

**République Algérienne Démocratique et Populaire**

**Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique**

**Université Ahmed Draïa Adrar**



**Faculté des Sciences et de la Technologie**

**Département d'Hydrocarbures et Energies Renouvelables**

**Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention du diplôme de Master en :**

**Filière : Génie des Procédés**

**Spécialité : Génie Chimique**

**Thème :**

**Etude et dimensionnement de l'unité de déshydratation: cas  
de l'usine groupement Reggane GRN**

**Année Universitaire : 2019/2020**

**Préparé par :**

**M. Baba Abdelhamid**

**M. Oudrane Abdelghani**

**Membres de jury d'évaluation :**

<b>M. BOUSSEM Fayçal</b>	<b>Président</b>	<b>MAA</b>	<b>Univ. Adrar</b>
<b>M. DAHOU Mohamed El Amine</b>	<b>Encadreur</b>	<b>MCB</b>	<b>Univ. Adrar</b>
<b>M. BEN ABDELKABIR Abbas</b>	<b>Examineur</b>	<b>MAA</b>	<b>Univ. Adrar</b>

**Année Universitaire : 2019/2020**





# Remerciements

*En premier lieu, nous tenons à remercier notre dieu, qui nous a donné la force pour accomplir ce travail.*

*Nous adressons nos remerciements à nos promoteur consultant « Mr: DAHOU Mohamed El Amine » pour nous avoir dirigé tout au long de ce travail, ses compréhensions et ses remarques qui nous ont été précieuses.*

*Nous présentons nos chaleureux remerciements aux enseignants pour leur aides et orientation durant nos études.*





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

▶ *Ma mère et Mon père pour leurs soutiennent durant toutes  
Mes années d'études.*

▶ *Ma femme, mes enfants*



▶ *Mes chères frères et sores*

▶ *Toute ma famille.*

▶ *A tous mes amis sans exception.*



**ABDELGHANI OUDRANE**



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

▶ *Ma mère et Mon père pour leurs soutiennent durant toutes mes années d'études.*

▶ *Ma femme, mes enfants*

▶ *Mes chères frères et sores*

▶ *Toute ma famille.*

▶ *A tous mes amis sans exception.*



**ABDEHAMID BABA**

يعد محتوى الماء في الغاز مطلبًا مهمًا. الهدف الرئيسي من هذه الدراسة هو تحديد دور قسم التجفيف بالمنخل الجزيئي 4 انجستروم ,من أجل تحسين معاملات تشغيل المجففات لتحقيق محتوى مائي أقل من 3500 جزء في المليون. بعد تغيير حجم المجففات الموجودة على مستوى الوحدة (CPF / GRN) تم العثور على النتائج التالية: قطر المجفف:  $D = 2.73\text{m}$  ؛ ارتفاع المجفف:  $H = 7.3\text{m}$ . من النتائج التي تم الحصول عليها نلاحظ أن تغيير حجم المجففات ليس بعيدًا عن التصميم وأن وقت التشبع أكبر مما يضمن الجفاف الجيد.

**الكلمات المفتاحية:** غاز ، تجفيف ، مناخل جزيئية ، مجففات

---

**Résumé :**

La teneur en eau dans le gaz est une exigence importante à respecter. L'objectif principal de cette étude est de déterminer le rôle de la section déshydratation par tamis moléculaires 4 A° afin d'optimiser les paramètres de fonctionnement des sècheurs pour atteindre une teneur en eau inférieure à 3500 ppm. Après le redimensionnement des sècheurs existant au niveau de l'unité de (CPF/GRN) on a trouvé les résultats suivants : le diamètre de sècheur :  $D = 2,73\text{m}$  ; la hauteur de sècheur :  $H = 7,3\text{m}$ . D'après les résultats obtenus on remarque que les redimensionnements des sècheurs ne sont pas loin de ceux du design et que le temps de saturation est plus grand, ce qui nous assure une bonne déshydratation.

**Mots clés :** Le gaz, Déshydratation, Tamis moléculaires, Sècheurs.

---

**Abstract:**

The water content in the gas is an important requirement. The main objective of this study is to determine the role of the 4 A° molecular sieve dehydration section in order to optimize the operating parameters of the dryers to achieve a water content of less than 3500 ppm. After resizing the existing dryers at unit level (CPF / GRN) the following results were found: the dryer diameter:  $D = 2.73\text{m}$ ; the height of the dryer:  $H = 7.3\text{m}$ . From the results obtained we notice that the resizing of the dryers are not far from those of the design and that the saturation time is greater, which ensures good dehydration.

**Keywords:** Gas, Dehydration, Molecular sieves, Dryers.

---

## Liste des Tableaux

Tableau I.1	Exemples de compositions de gaz.....	6
Tableau III.1	Capacité de gaz de vente.....	23
Tableau III.2	Spécifications des produits.....	24
Tableau IV.1	Représente la composition de gaz entrée sécheur.....	34
Tableau IV.2	Propriétés critiques du gaz naturel.....	35
Tableau IV.3	Résultats de calcul obtenus (cas été).....	52
Tableau IV.4	Comparaison des résultats du design.....	53

---

## Liste des Figures

Figure II.1	Procédé de déshydratation de gaz par absorption (glycol).	13
Figure II.2	Procédé de déshydratation de gaz par tamis moléculaire.	14
Figure II.3	Evolution de la zone de transfert de matière au cours du temps.	15
Figure II.4	Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de l'adsorption.	15
Figure II.5	Représentation d'une courbe de rupture.	16
Figure II.6	Tamis moléculaire 4A°	18
Figure III.1	Plan de localisation du groupement Reggane nord	22
Figure III.2	Schéma Simplifié du processus.	24
Figure III.3	Schéma Conception de l'unité de déshydratation	26
Figure IV.1	Evolution de la température du lit en fonction du temps de régénération	44
Figure IV.2	la masse du tamis avant et après le cycle d'adsorption	54
Figure A.I	Facteur de compressibilité pour le gaz	ANX
Figure A.I	Teneur en eau des Hydrocarbure gazeux	ANX



# Sommaire

## Liste des Tableaux

## Liste des Figures

### PARTIE THEORIRIQUE

Introductions général.....	1
----------------------------	---

#### CHAPITRE I : Généralités sur le gaz naturel

I.1 Introduction .....	3
I.2 Nature et caractérisation des différents types de gaz.....	3
I.2.1 Gaz sec et gaz humide .....	3
I.2.2. Gaz à condensat.....	3
I.2.3. Gaz associé.....	3
I.3 Propriétés physico-chimiques du gaz naturel .....	4
I.3.1 Propriétés volumiques .....	4
I.3.2 Viscosité.....	4
I.3.3 Le pouvoir calorifique (PC).....	4
I.4 La composition du gaz naturel.....	5
I.5 Les techniques de traitement du gaz naturel.....	7
I.6 Technique de réinjection .....	8
I.6.1 Objectif de la réinjection.....	8
I.6.2 Principe de reinjection.....	8



---

## CHAPITRE II : La déshydratation

II-1. Introduction .....	10
II.2 La déshydratation.....	10
II.2.1 Les Hydrates.....	10
II.2.1.1 Structures des hydrates.....	10
II.2.1.2 Les facteurs favorisant la formation d'hydrates.....	11
II.2.1.3 Prévention des hydrates.....	11
II.2.2 Les modes de déshydratation .....	11
II.2.2.1 Déshydratation par absorption avec un solvant physique.....	12
II.2.2.2 Déshydratation par absorption avec un solvant physique.....	12
II.2.2.3 Déshydratation par adsorption.....	13
II.2.3 Théorie d'adsorption sur un lit fixe.....	14
II.2.3.1 Zone de transfert de masse « ZMT » .....	14
II.2.3.2 Evolution de la concentration de l'adsorbat dans un lit fixe .....	15
II.2.3.3 Temps de rupture et temps de saturation .....	16
II.2.4 Type d'adsorbants .....	16
II.2.4.1 L'alumine active.....	16
II.2.4.2 Le Gel de silice (silicagel) .....	16
II.2.4.3 Les charbons actifs .....	17
II.2.4.4 Les tamis moléculaires (zéolithes).....	17
II.2.5 Influence de quelques paramètres sur l'unité d'adsorption.....	18
III.2.5.1 Zone de t masse ransfert de « ZMT ».....	18

---

III.2.5.2 Température de service .....	19
II.2.5.3 Pression de service .....	19
II.2.5.4 Concentration de l'adsorbat .....	19
II.2.5.5 Phase .....	19
II.2.5.6 Vitesse de passage .....	20
II.2.6 Avantages et inconvénients de la déshydratation par adsorption .....	20

### **CHAPITRE III : Présentation de champs Reggane (GRN)**

III.1 Introduction .....	22
III.2 Situation géographique de GRN .....	22
III.3 Historique du champ GRN.....	23
III.3.1 Capacité du CPF .....	23
III.4 Description du processus de l'unité CPF.....	24
III.4.1 Installations d'entrées .....	25
III.4.2 Section boosting.....	25
III.4.3 Unité d'élimination des gaz acides (décarbonatation).....	25
III.4.4 Section de Déshydratation.....	26
III.4.5 Unité de contrôle du point de rosée des hydrocarbures.....	27
III.4.6 Unité de recompression de Gaz de Vente.....	28
III.4.7 Comptage de gaz de vente et analyse online.....	28
III.4.8 Unité de traitement et stabilisation des condensats.....	28
III.4.9 Unité de traitement de l'eau produite.....	29

---

## CHAPITRE IV : Partie Calcul

IV.1	présentation du problème .....	31
IV.1.1	Analyse du problème : .....	31
IV.2	Partie Calcul.....	32
IV.2.1	Le dimensionnement d'un déshydrater.....	33
IV.2.1.1	Calcul du facteur de compressibilité Z .....	34
IV.2.1.2	Calcul de la densité relative du gaz .....	36
IV.2.1.3	Calcul de la masse volumique du gaz .....	36
IV.2.1.4	Calcul de la vitesse d'écoulement du gaz.....	36
IV.2.1.5	Calcul de la vitesse superficielle de gaz au travers du déshydrateur .....	37
IV.3	Calcul du diamètre minimum du déshydrateur .....	38
IV.4	Calcul de la quantité de tamis moléculaire pour adsorption .....	38
IV.5	La Hauteur de lit .....	40
IV.5.1	Calcul du flux d'adsorption d'eau .....	40
IV.5.2	Calcul de la hauteur de la zone de transfert de mass .....	40
IV.5.3	Hauteur minimale (d'adsorption) du déshydrateur.....	41
IV.5.4	La masse totale du tamis moléculaire .....	41
IV.6	Calcul les pertes de charge à travers le déshydrateur.....	42
IV.6.1	Calcul des pertes de charge à travers le lit de tamis moléculaire 1/8".....	42
IV.6.2	Calcul des pertes de charge à travers les billes de céramique.....	42
IV.6.3	Calcul des pertes de charge à travers les billes de céramique 1/2".....	43
IV.6.4	Calcul des pertes de charge à travers les billes de céramique 1/4".....	43
IV.6.5	Pertes de charge totale au travers du déshydrateur.....	43
IV.7	Calcul du débit de gaz de régénération.....	44

---

IV.7.1 Phase de chauffage.....	44
IV.7.2 Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le lit de tamis moléculaires .....	45
IV.7.3 Quantité de chaleur absorbée par le métal (virole).....	45
IV.7.4 Quantité de chaleur absorbée par les billes de céramique.....	45
IV.7.5 Calcul de la masse des billes de céramique.....	46
IV.7.6 Quantité de chaleur nécessaire pour désorber l'eau .....	48
IV.7.7 Quantité de chaleur nécessaire pour désorber les hydrocarbures.....	48
IV.7.8 Les pertes de chaleur au travers du déshydrateur et des conduites.....	49
IV.7.9 Quantité de chaleur totale à fournir.....	49
IV.8 Débit de gaz de régénération en phase de chauffage .....	49
IV.9 Phase de refroidissement.....	50
IV.10 Quantité de chaleur totale à enlever.....	50
IV.11 Débit de gaz de régénération en phase de refroidissement.....	51
IV.12 Résultats et discussions.....	52
IV.12.1 Comparaison des résultats avec le design.....	52
IV.12.2 discussion des résultats.....	53
Conclusion & Recommandation .....	57

## **BIBLIOGRAPHIE**

### **Annexe**

# Introduction Générale

## Introduction générale

Pendant longtemps, le gaz naturel a été considéré comme un sous-produit du pétrole; il était brûlé à la torche au niveau de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux Etats-Unis, dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé.

Actuellement, le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant. L'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation dans plusieurs secteurs, notamment dans la génération d'électricité.

Le gaz naturel est un mélange souvent très riche en méthane et qui contient généralement en proportions décroissantes tous les hydrocarbures saturés jusqu'à des points d'ébullition supérieurs à 200°C. En outre il renferme en proportions variables de l'Azote, du gaz carbonique, des composés sulfurés ainsi que de l'eau provenant de la couche productrice. Il se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous-sol, souvent en solution avec du pétrole brut ou du condensât. Cette teneur en eau peut être à l'origine de nombreux problèmes qui influent directement sur les équipements, engendrant rapidement un fonctionnement anormal et une perturbation des installations.[1]

La déshydratation est donc indispensable pour les installations de traitement de gaz, et pour cela notre étude est liée à l'unité de déshydratation dans notre installation .En effet, l'objectif principal de cette étude consiste à vérifier le cas design de l'unité étudiée, en effectuant des calculs basés sur des scénarios estimés afin de les comparer avec ceux donnés par le constructeur, dont le but de trouver des solutions aux problèmes qui peuvent être affrontés.

