.67 * 157.572 = 105.573 \text{ Pouces} \quad D_h \approx 2.6 \text{ m}$$

- **Estimation de la température de la solution d'amine :**

$$T_{ap} = T_{gb} + 5^\circ\text{C} \quad \text{avec : } T_{gb}: \text{température du gaz brut}$$

$$T_{ar} = T_{ap} + 15^\circ\text{C} \quad T_{ap}: \text{température de l'amine pauvre } T_{ar}: \text{température de l'amine riche}$$

Application numérique :

$$T_{ap} = 54.8 + 5 = 59.8^\circ\text{C} \quad T_{ar} = 59.8 + 15 = 74.8^\circ\text{C}.$$

### V.5 - Détermination du pouvoir absorbant de la solution MDEA/DEA :

- Estimation du la chaleur de la réaction :

$$Q_r = D_{CO_2} \times H_{CO_2}$$

Avec :

$D_{CO_2}$  : débit molaire du  $CO_2$  qui réagit avec l'amine.  $H_{CO_2}$  : enthalpie de réaction du  $CO_2$  avec l'amine.

On a la relation suivante :

$$D_{CO_2} = \frac{D_{GR} \times (y_i - y_f)}{(1 - y_f)}$$

avec:

$D_{GR}$  : débit molaire du gaz riche.

$y_i$  : concentration molaire du  $CO_2$  dans le gaz riche.

$y_f$  : concentration molaire du  $CO_2$  dans le gaz traité.

- Application numérique :

$$D_{CO_2} = \frac{[18682 \times (0.0859 - 0.00137)]}{(1 - 0,0859)}$$

$$D_{CO_2} = 1727.589 \text{Kmol/h.}$$

Le débit du gaz brute = 18682Kmol /h.

Le débit du  $CO_2$  dans le gaz brute = 18682 \* 0.0859 = 1604.7838Kmol /h.

Le débit du gaz pauvre = 18682 - 1604.7838 = 17077.216Kmol /h.

Le débit du  $CO_2$  dans le gaz pauvre = 17077.216 \* 0.00137 = 23.395Kmol /h.

D'après le manuel opératoire, l'enthalpie de la réaction du l'amine avec le  $CO_2$  égale à 2302.6 Kcal/Kg

- Application numérique :

$$Q_r = 1727.589 * 2302.6$$

$$Q_r = 3977946 \text{Kcal /h.}$$

## V.6 - Généralités sur la Simulation :

La simulation est une forme particulière de l'expérience. Dans une expérience ordinaire (au laboratoire), l'expérimentateur exerce une action directe sur l'objet à étudier. Par contre dans la simulation, ce contact n'existe pas en ce sens que l'expérimentateur n'agit pas directement sur l'objet mais sur son modèle mathématique.

Donc, la simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique adéquat pour étudier le comportement d'un système physique.

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système à étudier (opération unitaire). Ces équations sont souvent des relations de conservation de masse, d'énergie et des équations de conservation de quantité de mouvement.

En utilisant cet aspect mathématique de raisonnement, la simulation offre un avantage majeur et important, car elle fournit une bonne approche du comportement du système réel.

De nos jours, vu le développement considérable de logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil de travail indispensable pour l'ingénieur de génie chimique.

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

### V.6.1 - Les différentes tâches qu'un Simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- La résolution des bilans matières et d'énergie ;
- Le dimensionnement des équipements ;
- L'évaluation économique du procédé ;
- L'optimisation du procédé.

Et pour la réalisation de celle –ci un Simulateur, doit contenir :

1. Une bibliothèque à modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques, des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs .
2. Une bibliothèque des modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication :
  - Opérations unitaires de séparation des constituants (flash, colonnes à distiller) .

- Echangeurs de chaleur .
- Pompes et compresseurs .
- Réacteurs.

3. Une bibliothèque de modules à méthodes numériques algébriques .

4. Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics (utilitaires).[13]

### **V.7 - Description du simulateur HYSYS :**

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé par l'industrie du pétrole et du gaz pour maximiser la rentabilité des nouveaux procédés et améliorer les opérations des procédés existants.

Le logiciel HYSYS est utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSYS pour faire des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

La simulation par logiciel HYSYS réduit les coûts de l'engineering par :

- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que des équipements des procédés sont correctement spécifiés afin de déterminer les spécifications des produits voulus aux rendements de la production désirée,
- Création de modèles qui peuvent être appliqués tout le temps durant la durée de fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation.

Le logiciel HYSYS améliore la rentabilité de l'unité parce que :

- Les changements du design sont évalués rapidement, rendus effectifs d'une manière optimale
- La correction des paramètres optimaux de fonctionnement est déterminée avec les changements de l'alimentation.[13]

### **V.8 - Les modèles thermodynamiques :**

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumétriques des composés et des mélanges.

Dans ce qui suit, les trois classes des modèles thermodynamiques et leurs applications vont être présentés.[13]

### **V.8.1 - Modèles d'activité :**

Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de Mergules et le modèle Uniquac.

### **V.8.2-Modèles hétérogènes :**

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropes...) Dans ces modèles, les phases vapeurs sont représentées par les équations d'Etat tandis que les phases liquides sont représentées par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.

Leurs utilisations restent limités à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

### **V.8.3 - Modèles basés sur les équations d'état :**

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'Etat sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures. ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques telles que la constante d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leur supériorité par rapport aux autres modèles réside dans le fait de l'utilisation de coefficients d'interactions binaires.

Les équations d'Etat les plus utilisées sont :

- Soave-Redlich-Kwong (SRK),
- SRK– Kabadi –Donner (SRKKD),
- SRK- Huron Vidal (SRKH),
- SRK- Panagiotopoulos- Reid (SRKP),
- SRK- Modified Panayiotopoulos -Reid (SRKM),
- SRK- SIMSCI (SRKS),
- SRK- Hexamèr (HEXAMER),
- Peng - Robinson (PR),

- PR- Hur on -Vidal (PRH),
- PR Panagiotopoulos Reid (PRP),
- PR- Modified Panagiotopoulos – Reid (PRM).[13]

### **V.9 - Le choix du modèle thermodynamique :**

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions pression et de température recommandée.

Pour les procédés de traitement de gaz, l'équation d'état de Amine proprety package est généralement le modèle recommandé. Elle contient les données pour modeler le processus de l'absorption et désorption des gaz acides.

### **V.10 – Validation du simulation :**

#### **V.10.1 - Introduction :**

A cause de manque d'information sur l'étude expérimental qui le fait par SNC Lavalin, pour connaitre les caractéristiques thermodynamiques de l'opération de régénération on a essai de simuler la régénérateur d'amine pour obtenir les résultats qui on veut de rechercher.

#### **V.10.2 - Description De Procédé :**

On sélectionne les composants chimiques qui mis-en jeu dans cette opération, après, on choisit le model thermodynamique qui est compatible avec l'opération et les composant chimique et dans ce Situation le model Acid Gas - Chemical Solvents package qui le préfère, on choisit Kent- Eisebberg comme équation, alors on choisit la colonne de régénération et c'est le même avec la colonne de distillation avec un condenseur et un rebouilleur, Enfin on insère les condition opératoire comme la pression, les nombres d'étages, l'étage d'alimentation, fraction en H<sub>2</sub>O dans le distillat, et le fraction de CO<sub>2</sub> dans le résidu.

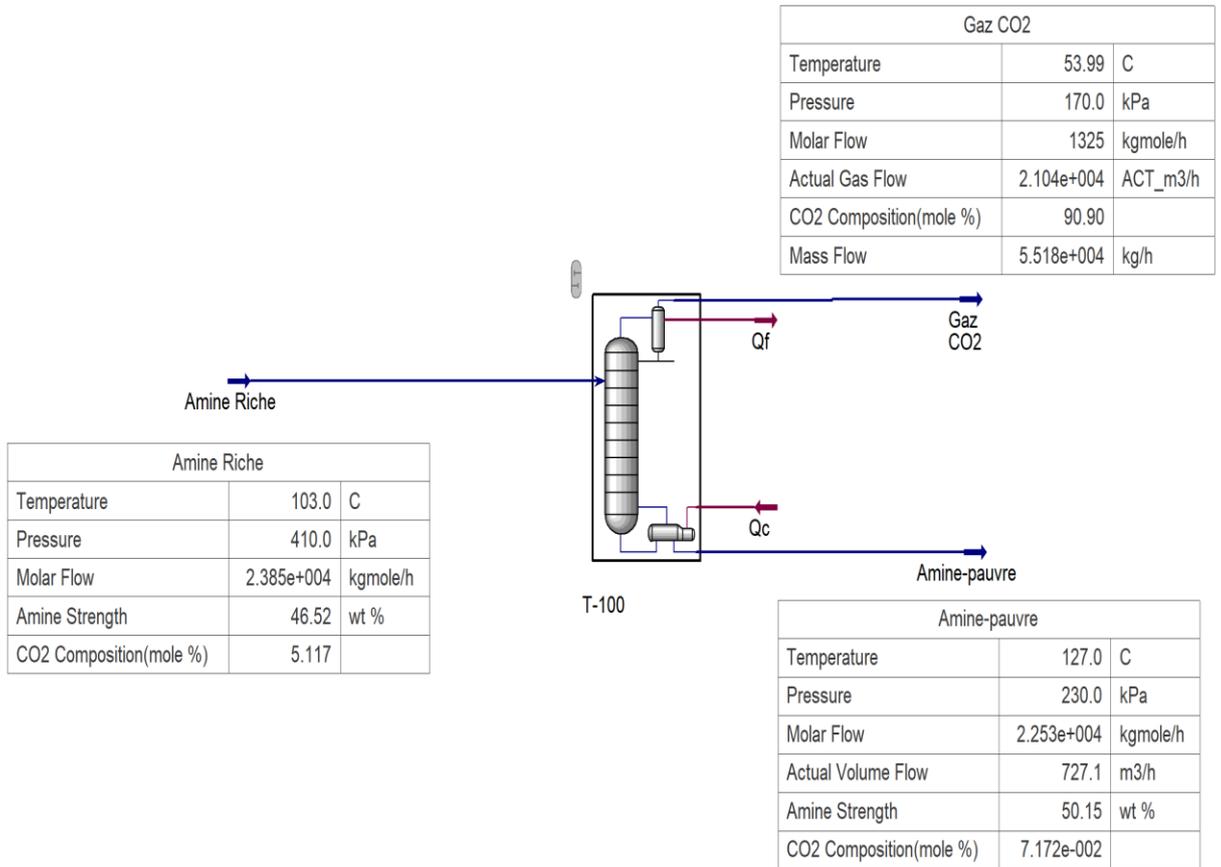


Figure (V.2) : La simulation d'un régénérateur.

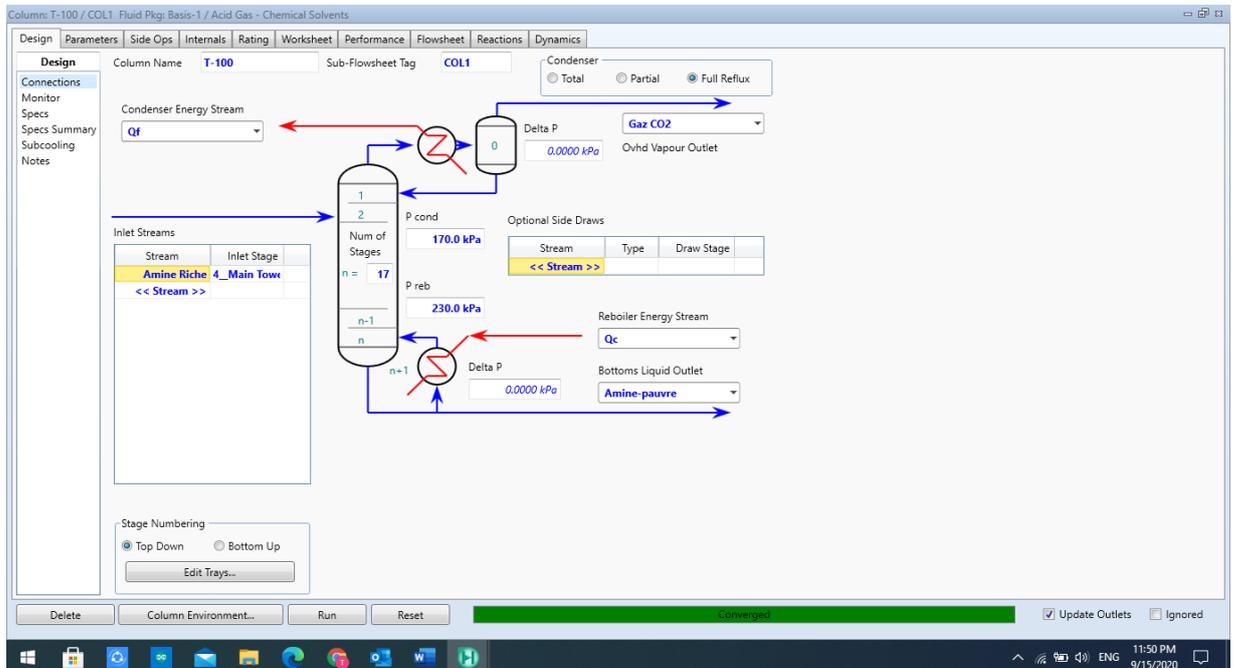


Figure (V.3) : La réussite de convergence de colonne régénérateur d'amine par simulation hysys.