Notre travail se compose de quatre chapitres :

- Le premier chapitre comprenant des notions générales sur le gaz naturel.
- Le second chapitre est consacré à une étude sur la déshydratation et les différents adsorbants industriels, et une description de la section de déshydratation du projet Reggane.
- Le troisième chapitre est destiné à la présentation de l'unité de traitement de gaz (CPF).

- Le quatrième chapitre concerne la présentation des résultats obtenus et la comparaison de ces derniers avec les valeurs du design.

Pour cela un nouveau redimensionnement sera fait en tenant compte des calculs suivants :

- Dimensionnement du sécheur ;
  - Hauteur (quantité) de tamis moléculaires dans chaque sécheur ;
  - Pertes de charge au travers le sécheur ;
  - Débit de gaz de régénération ;
- On terminera par une conclusion générale.



# **Chapitre I**

## Généralités sur le gaz Naturel

## **I.1 Introduction**

Le gaz naturel est une énergie primaire bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Elle dispose de nombreuses qualités d'abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, et des prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le traitement, le stockage, le transport et la distribution.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal de 75 % à 95 % de méthane (CH<sub>4</sub>). [2]

## **I.2 Nature et caractérisation des différents types de gaz**

### **I.2.1 Gaz sec et gaz humide**

Un gaz sec ne forme pas de phase liquide dans les conditions de production, c'est-à-dire que les points représentant les conditions dans le réservoir et en surface se trouvent tous deux en dehors du domaine diphasique.

Un tel gaz doit être concentré en méthane et contenir très peu d'hydrocarbures lourds que l'éthane.

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.

Un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec.

### **I.2.2. Gaz à condensât**

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

### **I.2.3. Gaz associé**

Le gaz associé coexiste dans la couche réservoir avec un gisement de pétrole. Il peut être présent sous forme de gaz dissous dans l'huile, ou sous forme de gaz de couverture situé au-dessus de la réserve de pétrole (huile).[3]

### I.3 Propriétés physico-chimiques du gaz naturel

#### I.3.1 Propriétés volumiques

a) **La masse volumique**: d'un gaz représente la masse d'une unité de volume du gaz et s'exprime en  $\text{Kg}/\text{m}^3$ . Elle est fonction de la température et de la pression. En dehors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales et standards.

Conditions normales : Température :  $0\text{ }^\circ\text{C}$  ; pression :  $1\text{ atm} = 101325\text{ Pa}$ .

Conditions standards : Température :  $15\text{ }^\circ\text{C}$  ; pression :  $1\text{ atm}$

b) **Le volume massique** : représente le volume occupé par unité de masse de gaz ( $\text{m}^3/\text{kg}$ ).

c) **La densité** : elle est définie comme le rapport de la masse volumique de gaz dans les conditions de références sur la masse volumique de l'air dans les mêmes conditions, en se référant soit aux conditions normales, soit aux conditions standards.

d) **Compressibilité d'un gaz sec** : le cas d'un gaz sec est le plus simple, qui puisse être rencontré dans une étude de type PVT, la méthode utilisée consiste à placer un échantillon de gaz à étudier dans une cellule dont on fait varier le volume en déplaçant un piston de mercure. Le mercure est déplacé au moyen d'une pompe volumétrique, ce qui permet de connaître le volume de mercure introduit ou soutiré.

#### I.3.2 Viscosité

La connaissance de la viscosité des gaz et des condensats est nécessaire pour effectuer les calculs d'écoulement aux différents stades de la production et notamment pour connaître les pertes de charges.

#### I.3.3 Le pouvoir calorifique (PC)

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une quantité unitaire de gaz, la combustion étant effectuée à la pression atmosphérique et à une température.[3]

Le pouvoir calorifique s'exprime en joules par mètre cube ( $\text{J}/\text{m}^3$ ), il se divise en deux:

- Pouvoir calorifique supérieur (PCS).

- Pouvoir calorifique inférieur (PCI).

#### **I.4 La composition du gaz naturel**

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour étudier la vaporisation et calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et la température. Tous les hydrocarbures présents dans le gaz naturel appartiennent à la série des alcanes de formule générale :  $C_nH_{2n+2}$ . A cela s'ajoute :  $N_2$ ,  $H_2S$ ,  $CO_2$ . Ci-dessous la composition de 04 gaz algériens des gisements différents (tableau I.1) :

**Tableau I.1:** Exemples de compositions de gaz.

<b>Composition /Région</b>	<b>Hassi R'Mel</b>	<b>GTFT</b>	<b>In Amenas</b>	<b>Reggane</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	5.56	1.71	0.545	0.72
<b>CO<sub>2</sub></b>	0.2	1.41	4.000	5.3
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0	0	0	0
<b>C<sub>1</sub></b>	78.36	75.95	81.807	86.49
<b>C<sub>2</sub></b>	7.42	10.30	7.521	05.10
<b>C<sub>3</sub></b>	2.88	5.17	2.964	01.16
<b>i-C<sub>4</sub></b>	0.62	0.61	0.546	00.13
<b>n-C<sub>4</sub></b>	1.1	1.73	0.667	0.25
<b>i-C<sub>5</sub></b>	0.36	0.39	0.279	0.08
<b>n-C<sub>5</sub></b>	0.48	0.55	0.236	0.07
<b>n-C<sub>6</sub>H<sub>14</sub></b>	0.59	0.59	0.333	0.09
<b>n-C<sub>7</sub>H<sub>16</sub></b>	0.56	0.52	1.103	0.01
<b>n-C<sub>8</sub>H<sub>18</sub></b>	0.45	0.39	0	0.06
<b>n-C<sub>9</sub>H<sub>20</sub></b>	0.37	0.22	0	0.07
<b>n-C<sub>10</sub>H<sub>22</sub></b>	0.27	0.17	0	0
<b>n-C<sub>11</sub>H<sub>24</sub></b>	0.24	0	0	0
<b>n-C<sub>12</sub>H<sub>26</sub></b>	0.57	0	0	0

## I.5 Les techniques de traitement du gaz naturel

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer les constituants présents à la sortie des puits tels que l'eau, les gaz acide, et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou des spécifications commerciales.

La répartition de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte des considérations économiques.

Les principaux traitements qui sont effectués sont :

Une première étape permet de réaliser la séparation de fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât), et l'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté. Le gaz naturel ainsi que ses différentes fractions peuvent être transportées sous forme :

- Gaz naturel comprimé (transport par gazoduc) ;
- Gaz du pétrole liquéfié (GPL) ;
- Gaz naturel liquéfié (GNL) ;
- Produits chimiques divers (méthanol, ammoniac, urée ...etc.).

Certains composants du gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires.

Il peut être ainsi nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- L'hydrogène sulfuré  $H_2S$  : toxique et corrosif ;
- Le dioxyde de carbone  $CO_2$  : corrosif et de valeur thermique nulle ;
- Le mercure : corrosif dans certains cas ;
- L'eau conduisant à la formation d'hydrates ;
- Les hydrocarbures lourds qui se condensent dans les réseaux de transport.

Les spécifications à respecter pour le gaz traité sont liées aux conditions de transport par gazoduc ; ces spécifications de transport visent à éviter la formation d'une phase liquide (hydrocarbure ou eau),

le blocage de la conduite par des hydrates et une corrosion trop importante. On impose dans ce cas une valeur maximale aux points de rosée (eau et hydrocarbures).

## **I.6 Technique de réinjection**

### **I.6.1 Objectif de la réinjection**

La récupération des hydrocarbures liquides. Elle est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs et permet de :

- Réduire cette condensation par le maintien de pression ;
- Maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides ;
- 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 ;

### **I.6.2 Principe 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 du gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz à réinjecter en le comprimant à des pressions plus élevées. Ce transfert d'énergie est réalisé par des grands compresseurs, et entraînés par des turbines à gaz ou des moteurs d'une haute puissance unitaire.



# Chapitre II

## La Déshydratation

## II.1 Introduction

Le gaz naturel contient toujours de l'eau, qu'elle provienne directement du réservoir ou qu'elle soit introduite lors des différentes opérations de traitement comme la désacidification par exemple. La présence d'eau entraîne différents problèmes pour les exploitants, suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation.

La vapeur d'eau peut provoquer la formation d'hydrates, qui peuvent se solidifier ou se condenser et favoriser ainsi la corrosion ou entraîner des problèmes d'opérabilité. Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz par une technique de traitement approprié.

## II.2 La déshydratation

### II.2.1 Les Hydrates

Dès le début du siècle, l'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôts de cristaux, en fait. Constitués, par des hydrates de gaz apparaissant bien au-dessus de la température de formation de la glace.

Pour éviter les bouchages des canalisations, les installations de production et de transport doivent être protégées des risques de formation d'hydrate.

Une première façon d'y arriver consiste à déshydrater le gaz naturel. Lorsque ce n'est pas possible il faut soit se placer dans des conditions de température et de pression permettant d'éviter la formation des hydrates soit introduire un inhibiteur.

#### II.2.1.1 Structures des hydrates

En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou cages, dans lesquelles sont piégées les molécules de gaz.

Il y a deux structures cristallines pour les hydrates à savoir :

- Les petites molécules des gaz ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$  et  $\text{H}_2\text{S}$ ) forment avec l'eau, un corps centré de structure cubique qui s'appelle (structure I) ;

- Les grandes molécules ( $C_3H_8$  et  $i-C_4H_{10}$ ) forment la (structure II) avec 17 molécules d'eau pour une molécule de gaz.[3]

### II.2.1.2 Les facteurs favorisant la formation d'hydrates

Les risques de formation d'hydrates se situent à des endroits bien précis dans l'unité là où la formation d'hydrates est thermodynamiquement possible, les conditions qui favorisent la formation d'hydrates sont :

#### a) facteurs primaires

- les basses températures ;
- les hautes pressions ;
- Présence d'eau dans le gaz.

#### b) facteurs secondaires

- Les hautes vitesses de circulation en créant une forte turbulence ;
- Les fluctuations de pression ;
- l'agitation ;
- Présence de petits cristaux d'hydrates qui peuvent jouer un rôle de catalyseur de réaction.

### II.2.1.3 Prévention des hydrates

La formation des hydrates peut être évitée en se plaçant en dehors des conditions thermodynamiques de formation. Ceci peut être réalisé en augmentant la température à une Pression donnée, ou en abaissant la pression à une température donnée.

Si c'est impossible, il est nécessaire pour éviter la formation des hydrates soit de réduire la teneur en eau du gaz par une opération de séchage soit d'utiliser des inhibiteurs.[3]

### II.2.2 Les modes de déshydratation

Les procédés de déshydratation du gaz peuvent être divisés en trois catégories :

- Inhibition par injection d'inhibiteur de formation d'hydrates ;
- Déshydratation par absorption dans le liquide ;

- Adsorption sur un agent desséchant solide activé.

### **II.2.2.1 Inhibition par injection d'inhibiteurs de formation d'hydrate**

#### **a) Injection de glycol**

Des composés organiques liquides sont généralement utilisés :

- l'éthylène glycol (E.G.) ;
- le di-éthylène glycol (D.E.G.) ;
- le tri-éthylène glycol (T.E.G.).

Ces solvants sont utilisés le plus fréquemment pour la déshydratation du gaz naturel dans les gazoducs (transport) plutôt que dans les usines cryogéniques.

En général, les glycols sont limités aux applications où il est nécessaire d'avoir des dépressions du point de rosée comprises entre 30 et 42°C atteignant des valeurs moyennes finales du point de rosée de l'ordre de - 20 °C (1000 ppm).

#### **b) Injection de méthanol**

Le méthanol est couramment utilisé dans les systèmes de collecte et de transport du gaz naturel, dans les usines de traitement de gaz, des injections intermittentes de méthanol sont fréquemment utilisées pour éviter les formations d'hydrates.

### **II.2.2.2 Déshydratation par absorption avec un solvant physique**

Le séchage du gaz naturel est assuré dans ce cas par le lavage à contre-courant avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau ; ce solvant est le plus souvent un glycol (T.E.G) à une température allant de 15 à 90 °C.

Le gaz déshydraté sort en tête de colonne le glycol sortant en fond est régénéré par distillation et recycle. Dans ce procédé le choix du solvant est très important, car doit procéder une grande affinité pour l'eau, une régénération facile et caractère non corrosif.