Les résultats obtenus sont présentés dans les deux tableaux qui font la comparaison de CO<sub>2</sub> humide et l'amine pauvre entre le simulateur et le désigne :

**Tableau (V.11) : La comparaison de CO<sub>2</sub> Humide entre le désigne et le simulateur.**

Composition (fraction Molaire) et Caractérisation	CO <sub>2</sub> Humide (désigne)	CO <sub>2</sub> Humide (simulation)
Méthane	0,1156	0,1151
Ethane	0,0204	0,0201
Propane	0 ,0052	0 ,0019
i-Putane	0,0011	0,0001
n-Putane	0,0011	0,0001
CO <sub>2</sub>	91 ,1093	90 ,9095
H <sub>2</sub> O	8,7461	8,9600
MDEA	0	0
DEA	0	0
Température (°C)	54,6	53,99
Pression (bar)	1,7	1,7
Débit molaire Kg. Mol/h	1293	1306

**Tableau (V.12) : La comparaison d'Amine pauvre entre le désigne et le simulateur.**

Composition (fraction Molaire) et Caractérisation	Amine pauvre (désigne)	Amine pauvre (simulation)
Méthane	0	0
Ethane	0	0
Propane	0	0
i-Putane	0	0
n-Putane	0	0
CO <sub>2</sub>	0,1376	0,07
H <sub>2</sub> O	86,5957	86,6502
MDEA	12,6684	12,6836

DEA	5,983	6.000
Température (°C)	128,4	127
Pression (bar)	2,3	2,3
Débit molaire Kg. Mol/h	22627	22552

**L'amine riche** qui sort de l'échangeur passe dans la colonne de désorption afin de régénérer l'amine avec une température d'entrée de 103°C. Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) qui sort de la tête de la colonne de régénération passe dans un ballon de reflux d'où une partie retourne à la tête de la colonne de régénération afin de garder la tête de colonne de régénération froide.

**L'amine pauvre** qui sort du bas de la colonne de régénération passe dans le rebouilleur une partie retourne au bas de la colonne afin de garder la température du bas de la colonne à 127°C l'autre partie passe dans l'échangeur de chaleur où il est refroidi jusqu'à une température de 85°C puis dans les aéro-réfrigérantes afin de refroidir la solution amine pauvre à une température de 63.17°C. À l'aide de la pompe on augmente la pression de la solution amine pauvre jusqu'à une température de 60.3°C et une pression de 91.10 bars.

Après avoir comparé les résultats de la simulation avec les données réelles, nous avons constaté que tous les paramètres calculés par Hysys sont près de données réelles ce qui prouve la validation du modèle thermodynamique choisi par le logiciel HYSYS et de nous permettre optimiser les paramètres opératoires dans la section suivante.

### V.11 - Interprétation et conclusion :

Lorsqu'on observe la composition chimique de CO<sub>2</sub> humide on trouve que le taux de récupération de CO<sub>2</sub> est très acceptable et en même temps dans l'amine pauvre on trouve un pourcentage compatible avec les conditions de la limite de CO<sub>2</sub> et d'autre part par rapport l'amine pauvre on trouve presque les mêmes valeurs c'est-à-dire une très faible perte de solvant.

D'après tous on peut dit que les résultats qui l'obtient par le simulateur sont plus proches à celle de désigne, et les conditions des limites qui on veut de réaliser réellement sont compatibles.

*Conclusion  
générale*

### Conclusion générale :

Ce projet de fin d'étude est le résultat des travaux effectués durant une période de stage pratique au sein du champ Rhoud Nouss (SONATRACH).

À l'aide de simulation par programme HYSYS, et à la lumière des résultats obtenus concernant les calculs effectués pour la détermination des différents paramètres de fonctionnement des équipements d'aval et amont régénérateur d'amine de la section de décarbonatation.

Nous avons vérifié les paramètres de fonctionnements de régénérateur d'amine (des températures du gaz et d'amine, ainsi le débit d'amine et la variation de la concentration d'amine dans haut et bas de la colonne, ainsi teneur de CO<sub>2</sub>) du champ Rhourde-Nouss. Les résultats obtenus sont présentés sous forme de tableaux avec des commentaires clairs et détaillés.

Nous concluons à conclure que les équipements actuels installés dans la section de décarbonatation surtout la colonne régénérateur d'amine ne nous permettent d'atteindre une production de 100% pour un gaz dont la teneur en CO<sub>2</sub> dépasse un taux de 2% à d'un régénérateur d'amine permettent de régénérer l'amine.

Nous avons obtenu des résultats très proches par rapport aux résultats de conception et à la réalité, ce qui signifie que l'unité décarbonatation fonctionne correctement et correspond aux normes de gaz requises pour la vente.

### **Bibliographie :**

- [1] : A. Menidjel, Déshydratation du GN régénération des amines, SEMINAIRE, H.R'Mel(2010).
- [2] : Gaz naturel, production, traitement et transport,« Publication IFP, édition technip »2003.
- [3] : Manuel opératoire de procéder installations de traitement de Rhourde Nous volume I 20/02/2012 SOTARACH SNC LAVALIN.Document N°000-49ER-0031 .
- [4] : Gaz naturel, production, traitement et transport, revue SONATRACH, 2002.
- [5] : J. P. WAUQUIER : Procèdes de séparation TOME II-III. Edition TECHNIP -1997.
- [6] : A. ROJET : Le gaz naturel, production traitement et transport. Edition TECHNIP « PARIS » -1997.
- [7] : W.Y.SVRCEK / W MONNERY GPSA Hundbook « Engineering data book » Chemical Engineering Progress. Octobre 1993 page (53 à 60).
- [8] :ANAS Archane -ETUDE DE L'ABSORPTION DES GAZ ACIDES DANS DES SOLVANTS MIXTES (Développement d'une approche expérimentale originale et modélisation des données par une équation d'état d'électrolytes) -2009.
- [9] :JEAN\_Marc Amann-ETUDE DE PROCEDES DE CAPTAGE DU CO2 DANS LES CENTRALES THERMIQUES-2007.
- [10] : Kohl A, Nielsen R. Gas purification 28th August 1997.
- [11] : Abderrahmane K, Lamine SM. Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'unité de décarbonatation : UNIVERSITE M'HAMED Bougara Boumerdès; 2017/2018.
- [12] : Christine R. Absorption avec réaction chimique. 1997/06/10.
- [13] : Dr. SELLAMI Mohamed Hassen , «Procédés de traitement du gaz naturel (Cours & exercices) », UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA.
- [14]: OUBBICHE Zine elabidine et KZADRI Khaoula ,«Calcul d'une colonne de dépropaniseur au champ de Guellala/HBK» , UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA , 2016 .

## Bibliographie

- [15]: BENLAGHA Ahmed et SETTI Amine, «optimisation des paramètres opératoires relatifs à la section de stabilisation en vue de récupérer le maximum de produit finis (GPL, CONDENSAT)», Mémoire de fin d'étude université de BISKRA , 2012.
- [16]: A. Menidjel, Déshydratation du GN régénération des amines, SEMINAIRE, H.R'Mel(2010).
- [17]: R.MAROUF, étude de problème de moussage dans la section de décarbonatation, thèse 2010.
- [18]: REVUE TRIMESTRIEL DE SONATRACH, Revue n°15. Decembre 2012.
- [19]: Mémoire fin de formation préparé par Mr BABKER Ahmed, thème : Vérification des calculs avec les paramètres de la colonne de stabilisation du condensat (train 10) au niveau de ROURDE NOUSS année 2014.
- [20]: Mémoire fin de formation préparé par Mr BAYOUCEF Boudjemaa, thème : Vérification des paramètres de fonctionnement du sécheur de gaz lourd au niveau de ROURDE NOUSS année 2014.
- [21]: Conférence sur Le GPL (1997). Hassi Messaoud. Janvier 2000 «Séminaire sur le développement et la production du GPL ».
- [22]: Standard Handbook of Petroleum and natural gas engineering vol 2 , WILLIAM C. Lyons Editor 1996.
- [23]: Batch Distillation Design and Operation vol. 3 , I.M. Mujtaba , Imperial College Press 2006.
- [24]: Gas Separation by Adsorption Processes vol. 1, Ralph T. Yang ( Univ. Of Michigan) 2003.
- [25]: Adsorption Analysis : Equilibria and Kinetics vol. 2 , Duong D (Univ. Of Queensland) 2004.
- [26]: Kohl A, Nielsen R. Gas purification 28th August 1997.
- [27]: GUERRICHA MA, KHELLOU S. Récupération de CO<sub>2</sub> rejeté vers l'atmosphère au niveau du section décarbonatation d'une unité de traitement de gaz naturel: UNIVERSITE KASDI MARBAH OUARGLA 2012/2013.

## Bibliographie

- [28] : Pierre C. Distillation. Absorption Colonnes garnies. Techniques de l'ingénieur Opérations unitaires : séparation Gaz-Liquide. "1993/03/10.
- [29] : A Working Guide to Process Equipment , NORMAN P.LIEBERMAN and ELIZABETH T. LIEBERMAN . Third Edition. McGrawHill (2008).
- [30] : " Gaz Processors Association ". Oklahoma : Engineering Data Book, (1998).volumeI.
- [31] : Mini manuel de chimie organique , Pierre Krausz Rachida Benhaddou Robert Granet , DUNOD 2ème edition.
- [32] : Berger, Y. , " Corrosion et Inhibition du puits et des collectes chambre syndicale de la Recherche et de Production du Pétrole et du Gaz Naturel ". France : Technip, (1981).
- [33]: Laurence, G.," Génie chimique ".France : Eyrolles, (1982).
- [34] : Perry , R.H.,Green,D.W., "Chemical engineer's HandBook" . (1997).
- [35] : Diffusion Mass Transfer in Fluid Systems ,Third Edition , E.L.Cussler, CAMBRIDGE UNIVERSITY .(2009).
- [36] : PIERRE LEPRINCE , Le raffinage du pétrole 3 Procédés de transformation , IFP , Edition technip Paris 1998.

# *Annexes*

2	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	CO <sub>2</sub> .hsc
3			Unit Set:	SI
4			Date/Time:	Tue Sep 15 22:52:52 2020
5				
6	<b>Material Stream: Amine Riche</b>		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	Acid Gas - Chemical Solv
8				
9	<b>CONDITIONS</b>			
10				
11		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
12	Vapour / Phase Fraction	0.0447	0.0447	0.9553
13	Temperature: (C)	103.0 *	103.0	103.0
14	Pressure: (kPa)	410.0 *	410.0	410.0
15	Molar Flow (kgmole/h)	2.385e+004 *	1066	2.279e+004
16	Mass Flow (kg/h)	7.621e+005	4.019e+004	7.219e+005
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	761.3	47.98	713.3
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.069e+005	-3.535e+005	-3.047e+005
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-220.9	-7.245	-230.9
20	Heat Flow (kJ/h)	-7.321e+009	-3.769e+008	-6.944e+009
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	679.5 *	48.06	671.3
22	<b>PROPERTIES</b>			
23				
24		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
25	Molecular Weight	31.95	37.70	31.68
26	Molar Density (kgmole/m3)	2.732	0.1330	31.87
27	Mass Density (kg/m3)	87.29	5.014	1010
28	Act. Volume Flow (m3/h)	8731	8016	715.0
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9606	-9377	-9619
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-6.914	-0.1922	-7.288
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	112.6	39.56	116.0
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.523	1.049	3.660
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.835e+005	2108	4.013e+005
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.505e+005	1.221e+004	4.710e+005
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.410e+004	323.9	1.487e+004
36	CO2 Loading	---	---	0.1384
37	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	0.5788
38	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	5.733e-004
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.200e+004	55.92	1.267e+004
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	6.302e-002	6.302e-002	0.9370
41	Phase Fraction [Mass Basis]	5.274e-002	5.274e-002	0.9473
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9181	0.9181	8.190e-002
43	Mass Exergy (kJ/kg)	41.67	---	---
44	Partial Pressure of CO2 (kPa)	310.2	---	---
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	8016	8016	---
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	31.33	22.22	31.94
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	112.6	39.56	116.0
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	5.640e+005	2.521e+004	5.388e+005
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	1001	837.7	1012
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	0.1986	---	0.1986
52	Z Factor	---	0.9856	4.114e-003
53	Watson K	9.203	8.574	9.324
54	User Property	---	---	---
55	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	---
56	Cp/(Cp - R)	1.080	1.266	1.077
57	Cp/Cv	1.004	1.288	1.914
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.163	1.272	1.160
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	59.29	38.93	60.25
60	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.856	1.033	1.902
61	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	---	---	---
62	Kinematic Viscosity (cSt)	---	3.636	1.161
63	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1122	836.3	1075
64	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	679.5	48.06	671.3
65	Liquid Fraction	0.9553	0.0000	1.000
66	Molar Volume (m3/kgmole)	0.3660	7.518	3.138e-002
67	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	---	---	---
68	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0447	0.0447	0.9553
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11	