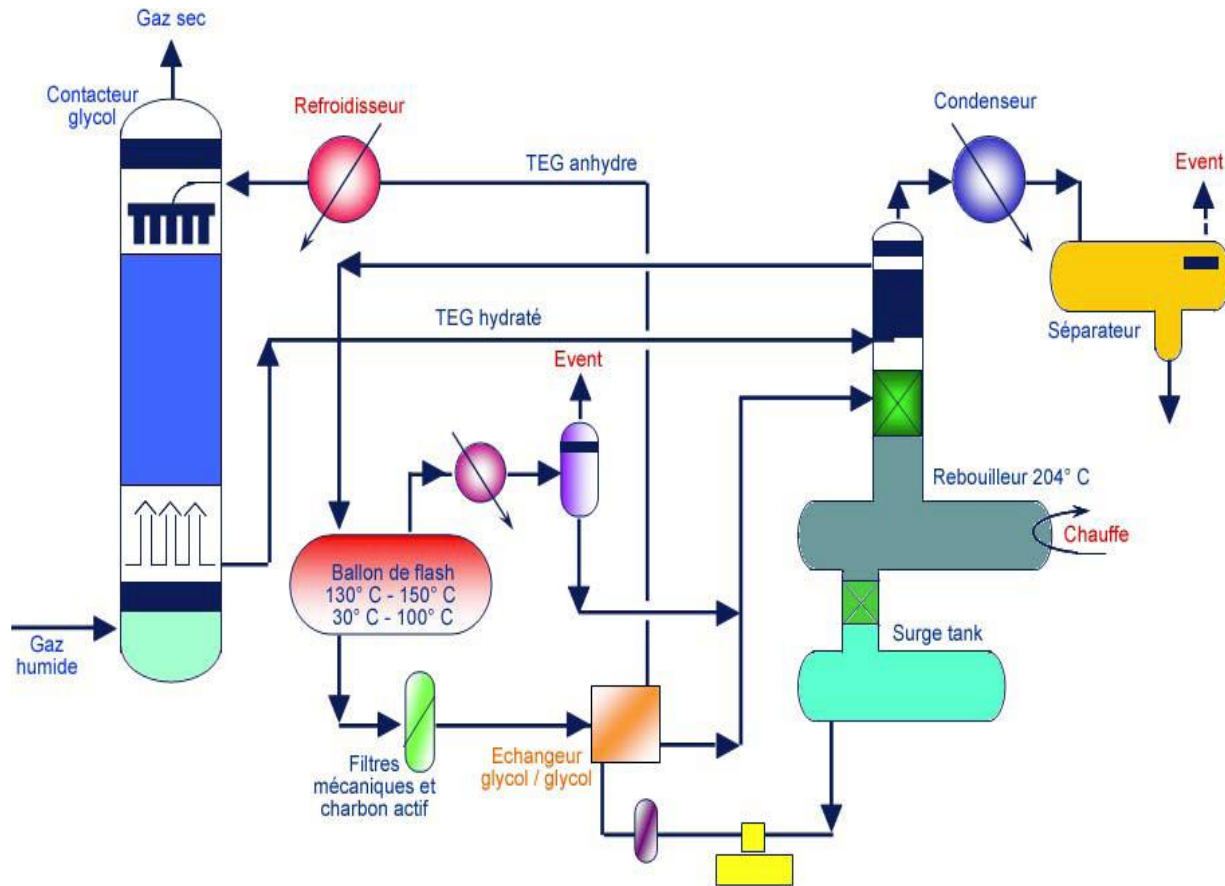


Figure II.1 : Procédé de déshydratation de gaz par absorption (glycol).

### II.2.2.3 Déshydratation par adsorption

Ce procédé est généralement utilisé lorsqu'une pureté élevée est recherchée. Il s'effectue dans un lit fixe ou il met en œuvre une phase solide présentant une grande surface spécifique, sur laquelle sont retenus de manière sélective les constituants à séparer.

Les adsorbants sont donc en générale caractérisé par une structure microporeuse conduisant à une surface spécifique très importante il peut s'agir d'alumine activé, de gel de silice, de charbon active ou d'un tamis moléculaire (zéolithes).

Ce type de déshydratation s'effectue en 3 étapes :

- adsorption à basse température et haute pression ;
- régénération par un gaz chaud :

- refroidissement par un gaz froid.

Le gaz riche en eau liquide ou vapeur, entre en tête de l'adsorbeur sous une haute pression et basse température (25 à 50 °C) et passe par le lit qui contient l'adsorbant ou il sera débarrassé de son humidité .lorsque le lit est saturé, du gaz chaud est envoyé pour régénérer l'adsorbant.

Après régénération et avant l'étape d'adsorption, le lit doit être refroidi. Ceci est réalisé en envoyant du gaz froid. Un filtre à poussière est placé en aval de chaque adsorbeur pour empêcher la poussière d'éroder l'équipement suivant.

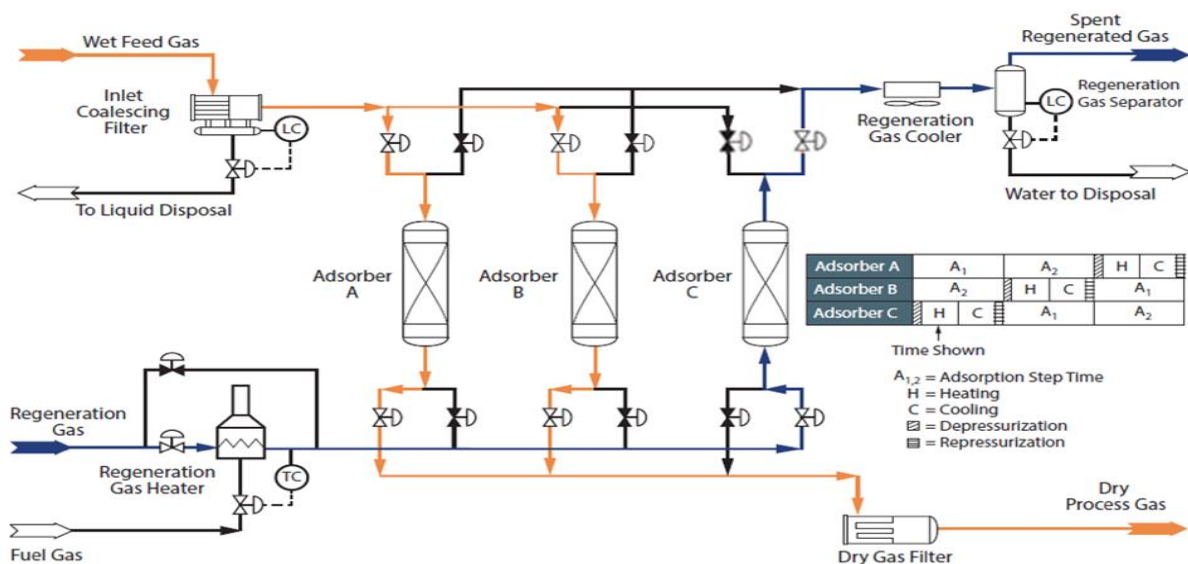


Figure II.2 : Procédé de déshydratation de gaz par tamis moléculaire.

## II.2.3 Théorie d'adsorption sur un lit fixe

### II.2.3.1 Zone de transfert de masse « ZMT »

A l'intérieur de la colonne d'adsorption contenant du tamis moléculaire, la quantité de matière pouvant être adsorbée du fluide porteur au lit de tamis moléculaire, s'effectue au sein d'une zone appelée : zone de transfert de masse.

Par définition, cette zone est la partie du lit dans laquelle la teneur en adsorbat diminue de la concentration initiale (à l'entrée) à la concentration finale (à la sortie). La zone de transfert de masse est influencée par :

- La vitesse superficielle du fluide à traiter ;
- La concentration de l'adsorbat dans la charge ;
- Pureté attendue de la charge (présence de molécules concurrentes).[5]

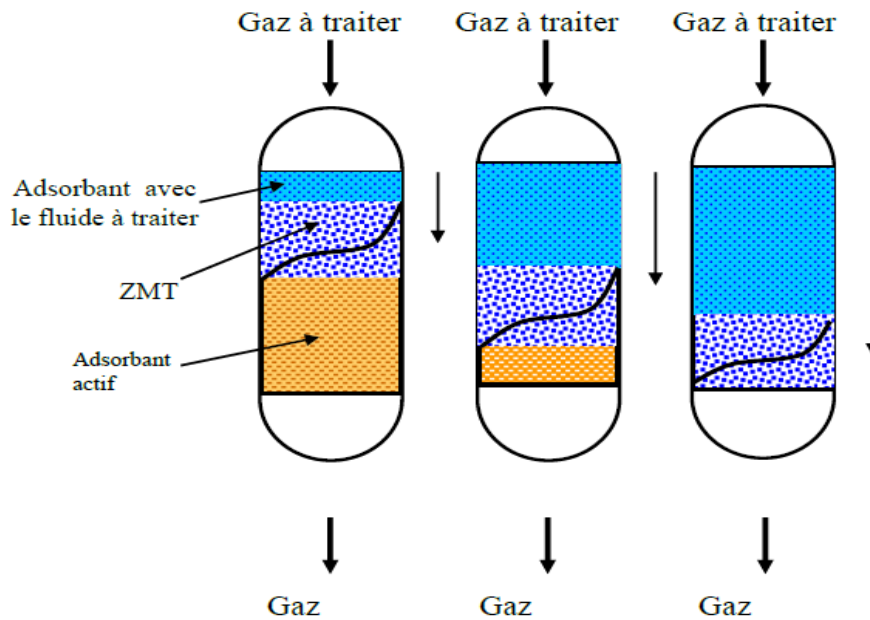


Figure II.3 : Evolution de la zone de transfert de matière au cours du temps.

### II.2.3.2 Evolution de la concentration de l'adsorbat dans un lit fixe

La zone de transfert de masse subit une variation ; les couches de l'adsorbant se saturent, ceci s'accompagne d'un déplacement de la ZMT jusqu'à atteindre la sortie de la colonne.

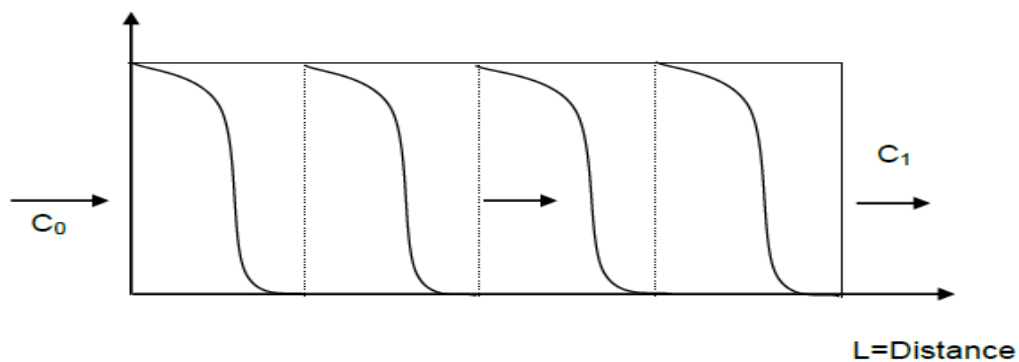


Figure II.4 : Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de l'adsorption.



### II.2.3.3 Temps de rupture et temps de saturation

L'instant où l'eau apparaît dans la charge à la sortie de la section de déshydratation s'appelle temps de rupture et il s'obtient quand le rapport  $C1/C0 = 5\%$ .

Si la charge continue son passage à travers le lit, on arrive à un instant où la concentration de l'eau dans l'effluent est presque égale à celle contenue dans la charge ( $C1/C0 = 95\%$ ), c'est le temps de saturation.

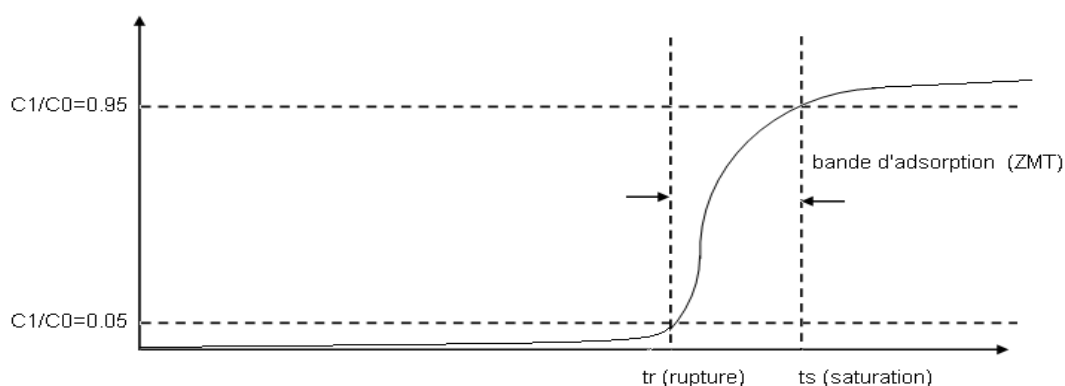


Figure II. 5 : Représentation d'une courbe de rupture.

### II.2.4 Type d'adsorbants

Les adsorbants les plus utilisés actuellement sont :

#### II.2.4.1 L'alumine activée

L'alumine activée permet d'atteindre des puretés élevées sur le gaz traité, la teneur en eau résiduelle pouvant être de l'ordre de ppm. Les hydrocarbures lourds sont adsorbés mais ne peuvent pas être ensuite désorbés au cours de la régénération. De ce fait, le gaz traité doit être sec ou dégazoliné.