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA			Case Name:	CO <sub>2</sub> .hsc				
2				Unit Set:	SI				
3				Date/Time:	Tue Sep 15 22:52:52 2020				
4				<b>Material Stream: Amine Riche (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1	
5							Property Package:	Acid Gas - ChemicalSolv	
6	<b>PROPERTIES</b>								
7		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase					
8	Surface Tension (dyne/cm)	40.40	---	40.40					
9	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.345e-002	0.2249					
10	Bubble Point Pressure (kPa)	1854	---	---					
11	Viscosity (cP)	---	1.823e-002	1.172					
12	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	104.2	31.25	107.7					
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.262	0.8289	3.398					
14	Cv (kJ/kgmole-C)	112.1	30.72	60.59					
15	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.509	0.8147	1.913					
16	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---					
17	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---					
18	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---					
19	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	719.4	48.06	671.3					
20	Viscosity Index	5.859	---	---					
21	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---					
22	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---					
23	<b>COMPOSITION</b>								
24	<b>Overall Phase</b>			Vapour Fraction	0.0447				
25	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
26	CO2	1220.5307 *	0.0512 *	53715.3116 *	0.0705 *	65.3689 *	0.0859 *		
27	DEAmine	134.8831 *	0.0057 *	14181.1841 *	0.0186 *	12.8846 *	0.0169 *		
28	MDEAmine	2856.2531 *	0.1197 *	340361.8646 *	0.4466 *	328.4691 *	0.4315 *		
29	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
30	H2O	19638.4488 *	0.8233 *	353792.1538 *	0.4642 *	354.4740 *	0.4656 *		
31	Methane	1.5027 *	0.0001 *	24.1071 *	0.0000 *	0.0805 *	0.0001 *		
32	Ethane	0.2624 *	0.0000 *	7.8894 *	0.0000 *	0.0222 *	0.0000 *		
33	Propane	0.0716 *	0.0000 *	3.1554 *	0.0000 *	0.0062 *	0.0000 *		
34	i-Butane	0.0239 *	0.0000 *	1.3864 *	0.0000 *	0.0025 *	0.0000 *		
35	n-Butane	0.0239 *	0.0000 *	1.3864 *	0.0000 *	0.0024 *	0.0000 *		
36	Total	23852.0000	1.0000	762088.4387	1.0000	761.3105	1.0000		
37	<b>Vapour Phase</b>			Phase Fraction	4.470e-002				
38	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
39	CO2	806.6808	0.7566	35501.8589	0.8833	43.2040	0.9005		
40	DEAmine	0.0002	0.0000	0.0230	0.0000	0.0000	0.0000		
41	MDEAmine	0.1304	0.0001	15.5395	0.0004	0.0150	0.0003		
42	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
43	H2O	257.4496	0.2415	4638.0265	0.1154	4.6470	0.0969		
44	Methane	1.4979	0.0014	24.0308	0.0006	0.0802	0.0017		
45	Ethane	0.2604	0.0002	7.8312	0.0002	0.0221	0.0005		
46	Propane	0.0710	0.0001	3.1313	0.0001	0.0062	0.0001		
47	i-Butane	0.0235	0.0000	1.3649	0.0000	0.0024	0.0001		
48	n-Butane	0.0237	0.0000	1.3748	0.0000	0.0024	0.0000		
49	Total	1066.1375	1.0000	40193.1809	1.0000	47.9793	1.0000		
50	<b>Aqueous Phase</b>			Phase Fraction	0.9553				
51	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
52	CO2	413.8499	0.0182	18213.4528	0.0252	22.1649	0.0311		
53	DEAmine	134.8828	0.0059	14181.1611	0.0196	12.8846	0.0181		
54	MDEAmine	2856.1227	0.1253	340346.3252	0.4715	328.4541	0.4605		
55	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
56	H2O	19380.9992	0.8506	349154.1272	0.4837	349.8270	0.4904		
57	Methane	0.0048	0.0000	0.0763	0.0000	0.0003	0.0000		
58	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 11		Page 2 of 3			

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: CO <sub>2</sub> .hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Tue Sep 15 22:52:52 2020
4		
5		

**Material Stream: Amine Riche (continued)**

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Acid Gas - Chemical Solv

**COMPOSITION**

**Aqueous Phase (continued)**

Phase Fraction 0.9553

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	Ethane	0.0019	0.0000	0.0583	0.0000	0.0002	0.0000
16	Propane	0.0005	0.0000	0.0240	0.0000	0.0000	0.0000
17	i-Butane	0.0004	0.0000	0.0215	0.0000	0.0000	0.0000
18	n-Butane	0.0002	0.0000	0.0115	0.0000	0.0000	0.0000
19	Total	22785.8625	1.0000	721895.2578	1.0000	713.3312	1.0000

**K VALUE**

22	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
23	CO <sub>2</sub>	41.66	---	41.66
24	DEAmine	3.472e-005	---	3.472e-005
25	MDEAmine	9.758e-004	---	9.758e-004
26	H <sub>2</sub> S	---	---	---
27	H <sub>2</sub> O	0.2839	---	0.2839
28	Methane	6731	---	6731
29	Ethane	2872	---	2872
30	Propane	2783	---	2783
31	i-Butane	1357	---	1357
32	n-Butane	2550	---	2550

**UNIT OPERATIONS**

35	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
36	Distillation: T-100		

**UTILITIES**

( No utilities reference this stream )

**PROCESS UTILITY**

**DYNAMICS**

45	Pressure Specification (Active): 410.0 kPa *
46	Flow Specification (Active) Molar: .385e+004 kgmole/h * Mass: 7.621e+005 kg/h Std Ideal Liq Volume: 761.3 m3/h

**User Variables**

**NOTES**

**Description**

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	CO <sub>2</sub> .hsc
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Wed Sep 16 00:06:39 2020
4			
5			

## Distillation: T-100 @Main

### SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

#### Feed Composition

	Amine Riche		
Flow Rate (kgmole/h)	2.385200e+04		
	---		
CO <sub>2</sub>	0.0512		
DEAmine	0.0057		
MDEAmine	0.1197		
H <sub>2</sub> S	0.0000		
H <sub>2</sub> O	0.8233		
Methane	0.0001		
Ethane	0.0000		
Propane	0.0000		
i-Butane	0.0000		
n-Butane	0.0000		

Flow Basis: Molar The composition option is selected

#### Feed Flows

	Amine Riche		
Flow Rate (kgmole/h)	2.385200e+04		
	---		
CO <sub>2</sub> (kgmole/h)	1.220531e+03		
DEAmine (kgmole/h)	134.8831		
MDEAmine (kgmole/h)	2.856253e+03		
H <sub>2</sub> S (kgmole/h)	0.0000		
H <sub>2</sub> O (kgmole/h)	1.963845e+04		
Methane (kgmole/h)	1.5027		
Ethane (kgmole/h)	0.2624		
Propane (kgmole/h)	0.0716		
i-Butane (kgmole/h)	0.0239		
n-Butane (kgmole/h)	0.0239		

#### Products

Flow Basis: Molar The composition option is selected

#### Product Compositions

	Gaz CO <sub>2</sub>	Amine-pauvre	
Flow Rate (kgmole/h)	1.324930e+03	2.252707e+04	
	---	---	
CO <sub>2</sub>	0.9090	0.0007	
DEAmine	0.0000	0.0060	
MDEAmine	0.0000	0.1268	
H <sub>2</sub> S	0.0000	0.0000	
H <sub>2</sub> O	0.0896	0.8665	
Methane	0.0011	0.0000	
Ethane	0.0002	0.0000	
Propane	0.0001	0.0000	
i-Butane	0.0000	0.0000	
n-Butane	0.0000	0.0000	

Flow Basis: Molar The composition option is selected

#### Product Flows

	Gaz CO <sub>2</sub>	Amine-pauvre	
Flow Rate (kgmole/h)	1.324930e+03	2.252707e+04	
	---	---	
CO <sub>2</sub> (kgmole/h)	1.204375e+03	16.1555	

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name:	CO <sub>2</sub> .hsc
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Wed Sep 16 00:06:39 2020
4			
5			

**Distillation: T-100 @Main (continued)**

**SUMMARY**

	Gaz CO2	Amine-pauvre	
12	DEAmine (kgmole/h)	0.0000	134.8831
13	MDEAmine (kgmole/h)	0.0000	2.856253e+03
14	H2S (kgmole/h)	0.0000	0.0000
15	H2O (kgmole/h)	118.6699	1.951978e+04
16	Methane (kgmole/h)	1.5027	0.0000
17	Ethane (kgmole/h)	0.2624	0.0000
18	Propane (kgmole/h)	0.0716	0.0000
19	i-Butane (kgmole/h)	0.0239	0.0000
20	n-Butane (kgmole/h)	0.0239	0.0000

21 Flow Basis: Molar The composition option is selected

**Product Recoveries**

	Gaz CO2	Amine-pauvre	
24	Flow Rate (kgmole/h)	1.324930e+03	2.252707e+04
25		---	---
26	CO2 (%)	98.6764	1.3236
27	DEAmine (%)	0.0000	100.0000
28	MDEAmine (%)	0.0000	100.0000
29	H2S (%)	0.0000	0.0000
30	H2O (%)	0.6043	99.3957
31	Methane (%)	100.0000	0.0000
32	Ethane (%)	100.0000	0.0000
33	Propane (%)	100.0000	0.0000
34	i-Butane (%)	100.0000	0.0000
35	n-Butane (%)	100.0000	0.0000

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

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	CO <sub>2</sub> .hsc	
2			Unit Set:	SI	
3			Date/Time:	Tue Sep 15 22:47:13 2020	
4					
5					
6	<b>Material Stream: Gaz CO<sub>2</sub></b>			Fluid Package:	Basis-1
7				Property Package:	Acid Gas - Chemical Solv
8	<b>CONDITIONS</b>				
9					
10					
11		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
13	Temperature: (C)	53.99	53.99	53.99	
14	Pressure: (kPa)	170.0	170.0	170.0	
15	Molar Flow (kgmole/h)	1325	1325	1.101e-005	
16	Mass Flow (kg/h)	5.518e+004	5.518e+004	1.985e-004	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	66.76	66.76	1.989e-007	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.785e+005	-3.785e+005	-2.837e+005	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	0.1291	0.1291	-156.2	
20	Heat Flow (kJ/h)	-5.014e+008	-5.014e+008	-3.124	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	66.87	66.87	1.987e-007	
22	<b>PROPERTIES</b>				
23					
24		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
25	Molecular Weight	41.65	41.65	18.03	
26	Molar Density (kgmole/m3)	6.299e-002	6.299e-002	54.63	
27	Mass Density (kg/m3)	2.623	2.623	984.9	
28	Act. Volume Flow (m3/h)	2.104e+004	2.104e+004	2.015e-007	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9087	-9087	-1.574e+004	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.099e-003	3.099e-003	-8.662	
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	38.34	38.34	72.49	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	0.9206	0.9206	4.021	
33	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	1399	1399	4.026e-002	
34	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	5206	5206	4.099e+004	
35	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	125.0	125.0	2274	
36	CO <sub>2</sub> Loading	---	---	---	
37	CO <sub>2</sub> Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	2.649e-002	
38	CO <sub>2</sub> Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	2.689e-005	
39	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	33.59	33.59	2.233e-003	
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000	2.980e-009	
41	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000	3.597e-009	
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000	9.580e-012	
43	Mass Exergy (kJ/kg)	33.97	---	---	
44	Partial Pressure of CO <sub>2</sub> (kPa)	154.5	---	---	
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	2.104e+004	2.104e+004	---	
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	19.85	19.85	55.35	
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	38.34	38.34	72.49	
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	3.133e+004	3.133e+004	2.603e-004	
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	826.6	826.6	997.8	
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	5.598e-011	---	5.598e-011	
52	Z Factor	---	0.9923	1.144e-003	
53	Watson K	8.570	8.570	8.563	
54	User Property	---	---	---	
55	Partial Pressure of H <sub>2</sub> S (kPa)	0.0000	---	---	
56	Cp/(Cp - R)	1.277	1.277	1.130	
57	Cp/Cv	1.289	1.289	1.046	
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.280	1.280	1.326	
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	38.02	38.02	33.83	
60	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	0.9129	0.9129	1.877	
61	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	---	---	---	
62	Kinematic Viscosity (cSt)	6.200	6.200	0.5291	
63	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	825.2	825.2	999.0	
64	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	66.87	66.87	1.987e-007	
65	Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000	
66	Molar Volume (m3/kgmole)	15.88	15.88	1.830e-002	
67	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	---	---	---	
68	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11		Page 1 of 3