#### II.2.4.2 Le Gel de silice (silicagel)

La teneur en eau dans le gaz traité par adsorption sur gel de silice est d'environ 10 ppm, Le silicagel est facilement régénéré à une température comprise entre 120 et 200 °C

Il adsorbe les hydrocarbures qui sont ensuite désorbés au cours de la régénération, il peut être utilisé pour séparer simultanément l'eau et la fraction condensât du gaz traité en respectant certaines

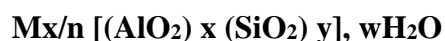
précautions d'emploi. Le silicagel est détruit par l'eau libre qui fait éclater les granules et étant de nature acide, réagit avec les bases.

### II.2.4.3 Les charbons actifs

Ils sont préparés à partir des matières organiques. Sont caractérisés par une porosité importante pour adsorber les hydrocarbures paraffinés et les produits organiques. Utilisés généralement pour l'adsorption des matières organiques contenues dans les eaux usées.

### II.2.4.4 Les tamis moléculaires (zéolithes)

Les tamis moléculaires sont des cristaux microporeux de silico-aluminates alcalins ou Alcalino-terreux de formule générale :



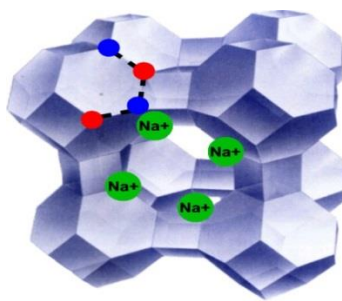
N'étant la valence du cation  $M$ ,  $x$  et  $y$  des nombres entiers avec  $y/x$  égal ou supérieur à 1 et  $w$  le nombre de molécules d'eau dans les mailles.

Le réseau cristallin est constitué par l'arrangement tridimensionnel de tétraèdres

$[SiO_4]$  et  $[AlO_4]$ - liés par leurs sommets. Ces enchaînements forment des polyèdres qui s'ordonnent selon une symétrie donnée pour fermer le cristal. L'espace vacant délimité par la charpente aluminosilicate est organisé en un réseau de cavités reliées par des pores de taille uniforme. Le diamètre effectif des pores, variables selon le type de zéolithe (tamis moléculaire), est du même ordre de grandeur (3 à 10 Å) que celui de la plupart des molécules organiques d'où le nom de tamis moléculaires donne à ce absorbant. Les cations  $M$  et les molécules d'eau constituant les espaces extra-charpente. Les cations compensent les charges négatives induites par les atomes d'aluminium de la charpente et peuvent faire l'objet d'échange pour ajuster les propriétés d'adsorption.

Leur nombre dépend de rapport Si/Al de la charpente. L'eau occupant le réseau poreux peut être désorbée par chauffage ou balayage de gaz sec, libérant ainsi un volume microporeux qui représente 20 à 50 % du volume du cristal. Les zéolithes utilisées sont de types : A (3Å, 4Å, 5Å), X et Y.

La nature de cation de compensation est un paramètre d'optimisation de la sélectivité de l'adsorbant. Ainsi la zéolithe A est synthétisée sous la forme Na qui présente un diamètre de pores effectif de 3,8 Å (type 4A). Par échange du Na avec du K on prépare le type 3A qui présente une ouverture de pore plus petite à cause de la plus grande taille de l'ion  $K^+$  ceci permet d'obtenir une zéolithe laissant entrer les molécules d'eau mais excluant les oléfines, utilisée pour le séchage des coupes oléfiniques.



**Figure II.6 :** Tamis moléculaire 4 Å.

### II.2.5 Influence de quelques paramètres sur l'unité d'adsorption

Les performances d'une unité d'adsorption sont influencées par un certain nombre de facteurs, certains de ces facteurs dépendent du système de lequel évolue l'adsorbant, d'autres sont fonctions de l'adsorbant lui-même. Cependant, ils exercent tous sans exception, une influence sur le phénomène de transfert de masse.

#### II.2.5.1 Zone de transfert de masse « ZMT »

A l'intérieur de la colonne d'adsorption contenant du tamis moléculaire, la quantité de matière pouvant être adsorbée du fluide porteur au lit de tamis moléculaire, s'effectue au sein d'une zone appelée : zone de transfert de masse.

Par définition, cette zone est la partie du lit dans laquelle la teneur en adsorbant diminue de la concentration initiale (à l'entrée) à la concentration finale (à la sortie). La zone de transfert de masse est influencée par :

- La vitesse superficielle du fluide à traiter ;

- la concentration de l'adsorbat dans la charge ;
- Pureté de la charge (présence de molécules concurrentes).

### **II.2.5.2 Température de service**

La capacité à l'équilibre des tamis moléculaires décroît au fur et à mesure que la température augmente. Tout phénomène d'adsorption s'accompagne d'un dégagement de chaleur (chaleur d'adsorption) et il en résulte une élévation de température. A cause de cet effet thermique la capacité utile de l'adsorbant se trouve donc réduit.

### **II.2.5.3 Pression de service**

La pression de service n'a pas une grande importance en ce qui concerne le comportement des tamis moléculaires, à partir du moment où elle se situe dans la gamme des valeurs habituellement utilisées dans les installations industrielles de traitement de gaz et de liquides. Toutefois, une augmentation de la pression globale du système provoque un accroissement de la pression partielle du produit à adsorber, et l'on prévoit dans ce cas une capacité d'adsorption plus élevée.

### **II.2.5.4 Concentration de l'adsorbat**

La capacité d'adsorption des tamis moléculaires augmente si la concentration du produit à adsorber croît. Le plus grand avantage des tamis moléculaires réside dans l'obtention de capacités d'adsorption élevées pour la grande concentration de produits à adsorber.

### **II.2.5.5 Phase**

La phase (liquide ou gazeuse), dans laquelle les tamis moléculaires opèrent influence très largement la hauteur de la zone de transfert de masse. La vitesse en phase d'adsorption en phase liquide est pratiquement égale à 1/10 de la vitesse d'adsorption en phase gazeuse.

Ceci signifie que la vitesse de passage d'un système liquide doit être relativement faible pour maintenir la hauteur de la zone de transfert de masse, et par conséquent celle de la colonne, dans un ordre de grandeur raisonnable.

### **II.2.5.6 Vitesse de passage**

La possibilité de compenser une vitesse de transfert de masse faible par un temps de contact prolongé est applicable dans certaines limites. Une vitesse de passage trop faible pourrait soulever des problèmes de distribution. En phase gazeuse la vitesse superficielle la plus favorable varie entre 5 et 15 mètres par minute.

Par ailleurs, on ne doit pas descendre en dessous de limite correspondant au régime turbulent, car au régime laminaire, le transfert de masse s'effectue dans une mauvaise condition. Par contre, une vitesse de passage trop élevée pourrait entraîner la formation de tourbillons.

### **II.2.6 Avantages et inconvénients de la déshydratation par adsorption**

Par rapport aux autres procédés de déshydratation, les unités de déshydratation par adsorption présentent les avantages suivants :

- aptitude à fournir des points de rosée très bas ;
- Insensibilité du dessicant aux variations modérées de température, de débit ou de pression du gaz.
- simplicité de fonctionnement et de conception des unités.
- non corrosif et non toxique.
- pertes de charge modérées.

Le procédé présente les inconvénients suivants :

- coût initial important ;
- besoins calorifiques pour la régénération relativement importants ;
- pertes de performances et d'efficacité avec le temps d'où nécessité de procéder à des changements.

# Chapitre III

Présentation de champ

Reggane (GRN)

### III.1 Introduction

Le secteur des hydrocarbures joue un rôle très important dans l'économie des pays vue leurs demandes et leurs utilisations devenues indispensable dans chaque foyer et dans chaque entreprise dans le monde. L'Algérie est classée parmi des plus grand pays exportateur de gaz naturel dans le monde il contient des plusieurs gisements de gaz

Le groupement Reggane comprenant Sonatrach, Repsol, RWE dea AG et Edison contribue activement au développement de la région. Les installations de surface incluant un système de collecte de gaz reliant les puits à un CPF (usine de traitement de gaz), où les effluents des puits sont traités pour répondre aux spécifications de vente, le gaz est ensuite comprimé et exporté vers le gazoduc GR5 via un pipeline de 75 Km de long. [4]

### III.2 Situation géographique de GRN

Le projet du Groupement Reggane est situé dans le bassin de Reggane à environ 1500 km au sud-ouest d'Alger où le climat est saharien.

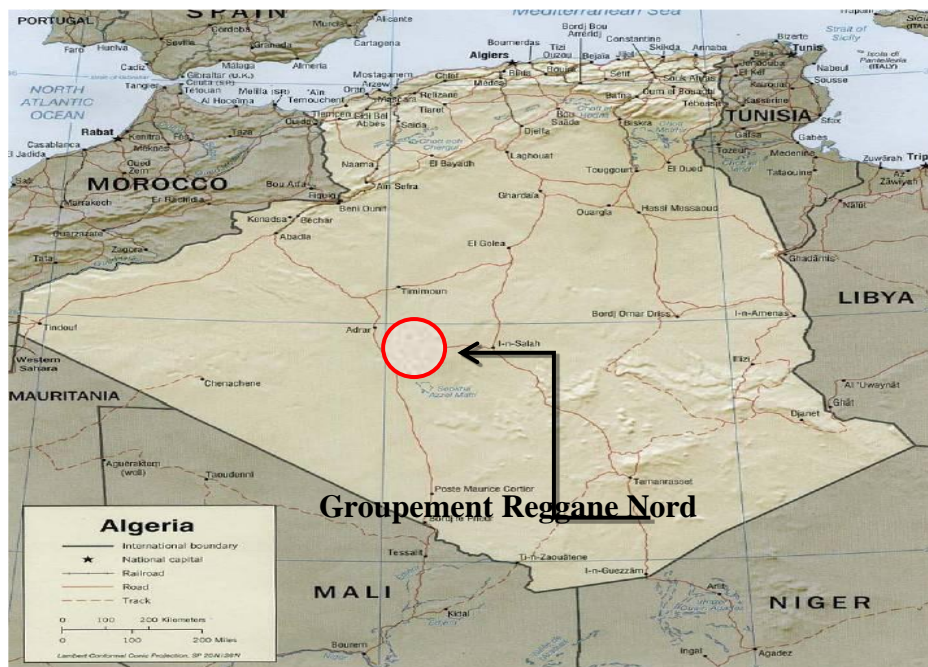


Figure III.1 : Plan de localisation du groupement Reggane Nord.

### III.3 Historique du champ GRN

L'unité de traitement de gaz est implantée au sud d'Adrar. Les travaux de construction ont débuté en 2015 sous le contrôle et la supervision de la compagnie Petrofac (U.E.A).

La construction du projet dont le Central Processing Facilities (CPF) a abouti suite à un contrat de partenariat entre le Groupement Reggane et PETROFAC. La partie engineering du projet a été confiée à PETROFAC, tandis que les travaux de construction ont été entrepris par l'entreprise sous-contractante LEAD.

#### III.3.1 Capacité du CPF

Le débit du gaz d'entrée au CPF doit être calculé en référence à :

- ✓ AGRU [Acid Gas Removal Unit = unité de désacidification].
- ✓ La consommation de gaz carburant.
- ✓ L'élimination de l'eau et récupération des condensats.

La capacité sera déterminée en tenant compte des exigences du temps d'arrêt et d'entretien.