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: CO <sub>2</sub> .hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Tue Sep 15 22:47:13 2020
4		
5		

**Material Stream: Gaz CO<sub>2</sub> (continued)**

Fluid Package: Basis-1  
 Property Package: Acid Gas - Chemical Solv

**PROPERTIES**

		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
12	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	67.07		
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.900e-002	1.900e-002	0.6126		
14	Bubble Point Pressure (kPa)	---	---	---		
15	Viscosity (cP)	1.626e-002	1.626e-002	0.5212		
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	30.03	30.03	64.18		
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	0.7210	0.7210	3.560		
18	Cv (kJ/kgmole-C)	29.75	29.75	69.27		
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	0.7144	0.7144	3.843		
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
22	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
23	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	66.87	66.87	0.0000		
24	Viscosity Index	---	---	---		
25	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---		
26	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---		

**COMPOSITION**

Overall Phase Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
33	CO2	1204.3752	0.9090	53004.3117	0.9606	64.5037	0.9662
34	DEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	MDEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	H2O	118.6699	0.0896	2137.8722	0.0387	2.1420	0.0321
38	Methane	1.5027	0.0011	24.1071	0.0004	0.0805	0.0012
39	Ethane	0.2624	0.0002	7.8894	0.0001	0.0222	0.0003
40	Propane	0.0716	0.0001	3.1554	0.0001	0.0062	0.0001
41	i-Butane	0.0239	0.0000	1.3864	0.0000	0.0025	0.0000
42	n-Butane	0.0239	0.0000	1.3864	0.0000	0.0024	0.0000
43	Total	1324.9295	1.0000	55180.1086	1.0000	66.7595	1.0000

Vapour Phase Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
48	CO2	1204.3752	0.9090	53004.3117	0.9606	64.5037	0.9662
49	DEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	MDEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	H2O	118.6699	0.0896	2137.8720	0.0387	2.1420	0.0321
53	Methane	1.5027	0.0011	24.1071	0.0004	0.0805	0.0012
54	Ethane	0.2624	0.0002	7.8894	0.0001	0.0222	0.0003
55	Propane	0.0716	0.0001	3.1554	0.0001	0.0062	0.0001
56	i-Butane	0.0239	0.0000	1.3864	0.0000	0.0025	0.0000
57	n-Butane	0.0239	0.0000	1.3864	0.0000	0.0024	0.0000
58	Total	1324.9294	1.0000	55180.1084	1.0000	66.7595	1.0000

Aqueous Phase Phase Fraction 8.310e-009

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
63	CO2	0.0000	0.0005	0.0000	0.0012	0.0000	0.0014
64	DEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	MDEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
67	H2O	0.0000	0.9995	0.0002	0.9988	0.0000	0.9986
68	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: CO <sub>2</sub> .hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Tue Sep 15 22:47:13 2020
4		
5		

**Material Stream: Gaz CO<sub>2</sub> (continued)**

Fluid Package: Basis-1  
 Property Package: Acid Gas - Chemical Solv

**COMPOSITION**

**Aqueous Phase (continued)**

Phase Fraction 8.310e-009

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0002	1.0000	0.0000	1.0000

**K VALUE**

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
CO <sub>2</sub>	1875	---	1875
DEAmine	---	---	---
MDEAmine	---	---	---
H <sub>2</sub> S	---	---	---
H <sub>2</sub> O	8.961e-002	---	8.961e-002
Methane	3.428e+004	---	3.428e+004
Ethane	3.318e+004	---	3.318e+004
Propane	4.006e+004	---	4.006e+004
i-Butane	3.800e+004	---	3.800e+004
n-Butane	4.103e+004	---	4.103e+004

**UNIT OPERATIONS**

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Distillation: T-100	

**UTILITIES**

( No utilities reference this stream )

**PROCESS UTILITY**

**DYNAMICS**

Pressure Specification (Inactive)	170.0 kPa
Flow Specification (Inactive)	Molar: 1325 kgmole/h   Mass: 5.518e+004 kg/h   Std Ideal Liq Volume: 66.76 m3/h

**User Variables**

**NOTES**

**Description**



Company Name Not Available

Bedford, MA  
USA

Unit Set: SI

Date/Time: Tue Sep 15 22:52:24 2020

**Material Stream: Amine-pauvre**

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Acid Gas - Chemical Solv

**CONDITIONS**

	Overall	Aqueous Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
Temperature: (C)	127.0	127.0		
Pressure: (kPa)	230.0	230.0		
Molar Flow (kgmole/h)	2.253e+004	2.253e+004		
Mass Flow (kg/h)	7.069e+005	7.069e+005		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	694.6	694.6		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.994e+005	-2.994e+005		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-225.1	-225.1		
Heat Flow (kJ/h)	-6.744e+009	-6.744e+009		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	674.5 *	674.5		

**PROPERTIES**

	Overall	Aqueous Phase		
Molecular Weight	31.38	31.38		
Molar Density (kgmole/m3)	30.98	30.98		
Mass Density (kg/m3)	972.2	972.2		
Act. Volume Flow (m3/h)	727.1	727.1		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9540	-9540		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	-7.174	-7.174		
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	117.7	117.7		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.750	3.750		
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.060e+005	4.060e+005		
HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	4.767e+005	4.767e+005		
HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.519e+004	1.519e+004		
CO2 Loading	5.401e-003	5.401e-003		
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	2.222e-002	2.222e-002		
CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	2.285e-005	2.285e-005		
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	1.294e+004	1.294e+004		
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000		
Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000		
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000		
Mass Exergy (kJ/kg)	51.47	---		
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	32.43	32.43		
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	117.7	117.7		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	5.326e+005	5.326e+005		
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	1018	1018		
Act. Liq. Flow (m3/s)	0.2020	0.2020		
Z Factor	2.231e-003	2.231e-003		
Watson K	9.405	9.405		
User Property	---	---		
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---		
Cp/(Cp - R)	1.076	1.076		
Cp/Cv	1.076	1.076		
Ideal Gas Cp/Cv	1.154	1.154		
Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	62.31	62.31		
Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.986	1.986		
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	---	---		
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6454	0.6454		
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1048	1048		
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	674.5	674.5		
Liquid Fraction	1.000	1.000		
Molar Volume (m3/kgmole)	3.228e-002	3.228e-002		
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	---	---		
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: CO <sub>2</sub> .hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Tue Sep 15 22:52:24 2020
4		
5		

**Material Stream: Amine-pauvre (continued)**

Fluid Package: Basis-1  
 Property Package: Acid Gas - Chemical Solv

**PROPERTIES**

		Overall	Aqueous Phase		
12	Surface Tension (dyne/cm)	35.97	35.97		
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.2271	0.2271		
14	Bubble Point Pressure (kPa)	229.8	---		
15	Viscosity (cP)	0.6275	0.6275		
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	109.4	109.4		
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.485	3.485		
18	Cv (kJ/kgmole-C)	109.4	109.4		
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.485	3.485		
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
22	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
23	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	674.5	674.5		
24	Viscosity Index	-3.539	---		
25	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
26	True VP at 37.8 C (kPa)	---	---		

**COMPOSITION**

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
33	CO2	16.1555	0.0007	710.9999	0.0010	0.8653	0.0012
34	DEAmine	134.8831	0.0060	14181.1841	0.0201	12.8846	0.0186
35	MDEAmine	2856.2531	0.1268	340361.8646	0.4815	328.4691	0.4729
36	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	H2O	19519.7789	0.8665	351654.2815	0.4975	352.3320	0.5073
38	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Total	22527.0705	1.0000	706908.3302	1.0000	694.5510	1.0000

Aqueous Phase Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
48	CO2	16.1555	0.0007	710.9999	0.0010	0.8653	0.0012
49	DEAmine	134.8831	0.0060	14181.1841	0.0201	12.8846	0.0186
50	MDEAmine	2856.2531	0.1268	340361.8646	0.4815	328.4691	0.4729
51	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	H2O	19519.7789	0.8665	351654.2815	0.4975	352.3320	0.5073
53	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Total	22527.0705	1.0000	706908.3302	1.0000	694.5510	1.0000

**K VALUE**

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
62	CO2	0.0000	0.0000
63	DEAmine	0.0000	0.0000
64	MDEAmine	0.0000	0.0000
65	H2S	---	---
66	H2O	0.0000	0.0000
67	Methane	---	---
68	Ethane	---	---

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: CO <sub>2</sub> .hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Tue Sep 15 22:52:24 2020
4		
5		

6	<b>Material Stream: Amine-pauvre (continued)</b>	Fluid Package: Basis-1
7		Property Package: Acid Gas - ChemicalSolv

8	<b>K VALUE</b>			
9	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
10				
11	Propane	---	---	---
12	i-Butane	---	---	---
13	n-Butane	---	---	---
14				

15	<b>UNIT OPERATIONS</b>		
16	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
17		Distillation:	T-100
18			

19	<b>UTILITIES</b>		
20	( No utilities reference this stream )		

21	<b>PROCESS UTILITY</b>		
22			

23	<b>DYNAMICS</b>		
24			

25	Pressure Specification (Inactive) 230.0 kPa			
26	Flow Specification (Inactive) Molar: .253e+004 kgmole/h	Mass: 7.069e+005 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 694.6 m3/h	

27	<b>User Variables</b>		
28			

29	<b>NOTES</b>		
30			

31	<b>Description</b>		
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			



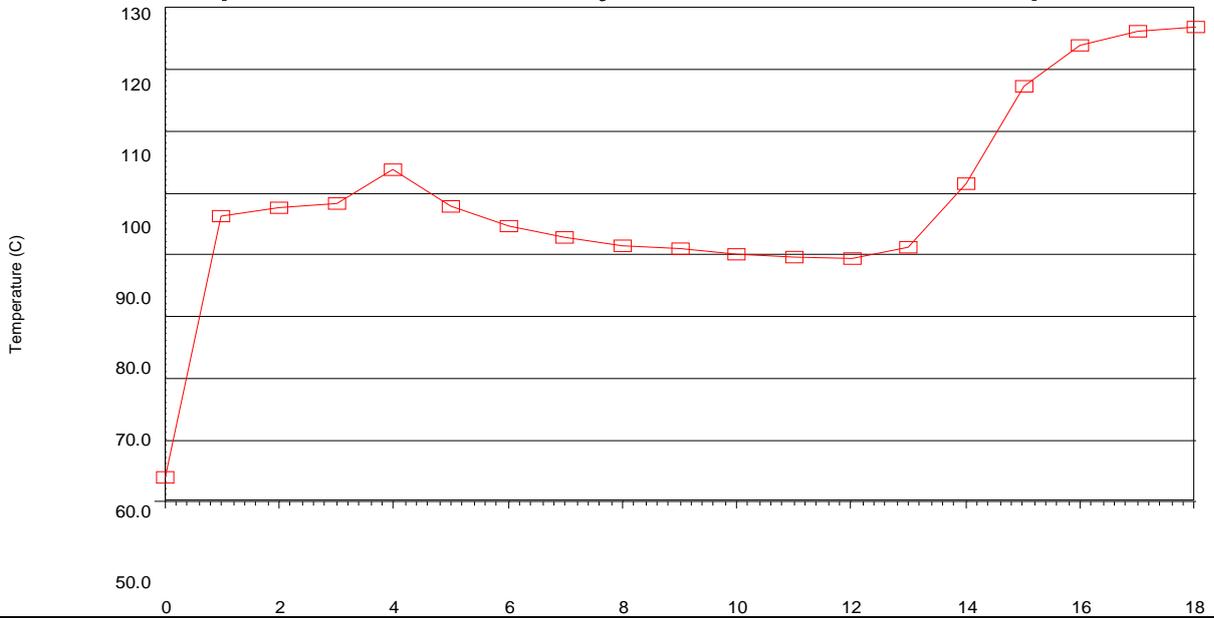
Company Name Not Available  
Bedford, MA  
USA

Case Name: CO<sub>2</sub>.hsc  
Unit Set: SI  
Date/Time: Tue Sep 15 23:58:18 2020

### Distillation: T-100 @Main

#### TRAY by TRAY PROPERTIES PLOTS

## Temperature vs. Tray Position from Top



## Pressure vs. Tray Position from Top