**Tableau III.1:** Capacité de gaz de vente.

GSPA (Contrat d'approvisionnement et d'achat de gaz)	Vente de gaz	BCm <sup>3</sup> /y	2.81
	Vente de gaz	MMCM <sup>3</sup> /d	8.0
	Perte incluse (temps d'arrêt)	%	4.0
	Perte incluse (temps d'arrêt)	Jour	14
	Jour de fonctionnement (année normale)	Jour	351

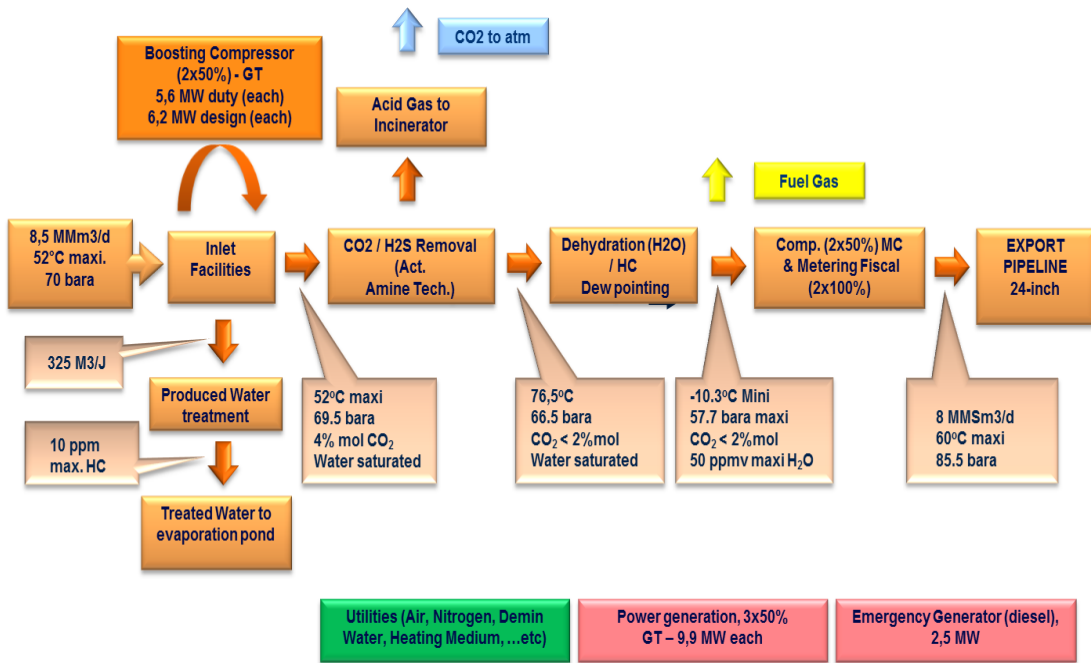
Les spécifications des produits issus de cette unité sont représentées sur le tableau suivant :



**Tableau III.2:** Spécifications des produits.

Produit	Spécification	Valeur
Gaz de vente	Pression	70.0 bar
	Température	60.0 °C
	Teneur en eau	< 50 ppmv
	Teneur H <sub>2</sub> S	< 1.8 mg/cm <sup>3</sup>
	Teneur CO <sub>2</sub>	< 2 % mol
Condensat	Pression de vapeur max	0.759 bar
	Teneur en eau	0.5 % Vol

**III.4 Description du processus de l'unité CPF**



**Figure III.2 :** Schéma Simplifié du processus.

#### **III.4.1 Installations d'entrées**

Au démarrage initial, toutes les lignes de gaz arrivant de puits (RG / KL-KLS / AZSE) fonctionnent à haute pression (pour maintenir la pression d'arrivée du CPF à 70 bar). La charge d'alimentation à travers ces 3 lignes entre dans le collecteur HP au CPF.

Des récepteurs de racleurs permanents (13104-SP-0101/23104-SP- 0101/33104-SP-0101) sont prévus pour ligne de gaz individuelle. De même le collecteur LP est prévu pour raccorder lignes de gaz arrivant de puits pendant le fonctionnement LP (CPF pression d'arrivée de 31 bar). Des vannes d'isolation sont fournies pour brancher n'importe quelle ligne de production soit sur le collecteur en fonction du profil de pression du champ.

Le gaz qui provient du collecteur HP, à une pression de 70 bar, entre dans une conduite de 18" vers le slug catcher HP (1411-V-101), qui a pour rôle d'éliminer une quantité de liquide (condensât et l'eau).

#### **III.4.2 Section boosting**

Les gaz provenant à une pression de 31 bar seront acheminés depuis le collecteur LP vers le slug catcher LP (1411-V-102) et ensuite vers le ballon d'aspiration (1460-V-101 A/B), le gaz sera comprimé dans les compresseurs (1460-K-101A/B), il va sortir à une pression de refoulement de 70 bar.

Ce gaz sera ensuite refroidi à une température de 50°C par des aéro-réfrigérants (1460-A-101 A/B), puis va être dirigé vers la ligne principale.

#### **III.4.3 Unité d'élimination des gaz acides (décarbonatation)**

Le gaz reçu des champs de puits devrait avoir un maximum de 5,3% en moles de CO<sub>2</sub> et 5 ppm d'H<sub>2</sub>S, qui doit être traité pour répondre aux spécifications du gaz commercialisé.

Les gaz provenant des installations d'entrée (HP Slug Catcher / LP booster Compresseur à l'avenir) passent par le séparateur d'entrée (1412-V-101), pour éliminer les traces de liquide. Ils sont en outre traités pour coaliser des gouttelettes libres, d'une taille de 1 µm, dans le coalesceur d'entrée (1412-V-102) et acheminés vers le contacteur (1412-T-101). [4]

Conformément à l'étude de DBO EPC (Design, Build & Operate Engineering, Procurement & Construction) et s'appuyant sur les informations d'exploration, le gaz se révèle être exempt de contamination par le mercure. Cependant, l'installation de connexions est maintenue pour connecter une unité de démercurisation à l'avenir si la teneur en Hg augmente.

### III.4.4 Section de Déshydratation

Le rôle de cette section est d'éliminer l'eau contenue dans le gaz afin d'éviter la formation d'hydrates dans la zone cryogénique (turbo-expander) où la température atteint  $-9^{\circ}\text{C}$ .

La teneur en eau du gaz d'alimentation est à la saturation. Celui-ci traverse de haut en bas les sècheurs contenant un lit de tamis moléculaires type 4 A° qui élimine et réduit la teneur en eau à moins de 50 ppm(v).

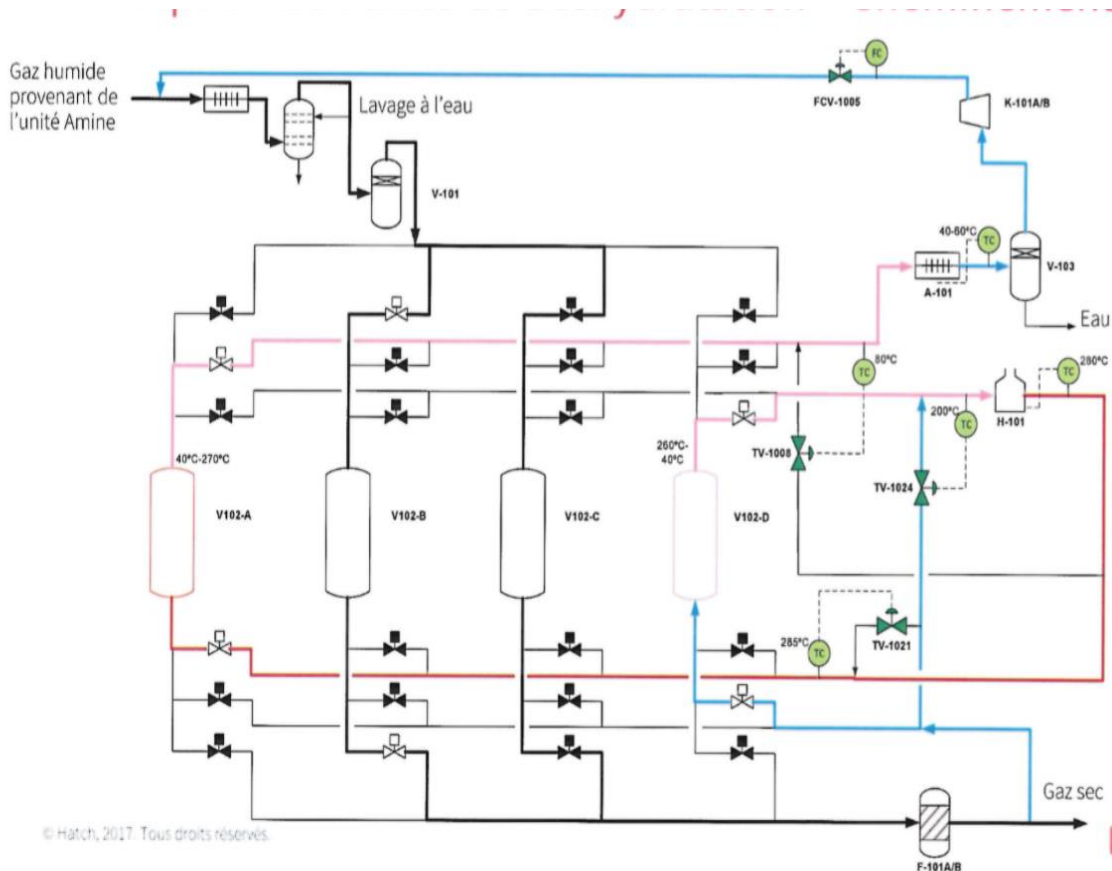


Figure III.3 : Schéma Conception de l'unité de déshydratation.

Deux filtres en aval des quatre sécheurs retiennent les éventuelles particules de poussière, d'une granulométrie de 0,3  $\mu\text{m}$ , afin d'éviter les bouchages dans les instruments de mesure et les équipements sensibles tel que la cold box 1414-E-201 ainsi que l'érosion de ces derniers.

Des hygromètres en ligne placés à la sortie de chaque sécheur servent à mesurer la teneur en eau du gaz séché en fonction du point de rosée.

Une partie de ce gaz déshydraté servira de gaz de régénération. En exploitation normale, deux sécheurs sont en phase de service en parallèle (adsorption) alors que le troisième et le quatrième sont en phase de régénération (chauffage ou refroidissement).

### III.4.5 Unité de contrôle du point de rosée des hydrocarbures

Le schéma de procédé se présente comme suit :

Le gaz entre dans l'échangeur gaz –gaz (1414-E-201) à une pression de 59.9 bar et une température de 59 °C, pour un premier refroidissement à une température de - 1°C .Il Passe ensuite à travers le séparateur (1414-V-201) d'admission turbo expandeur, où la phase liquide séparée est envoyée vers l'unité de traitement de condensat, tandis que la phase gazeuse subissant une détente dans le turbo-expandeur (1414-X-201) à une pression finale de 53.2 bar est à une température de - 7 °C. Le liquide obtenu après la détente est séparé dans le séparateur (1414-V-202) de refoulement turbo expandeur. [4]

Le gaz se dirige vers l'échangeur une autre fois pour céder ses frigories au gaz provenant de la section déshydratation et se réchauffe ainsi d'une température de -7 à 55 C°. Ce gaz résiduel est comprimé dans le compresseur (1414-K-201) du turbo expandeur avant d'être acheminé vers l'unité de compression d'export.

Le train fonctionne en mode Joule-Thomson pendant chaque arrêt et chaque démarrage, de même à 80% aussi longtemps que turbo–expandeur est indisponible.

**Remarque :** Il est à noter que lors de l'exploitation des puits moins riches, le dew point hydrocarbures dans le gaz à l'entrée du CPF sera selon les spécifications limites du gaz export. Par conséquent il est prévu le by-pass de l'ensemble de l'unité dew-pointing durant ce scénario.

### III.4.6 Unité de Recompression de Gaz de Vente

Le gaz traité quittant l'unité de dew pointing est recomprimé de telle sorte qu'il puisse être exporté vers le pipeline GR-5 se trouvant à 75 Kms au nord-est du CPF. Une fois le gaz traité au niveau des sections de désacidification, déshydratation et dew pointing, deux trains de Compresseurs d'Export (2 X 50%) (1419-K-101A / B) sont fournis afin d'augmenter la pression du gaz de vente pour pouvoir l'injecter à la pression au raccordement de GR-5 (71 bar). Chaque train est équipé d'un séparateur d'aspiration (1419-V-101A/B), et d'un aéro-réfrigérant (1419-A-101A/B).

### III.4.7 Comptage de gaz de vente et analyse online

Les systèmes de mesure du gaz sont installés comme suit:

- ❖ **Export Fiscal Gas Metering System:** pour mesurer la quantité de gaz de vente. Il comprend les instruments suivants : débitmètres à ultrasons, transmetteurs de pression, transmetteurs de température, calculateurs de débit et ordinateur de supervision redondant.

Des chromatographes pour l'analyse de composition selon les spécifications imposées.

- ❖ **Buy Back en Back flow :** Il est prévu pour la pressurisation et le démarrage initial de l'usine, de même qu'il servira d'alimentation de secours pour le fuel gaz. Il sera installé en parallèle avec le système de comptage.

- ❖ **Operational metering system:** il est installé au niveau de point de connexion avec GR5 pour confirmer le débit de gaz, d'autre part il permettra la détection des fuites tout au long du pipeline à travers le système PLMS (Pipeline Leak Monitoring System).

### III.4.8 Unité de traitement et stabilisation des condensats

Le condensat provenant du slug catcher et de tous les points de récupération à travers le CPF, doit être stabilisé et traité pour la compatibilité avec les spécifications d'utilisation et d'export. Le condensat stabilisé est utilisé comme combustible pour le four et l'incinérateur dans le CPF. L'excès sera transporté par des camions à la raffinerie de Touat après le comptage fiscal.

#### **III.4.9 Unité de traitement de l'eau produite**

L'unité de traitement d'eau produite reçoit les effluents à partir des trois sources principales qui sont l'hydrocyclone du slug catcher HP, le séparateur d'entrée condensat & dessaleur, et le ballon de gaz de régénération. L'eau produite est traitée dans la section de déshuilage pour la débarrasser de toutes traces d'hydrocarbures. Ensuite l'eau produite sera rejetée au bassin d'évaporation en conformité avec les lois Algériennes en matière de préservation de l'environnement. Le décret exécutif 06-141 du 19-04-2006 a été promulgué afin de définir les valeurs limites des rejets d'effluents liquides industriels.

# **Chapitre IV**

## Partie Calcul

## IV.1 présentation du problème

Après avoir éliminé le CO<sub>2</sub> dans la section de décarbonatation, le gaz traité passe dans la section de déshydratation dans le but de retirer toute trace d'eau susceptible de se solidifier dans les équipements cryogéniques.

En amont du sécheur, il y a un entraînement du liquide à partir du Coalescer V-101, Ce liquide engendrant les problèmes d'exploitation suivants :

- Création de chemins préférentiels dans les sécheurs, sachant que ces derniers sont conçus uniquement pour déshydrater une charge gazeuse, ce qui diminue l'efficacité de la déshydratation.
- Risque de condensation d'hydrocarbures liquides ou de condensation rétrograde dans le gaz d'alimentation en raison d'une faible température des gaz d'alimentation.
- La contamination du gaz à la sortie de la section de déshydratation, par l'eau provoque la formation d'hydrates qui entraîne le bouchage dans la partie cryogénique du procédé.
- Agglutination ou bris du tamis moléculaire entraînant la dérivation des gaz et une importante baisse de pression.
- Le vieillissement rapide des tamis moléculaires et la diminution de leur durée de vie qui provoque des changements fréquents du tamis due de colmatage de tamis moléculaire entraînant sa désactivation.
- Diminution de du débit du gaz a liquéfié afin d'éviter la saturation du tamis, d'où une réduction de la production.

### IV.1.1 Analyse du problème

Le gaz sortant se dirige ensuite vers le ballon séparateur ou coalescer (V-101) des sécheurs où les hydrocarbures lourds et l'eau libres condensés sont séparés et envoyés vers le décanteur des hydrocarbures.

Le gaz sortant en haut du ballon séparateur est envoyé vers le sécheur en service (V-102A/B/C/D) où la vapeur d'eau contenue dans le gaz est adsorbée par le tamis moléculaire.



Des modifications peuvent être proposées en installant des nouveaux ballons séparateurs pour améliorer les conditions d'exploitation et remédier au problème d'entraînement d'eau.

Le travail qui nous a été confié, dans le cadre de notre projet, est de vérifier le dimensionnement du sécheur (V-102A/B/C /D) afin de réaliser une déshydratation efficace à celle obtenue par l'ancien sécheur dans le but d'améliorer la production de gaz.

### IV.2 Partie Calcul

Les données de départ

Données sur les déshydrateurs V-102-A/B/C /D

Charge : GAZ Sec.

Données techniques :

- ✓ Nombre de sécheurs : 4 identiques (2 en service et 2 en régénération)
- ✓ Diamètre intérieur de la colonne : 3600 mm
- ✓ Hauteur totale du lit : 9700 mm = 31,824 ft
- ✓ Temps de cycle : 12 h
- ✓ Adsorption : 08 h
- ✓ Régénération : 4 heures b) Conditions opératoires du -design :
- ✓ Pression : 57.7- 66.4 bars.
- ✓ Température : 43-280 °C (Régénération), 40-60 °C (Adsorption) = 132,8 °F = 591 °R
- ✓ Débit gaz : 8.5 MMscf /day.
- ✓ Teneur en eau : 3700 ppmv (entrée sécheur)

b.1. Données sur l'adsorbant

- ✓ Tamis moléculaire : type "4A UOP UI 94 (1/8 ")
- ✓ Masse volumique du tamis tassé :  $720,77 \text{ kg/m}^3 = 45 \text{ lb/ft}^3$
- ✓ Diamètre moyen des particules : = 3,17 mm
- ✓ Masse d'adsorbant dans chaque sécheur : 35935 kg/sécheur

b.2. Gaz de régénération

✓ Débit gaz de régénération : 60700 Kg/h.

c) Conditions opératoires actuel : (date de prélèvement : 28/06/ 2020)

✓ Pression : 62 bars

✓ Température :  $50^{\circ}\text{C} = 122^{\circ}\text{F} = 581,4^{\circ}\text{R} = 323,15^{\circ}\text{K}$

✓ Débit gaz associé : 26416,5 kg/h .

#### **IV.2.1 Le dimensionnement d'un déshydrateur**

Pour dimensionner un sécheur, il est nécessaire avant tout de déterminer le diamètre interne, cette caractéristique est un indispensable pour la suite du calcul. Elle est basée sur le débit massique, et pour la plupart des adsorbants elle est limitée par la résistance de l'adsorbant à l'érosion ou à la perte de charge engendré à travers le lit.

**Tableau IV.1** : représente la composition de gaz entrée sécheur.

<b>Éléments</b>	<b>%Masse Molaire</b>	<b>Masse moléculaire Mi (g/mol)</b>	<b>Poids Moléculaire</b>
Methane (C1)	96,3442	16.049	15.46
Ethane(C2)	1,8635	30.08	0.561
Propane(C3)	0,2771	44.11	0.122
i-Butane (i C4)	0,0239	58.141	0.014
n-Butane (n C4)	0,0347	58,141	0.0201
i-Pentane (Ic5)	0,0100	72,17	0.0072
n-Pentane (n-C5)	0,0064	72,17	0.0046
n-Hexane (C6+)	0,0027	86,202	0.0023
CO <sub>2</sub>	1,0745	44,01	0.473
N <sub>2</sub>	0,3435	28,013	0.0962
Total	100		16,7604

#### **IV.2.1.1 Calcul du facteur de compressibilité Z**

a) Calcul des températures et pressions critiques de mélange : Les résultats de température critique et de pression critique de mélange représenté dans le tableau III.2.

**Tableau IV.2** : Propriétés critiques du gaz naturel.

Éléments	Y <sub>i</sub> % (mol)	Y <sub>i</sub> (mol)	T <sub>c</sub> (k)	Y <sub>i</sub> .T <sub>c</sub>	P <sub>c</sub> (psi)	Y <sub>i</sub> .P <sub>c</sub>
Méthane (C1)	96,3442	0,96342	191,1	184,10956	673,23	648 ,60324
Ethane(C2)	1,8635	0,01863	305,5	5,69146	708,54	13,2001
Propane(C3)	0,2771	0,00277	370	1,0249	617,4	1,71019
i-Butane (i C4)	0,0239	0,000239	408,1	0,09753	529,2	0,12647
n-Butane (n C4)	0,0347	0,000347	425,2	0.14754	551,25	0,19128
i-Pentane (Ic5)	0,0100	0,001	461	0,461	483,63	0,48363
n-Pentane (n-C5)	0,0064	0,000064	469,8	0,03006	489,53	0,03132
n-Hexane (C6+)	0,0027	0,000027	507,9	0,01371	439,53	0.01186
CO <sub>2</sub>	1,0745	0,010745	304,2	3,26862	1073,45	11,53422
N <sub>2</sub>	0,3435	0,003435	126,2	0,43349	492,45	1,69156
Totale	100	1		195,130333		677,57201

T<sub>ci</sub> : Température critique du constituant i ;

P<sub>ci</sub> : Pression critique du constituant i;

Y<sub>i</sub> : fraction molaire du constituant i ;

b) Détermination de la pression et température réduites:

T<sub>rm</sub> : Température réduite du mélange, elle est donnée par:

$$T_{rm} = \frac{T}{T_{cm}}$$

T<sub>cm</sub> : Température critique du mélange [195,130K];

$T$  : Température de service, [323,15 k];

$$T_{rm} = 1,656$$

$P_{rm}$  : Pression réduite du mélange, elle donnée par :

$$P_{rm} = \frac{P}{P_{cm}}$$

$P_{cm}$  : pression critique du mélange [677,572psia];

$P$  : pression de service, [899,234 psi];

$$P_{rm} = 1.327$$

Facteur de compressibilité est:

D'après l'abaque universel de figure. A.I. (annexe)

A ( $T_{rm} = 1,656$  et  $P_{rm} = 1,327$ ) nous trouvons

$$Z = 0.9$$

#### IV.2.1.2 Calcul de la densité relative du gaz

$$d_g = \frac{M_g}{M_{air}} = \frac{16,7604}{29}$$

$$d_g = 0.577$$

#### IV.2.1.3 Calcul de la masse volumique du gaz

$$\rho_g = 0,00149406 \times \left( \frac{P \times M_g}{Z \times T} \right)$$

$$\rho_g = 0,00149406 \times \left( \frac{899,234 \times 16,760}{0.9 \times 581,4} \right)$$

$$\rho_g = 0,041 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 2,559 \text{ lb/ft}^3$$

#### IV.2.1.4 Calcul de la vitesse d'écoulement du gaz

La vitesse de masse d'écoulement du gaz est donnée par la formule suivante :

$$G = (C \times \rho_t \times \rho_g \times d_p \times g)^{0.5}$$

$C$  : Constante = 0.033 ;

$\rho_t$  : Masse volumique de dessicant (tamis) [45 lb/ft<sup>3</sup>] ;

$\rho_g$  : Masse volumique de gaz ;

$d_p$  : Diametre des particules [0,0104 ft ] ;

$g$  : Accélération de la pesanteur [32,2 ft / s<sup>2</sup>] ;

Donc :

$$G = (0,033 \times 45 \times 2,559 \times 0,01042 \times 32,2)^{0.5}$$

$$G = 1,278 \text{ lb} / \text{ft}^2 \cdot \text{s}$$

Afin d'éviter tous les phénomènes d'écrasement et de cassure des particules de tamis, il est nécessaire que la vitesse de l'écoulement ne dépasse pas la valeur limite de vitesse calculée

#### IV.2.1.5 Calcul de la vitesse superficielle de gaz au travers du déshydrateur

La vitesse superficielle du gaz est donnée par l'équation suivant :

$$V_g = \frac{G \times T \times Z}{162 \times d_g \times P}$$

$G$  : la vitesse d'écoulement du gaz [ lb / ft<sup>2</sup> .h] ;

$T$  : température de service [°R] ;

$P$  : pression de service, [ psia] ;

Donc :

$$V_g = \frac{4600,8 \times 581,4 \times 0,9}{162 \times 0,577 \times 899,234}$$

$$V_g = 28,640 \text{ ft / min.}$$

### IV.3 Calcul du diamètre minimum du déshydrateur

$$D_{min} = \left( \frac{4 \times S}{\pi} \right)^{0,5}$$

S: Surface d'écoulement :

$$S = \frac{q_g}{G}$$

$q_g$ : débit massique du gaz ;[Ib/h] ;

$G$  : vitesse de masse d'écoulement du gaz [Ib /ft<sup>2</sup> ] ;

Nous avons deux déshydrateur fonction en parallèle donc le débit de gaz d'alimentation se divise en deux :

$$q_g = \frac{Q}{2} = \frac{582384,134}{2} = 291192,067 \text{ Ib /h}$$

$$S = \frac{q_g}{G}$$

$$S = \frac{291192,134}{4600,8} =$$

$$S = 63,2916 \text{ ft}^2$$

Le Diamètre minimal du déshydrateure est:

$$D_{min} = \left( \frac{4 \times S}{\pi} \right)^{0,5} = \left( \frac{4 \times 63,2916}{3,14} \right)^{0,5}$$

$$D_{min} = 8,979 \text{ ft} = 2,73 \text{ m}$$

#### IV.4 Calcul de la quantité de tamis moléculaire pour adsorption

Quantité de tamis moléculaires nécessaire pour un cycle de 12 h :

$$M_t = \frac{q_{eau}}{M_{util}}$$

$q_{eau}$  : la quantité d'eau à absorber pendant un cycle de 12 h.

$M_{util}$  : Capacité d'absorption utile :

a) Capacité s'adsorption utile

Capacité d'adsorption théorique du tamis moléculaire type 4 A° 1/8'' est : 22 Kg d'eau /100 Kg de tamis

Cap = 22 × 1 = 22 Kg d'eau / 100 Kg tamis.

$M_p$  : Capacité d'absorption pratique

$M_p = 22$  Kg d'eau /100 Kg tamis.

Lorsque le tamis moléculaire est régénéré il contient une teneur résiduelle ( $Y_r$ ) de :

$Y_r = 0,2$  Kg d'eau / 100 Kg tamis

Capacité d'adsorption utile ( $M_{util}$ ) = adsorption pratique - teneur résiduelle

$M_{util} = 22 - 0,2 = 15,2$  Kg d'eau / 100 Kg de tamis.

$M_{util} = 21,8$  Kg d'eau /100 Kg de tamis

b) La quantité d'eau à adsorber

La quantité d'eau a adsorbée pendant le cycle d'heures dans un déshydrateur :

$$Q_{eau} = 184,626 \left( Ib \frac{H_2O}{MMscf} \right) \times 202,896 \left( \frac{MMscf}{d} \right) \times \left( \frac{1}{24} \right) \left( \frac{d}{hr} \right) \times 12 ;$$

$$Q_{eau} = 18729,938 Ib \frac{H_2O}{Cycle} ;$$

La quantité de tamis moléculaire

$$M_t = \frac{18729,938 \times 100}{21,8}$$

$$M_t = 85917,146 Lb$$



## IV.5 La Hauteur de lit

### IV.5.1 Calcul du flux d'adsorption d'eau

Le flux d'adsorption d'eau est donné par l'équation suivant :

$$q_{eau} = \frac{\left(\frac{Q}{2}\right) \times Y_w \times 4}{D^2 \times \pi \times 24}$$

Q : Débit volumique du gaz [310,248 MMScf/Day] ;

D : Diamètre de lit [ft] ;

$Y_w$  : Teneur en eau dans l'alimentation, (lb H<sub>2</sub>O/MMScf de gaz) ;

En utilisant l'abaque donnant la teneur d'eau dans le gaz (Annexe figure -A.II) :

A (T = 122°F et P = 899,234 psi), on trouve  $Y_w = 110$  lb H<sub>2</sub>O/MMScf de gaz

Le résultat des flux d'adsorption d'eau dans le cas de diamètre minimal

$$q_{eau} = 11,23 \text{ [lbH}_2\text{O/h.ft}^2\text{]}$$

### IV.5.2 Calcul de la hauteur de la zone de transfert de mass

La zone de transfert de masse est donnée par l'équation suivant :

$$h_z = A \times \left[ \frac{q_{eau}^{0,7895}}{V_g^{0,5506} \times R_s^{0,2646}} \right]$$

A : constante, pour les tamis moléculaires [ A =225] ;

$h_z$  : hauteur de la zone de transfert de masse [ft] ;

$q_{eau}$  : quantité d'eau dans le gaz par unité de surface du déshydrateur [lb / hr . ft<sup>2</sup>] ;

$V_g$  : vitesse superficielle du gaz [ft / min] ;

$R_s$ : Saturation relative du gaz d'entrée en % [100% pour notre cas] ;

La hauteur de la zone de transfert de masse dans le cas de diamètre minimal :

$$h_z = 7,065 \text{ ft}$$

### IV.5.3 Hauteur minimale (d'adsorption) du déshydrateur

La hauteur d'adsorption du déshydrateur est donnée par l'équation suivant :

$$h_{ad} = \frac{\theta_B \times q_{eau}}{0.01 \times X \times \rho_t}$$

$X$  : Capacité d'adsorption à 1100 cycles [10,9%] ;

$\theta_B$  : Le temps d'adsorption [8h] ;

$\rho_t$  : Mass volumique d tamis moléculaire [45 Lb/ft<sup>3</sup>].

$L_a$  : Hauteur minimale du déshydrateur dans le cas de diamètre minimal est égale :

$$h_{ad} = 13,495 \text{ ft}$$

Hauteur total de déshydrateur :

La hauteur totale de tamis moléculaire étant la somme des hauteurs de la zone d'adsorption et de la zone de transfert de matière en tenant compte également d'une hauteur de sécurité supplémentaire de la zone d'adsorption de 10 % correspondant à un fonctionnement de 48 mn en plus.

$$h_t = 1,1h_{ad} + h_z$$

La hauteur total de déshydrateur dans le cas de diamètre minimal

$$h_t = 21,90 \text{ [ft]}.$$

### IV.5.4 La masse totale du tamis moléculaire

La masse totale du tamis moléculaire est donnée par l'équation suivant :

$$M_t = \frac{\rho_t \times \pi \times D^2 \times h_t}{4}$$

$\rho_t$ : masse volumique de tamis moléculaire [45 Lb/ft<sup>3</sup>]

$h_t$  : hauteur totale de lit.

$D$  : diamètre de lit

La masse du tamis moléculaire dans le cas de diamètre minimal

$$M_t = 56396,299$$

## IV.6. Calcul les pertes de charge à travers le déshydrateur

### IV.6.1 Calcul des pertes de charge à travers le lit de tamis moléculaire 1/8''

Les pertes de charge à travers le lit de tamis moléculaire est donnée par l'équation suivant :

$$\frac{\Delta P}{H} = A \times \mu \times V_g \times B \times \rho_g \times V_g^2$$

$\mu$  : Viscosité dynamique en centipoises ;

$\rho_g$  : Masse Volumique de gaz [Kg / m<sup>3</sup>] ;

V : vitesse superficielle [ m / min ] ;

A, B: constantes ;

H : hauteur totale de lit actuel [5,2 m],

Donc :

$$\frac{\Delta P}{H} = 0,054 \times 0,012 \times 2,559 + 1,9 \times 10^{-5} \times 40,995 \times 2,896^2$$

$$\Delta P = 0,093 \text{ bar.}$$

### IV.6.2 Calcul des pertes de charge à travers les billes de céramique

Les pertes de charge à travers les billes de céramique est donnée par l'équation suivant :

$$\frac{\Delta P}{H} = \left[ 0,025 \times \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \times \mu \times \frac{V_g}{D_p} \right] + \left[ 4,861 \times 10^{-6} \times \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \times d_g \times \frac{V^2}{D_p} \right]$$

$\mu$  : Viscosité dynamique en Centipoises ;

$d_g$  : Densité du gaz [ Kg / m<sup>3</sup>] ;

$V_g$  : Vitesse superficielle en [m / mn] ;

$D_p$  : Diamètre équivalent des billes en [mm] ;

$\varepsilon$  : Pourcentage de vide.

**IV.6.3 Calcul des pertes de charge à travers les billes de céramique 1/2''**

$$\frac{\Delta P}{h_1 + h_2} = \left[ 0,025 \times \frac{(1 - 0,4)^2}{0,4^3} \times \mu \times \frac{2,896}{12,7} \right] + \left[ 4,861 \times 10^{-6} \times \frac{(1 - 0,4)}{0,4^3} \times 104,913 \times \frac{2,896^2}{12,7} \right]$$

$$\frac{\Delta P}{h_1 + h_2} = 0.00354$$

$$h_1 + h_2 = 0,150 + 1,175 = 0,325$$

$$\Delta P = 0.00115 \text{ bar}$$

**IV.6.4 Calcul des pertes de charge à travers les billes de céramique 1/4''**

$$\frac{\Delta P}{h_3} = \left[ 0,025 \times \frac{(1 - 0,37)^2}{0,37^3} \times \mu \times \frac{2,896}{6,35} \right] + \left[ 4,861 \times 10^{-6} \times \frac{(1 - 0,4)}{0,37^3} \times 104,913 \times \frac{2,896^2}{6,35} \right]$$

$$\frac{\Delta P}{h_3} = 0.00945 \text{ bar /m}$$

$$\Delta P = 0.00526 \times 0,075$$

$$\Delta P = 0,00071 \text{ bar.}$$

**IV.6.5 Pertes de charge totale au travers du déshydrateur**

Les pertes de charge totale est donnée par l'équation suivant :

$$\Delta P_{totale} = \Delta P_{tamis\ moléculaire} + \Delta P_{céramique}$$

Donc :

$$\Delta P = 0,948 \text{ bar.}$$

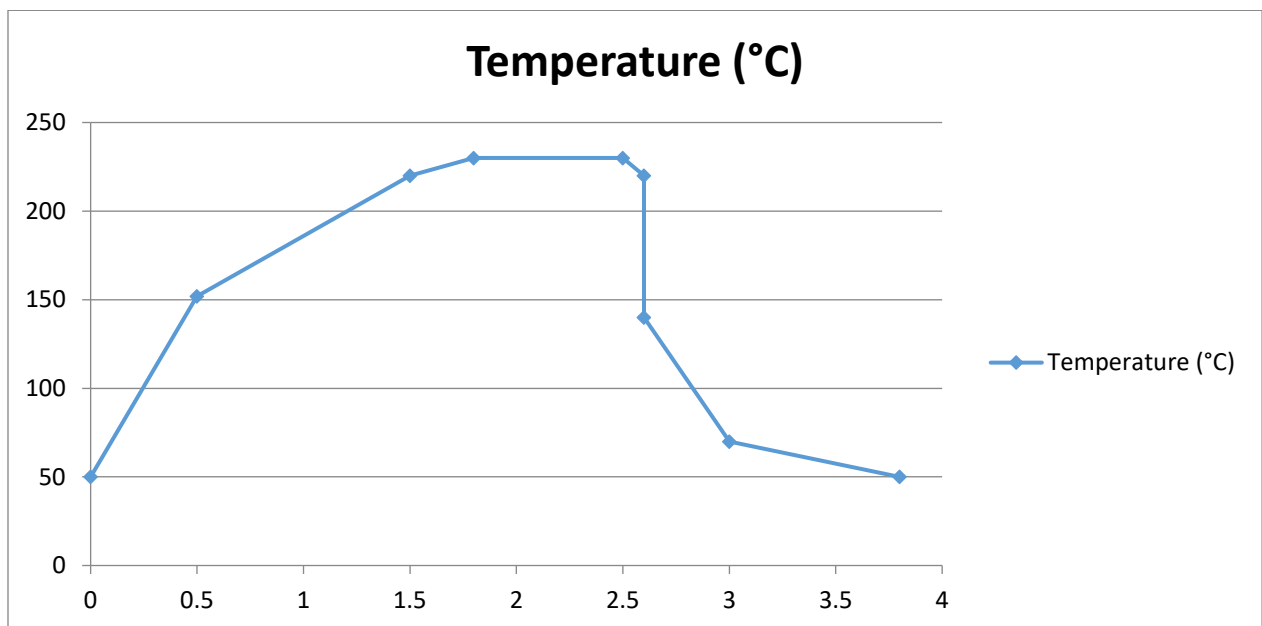
## IV.7 Calcul du débit de gaz de régénération

### IV.7.1 Phase de chauffage

La quantité de chaleur fournie pour la régénération est égale à la chaleur nécessaire pour le chauffage du déshydrateur plein de la température  $T = 50^{\circ}\text{C}$  à la température de régénération. Cette quantité de chaleur est la somme des énergies suivantes :

- chauffage du lit du tamis
- chauffage des billes en céramiques
- chauffage de la colonne vide
- chauffage et désorption de l'eau
- chauffage et désorption des hydrocarbures liquides entraînés
- les pertes vers l'extérieur

La variation de la température des particules de tamis contenue dans le déshydrateur en fonction du temps de régénération est représentée dans la figure III.1



**Figure IV.1 :** Evolution de la température du lit en fonction du temps de régénération.

### IV.7.2 Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le lit de tamis moléculaires

La quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le lit de tamis moléculaires est donnée par l'équation suivant :

$$Q_{tm} = m_{tm} \times Cp_{tm} \times (T_{régénération} - T_{adsorption})$$

Où :

$m_{tm}$  : Masse du tamis moléculaire contenu dans la colonne [Lb] ;

$Cp_{tm}$  : Chaleur spécifique du tamis moléculaire [Btu /Lb °F] ;

Donc :

$$Q_{tm} = 79221,781 \times 0,2 \times (527-122)$$

$$Q_{tm} = 6416964,286 \text{ Btu.}$$

### IV.7.3 Quantité de chaleur absorbée par le métal (virole)

La quantité de chaleur absorbée par le métal est donnée par l'équation suivant :

$$Q_m = m_m \times Cp_m \times (T_{régénération} - T_{adsorption})$$

Où :

$m_m$  : Masse du tamis moléculaire contenu dans la colonne [Lb] ;

$Cp_m$  : Chaleur spécifique du tamis moléculaire [Btu /Lb °F] ;

Donc :

$$Q_{tm} = 326340 \times 0,12 \times (527-122)$$

$$Q_{tm} = 15860124 \text{ Btu.}$$

### IV.7.4 Quantité de chaleur absorbée par les billes de céramique

La quantité de chaleur absorbée par les billes de céramique est donnée par l'équation suivant :

$$Q_c = m_c \times Cp_c \times (T_{régénération} - T_{adsorption})$$

Où :

$m_c$  : Masse du tamis moléculaire contenu dans la colonne [Lb] ;

$Cp_c$  : Chaleur spécifique du tamis moléculaire [0.25Btu /Lb °F] ;

#### IV.7.5 Calcul de la masse des billes de céramique :

La masse de céramique est donnée par l'équation suivant :

$$m_c = \times V'_c \times \rho_c$$

Avec:

$$V'_c = V_c \times (1 - \varepsilon)$$

$$V_c = S \times h$$

$V'_c$  : Volume réel de céramique ;

$\rho_c$ : Masse volumique de céramique [2300 Kg / m<sup>3</sup>] ;

$V_c$  : Volume de céramique ;

$S$  : Section du déshydrateur [9,621 m<sup>2</sup>] ;

$h$  : Hauteur de céramique ;

$\varepsilon$ : Pourcentage de vide ;

a) Masse des billes de céramique

: On a :

Hauteur des billes de céramique  $1/2'' = 0,175 + 0,150 = 0,325$  m

$$\varepsilon = 0,4$$

Donc :

$$V_{c\ 1/2''} = 9,62 \times 0,325 = 3,125 \text{ m}^3.$$

$$V'_{c\ 1/2''} = 3,125 \times 0,6 = 1,875 \text{ m}^3$$

$$m_{C\ 1/2"} = 1,875 \times 2300$$

$$m_{C\ 1/2"} = 2100\text{ kg}$$

c) Masse des billes de céramique 1/4" est :

Hauteur des billes de céramique 1/4" = 0,0075 m

$$\varepsilon = 0,37$$

*Donc :*

$$V_{C\ 1/4"} = 9,62 \times 0,007 = 0,721\text{m}^3.$$

$$V'_{C\ 1/4"} = 0,721 \times 0,63 = 0,454\text{m}^3$$

$$m_{C\ 1/4"} = 0,454 \times 2300$$

$$m_{C\ 1/4"} = 1120\text{ kg}$$

$$m_{C\ 1/8"} = 1120\text{ kg}$$

$$m_{SG} = 2080\text{ kg}$$

d) Masse totale des billes de céramique :

La masse totale des billes de céramique est :

$$m_C = m_{C\ 1/2"} + m_{C\ 1/4"} + m_{C\ 1/8"}.$$

$$m_C = 6421\text{ kg} = 14155,87$$

$$m_C = 11812,024\text{ lb}$$

Donc la quantité de chaleur absorbée par la céramique est :

$$Q_C = 14155,87 \times 0,25 \times (536 - 140)$$

$$Q_C = 1401413,13\text{Btu}$$



#### IV.7.6 Quantité de chaleur nécessaire pour désorber l'eau

La quantité de chaleur nécessaire pour désorber l'eau est donnée par l'équation suivant :

$$Q_e = (m_e \times Cp_e \times \Delta T) + (m_e \times \Delta H_e)$$

Où :

$m_e$  : Quantité d'eau adsorbée par cycle [lb] ;

$Cp_e$  : Chaleur spécifique du tamis moléculaire [0.25Btu /Lb °F] ;

$\Delta H_e$  : Chaleur latente de désorption de l'eau [Btu / Lb ] ;

$$\Delta T = (T_{régénération} - T_{adsorption})$$

Donc :

$$Q_e = (3939,881 \times 1 \times (527 - 122)) + 3939,881 \times 580$$

$$Q_e = 3880782,886 \text{ Btu}$$

#### IV.7.7 Quantité de chaleur nécessaire pour désorber les hydrocarbures

La quantité de chaleur nécessaire pour désorber les hydrocarbures est donnée par l'équation suivant :

$$Q_{hc} = (m_{hc} \times Cp_{hc} \times \Delta T) + (m_{hc} \times \Delta H_{hc})$$

Où :

$m_{hc}$  : quantité d'hydrocarbure adsorbée par cycle [lb] ;

$Cp_{hc}$  : chaleur spécifique du gaz [0, 91 Btu / Lb °F] ;

$\Delta H_{hc}$  : chaleur latente de désorption des hydrocarbures (Btu / Lb) ;

La quantité d'hydrocarbures adsorbée représente 10% de la masse d'eau adsorbée par les tamis moléculaires.

$$m_{hc} = 0,1 \times m_e$$

$$m_{hc} = 0,1 \times 3939,881 = 393,988 \text{ Ib}$$

Donc :

$$Q_{hc} = (393,988 \times 0,91)(527 - 122) + 393,988 \times 100$$

$$Q_{hc} = 184603,129 \text{ Btu}$$

#### IV.7.8 Les pertes de chaleur au travers du déshydrateur et des conduites

Les pertes de chaleur au travers les parois du déshydrateur et les conduites sont estimées à 10% de la quantité de chaleur globale calculée.

#### IV.7.9 Quantité de chaleur totale à fournir

La quantité de chaleur totale à fournir est donnée par l'équation suivant :

$$Q_f = 1,1(Q_{tm} + Q_m + Q_c + Q_{he})$$

Donc :

$$Q_f = 1,1(6416964,286 + 1195967,432 + 3880782,886 + 184603,1291 + 15860124)$$

$$Q_f = 30292285,91 \text{ Btu}$$

La quantité de chaleur totale à fournir par heure :

La durée de chauffage est 2,1 heures :

$$Q_{chauffage} = \frac{Q_{fournie}}{2,1}$$

$$Q_{chauffage} = \frac{30292285,9}{2,1}$$

$$Q_{chauffage} = 14424898,05 \text{ Btu/h}$$

#### IV.8.Débit de gaz de régénération en phase de chauffage

Le débit de gaz de régénération en phase de chauffage est donné par l'équation suivant :

$$g_{ch} = \frac{Q_{ch}}{Cp_{ch} \times (T_f - T_{moy})}$$

Où :

$g_{ch}$  : Débit de gaz de régénération calculé [Lb / hr] ;

$Cp_{ch}$  : Chaleur spécifique du gaz de régénération [Btu / Lb°F] ;

$\Delta T_{moy}$ : Température moyenne [°F] ;

Calcul la température moyen de régénération en phase de chauffage :

$$T_A = (T_1 + T_2)/2 = (120,2+318,2)/2 = 219,2^\circ F$$

$$T_B = (T_1+ T_3)/2 = (318,2+435,2)/2 = 376,7^\circ F$$

$$T_4 = 465,8^\circ$$

$$T_{moy} = \frac{T_A + T_B + T_4}{3} = \frac{219,2 + 376,7 + 465,8}{3} = 351,9^\circ F$$

Donc

$$g_{ch} = \frac{14424898,05}{0,659 \times (465,8 - 351,9)}$$

$$g_{ch} = 195612,7917 \text{ Lb/ h}$$

En pratique le débit de gaz de régénération est majoré de 10% par rapport au débit calculé

$$g'_{ch} = g_{ch} \times 1,1$$

$$g'_{ch} = 215174,0709 \text{ Lb /hr}$$

#### IV.9. Phase de refroidissement

Dans la phase de refroidissement on ramène la température des colonnes de 275 °C à 50 °C, il s'agit donc d'éliminer les trois chaleurs suivantes :

- Quantité de chaleur à éliminer du tamis moléculaire = 6416964,286 Btu
- Quantité de chaleur à enlever du métal (virole) = 15860124 Btu
- Quantité de chaleur à enlever des billes de céramique: = 1195967,432 Btu

#### IV.10. Quantité de chaleur totale à enlever

La quantité de chaleur totale à enlever est donnée par l'équation suivant :

$$Q_r = (Q_{r_{tm}} + Q_{r_m} + Q_c + Q_{r_e})$$

$$Q_r = 6416964,286 + 15860124 + 1195967,432$$

$$Q_r = 23473055,72 \text{ Btu}$$

La durée de refroidissement est 1,9 h :

$$Q_r = \frac{23473055,72}{1,9}$$

$$Q_r = 12354239,85 \text{ Btu /hr}$$

#### IV.11 Débit de gaz de régénération en phase de refroidissement

Le débit de gaz de régénération en phase de refroidissement est donné par l'équation suivant

$$g_r = \frac{Q_r}{Cp_r \times \Delta T_r}$$

Où :

$g_r$  : Débit de gaz de régénération calculé [Lb / hr] ;

$Cp_r$  : Chaleur spécifique du gaz de refroidissement [Btu / Lb °F] ;

$\Delta T_r$  : Différence de température moyenne ;

$$g_r = \frac{12354239,85}{0,8 \times 180}$$

$$g_r = 85793,332 \text{ lb /hr}$$

En pratique le débit de gaz de régénération est majoré de 10% par rapport au débit calculé :

$$g'_r = g_r \times 1,1$$

$$g'_r = 85793,332 \times 1,1$$

$$g'_r = 94372,665 \text{ Lb/hr}$$

#### IV.12. Résultats et discussions

Le tableau si dessous représenté tous les résultats obtenus lors du dimensionnement du déshydrateur dans les conditions opératoires du design période d'été.

**Tableau IV.3:** Résultats de calcul obtenus (cas été).

Paramètre	Résultats
Coefficient de compressibilité Z	0.9
Teneur en eau (lbH <sub>2</sub> O/ MMScf de gaz)	18729.93888
Diamètre minimal de la colonne (m)	2.73
Hauteur de tamis (m)	21.910
Quantité de tamis (kg)	56396,299
Les pertes de charge (bara)	0.948
Débit de gaz de régénération (kg/hr)	33484.543

##### IV.12.1 Comparaison des résultats avec le design

Le tableau suivant il représente une comparaison entre les résultats calculés du design et qui est représentant le design réellement.

**Tableau IV.4:** Comparaison des résultats du design.

Paramètre	Design	Cas Été
Diamètre minimal de la colonne (m)	3.6	2.75
Teneur en eau (ppmv)	3914	3888.224
Hauteur de tamis (m)	8.18	7.3368
Quantité de tamis (kg)	61000	56396,299
Les pertes de charge (bara)	0.5	0.94
Débit de gaz de régénération (kg/h)	30000-33000	33484.543

#### IV.12.2 discussion des résultats

La valeur du diamètre design de la colonne qui est de 3,6 m (supérieur au diamètre minimal qui est de 2,75 m) satisfait au critère de vitesse permmissible maximum. Ce diamètre élevé réduit d'une manière appréciable la hauteur du lit de tamis moléculaire et par conséquent les pertes de charge.

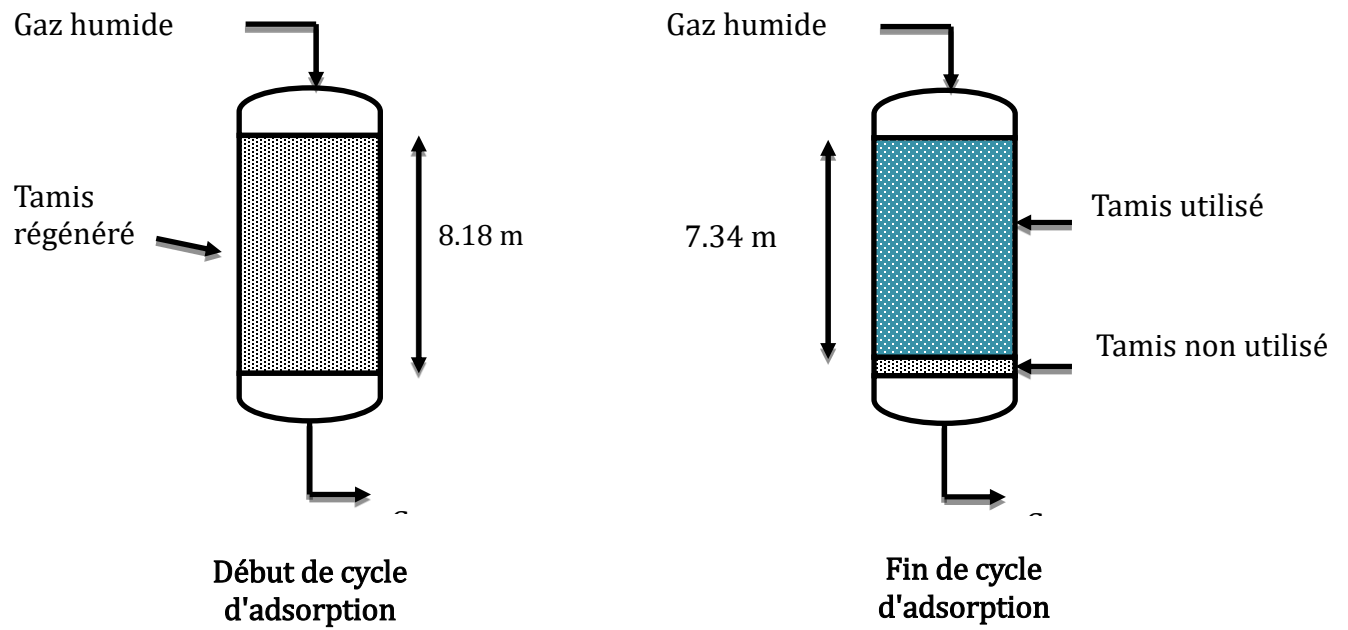
Faisant référence aux résultats trouvés, on remarque que le tamis moléculaire installé dans le sécheur n'est pas totalement exploité, car la masse nécessaire pour déshydrater le gaz à un temps de cycle de 24 heures (12 heures d'adsorption) est de 56396,299 **kg/sécheur** et que la masse installée est **61000 kg/sécheur**, ce qui représente un écart de 10 %.

Par ailleurs, l'écart entre le débit de gaz de régénération calculé dans le cas de scénario été et le débit de gaz de régénération de design est proche, ce qui permet à la diminution de la teneur résiduel de l'eau dans le tamis et par conséquent une augmentation de la capacité d'adsorption.

Actuellement, et d'après les résultats de calcul, chaque sécheur fonctionne à 90% de sa masse totale, c'est à dire, une masse de 56396,299 kg tamis/sécheur n'est pas sollicitée.

Pour exploité toute la masse du lit de tamis moléculaire doit être augmenté le temps de cycle d'adsorption qui correspond à la quantité de tamis.

**Figure IV.2 :** la masse du tamis avant et après le cycle d'adsorption.



# **Conclusion & Recommendations**



### Conclusion et recommandations

Cette étude, nous a permis d'établir un diagnostic de la section déshydratation et de cerner le problème d'entraînement d'eau liquide. Les entraînements d'eau provoquent la formation d'hydrates dans la section cryogénique et entraînent par conséquence des pertes de charge considérables ainsi qu'une réduction dans l'efficacité et la performance des tamis moléculaires et d'une façon directe sur la section déshydratation et l'unité en général.

Ceci est dû principalement à une mauvaise séparation ce qui nous a conduit à revoir le fonctionnement et le redimensionnement du ballon séparateur afin d'optimiser les dimensions d'une séparation efficace.

A partir des résultats de calcul de dimensionnement, nous pouvons conclure que :

- ❖ La hauteur du l'ancien sécheur est insuffisante a la séparation ;
- ❖ Les dimensions du nouveau Sécheur vérifient les résultats du calcul.
- De noter l'importance des cartouches installé au-dessus de démister à coalescer les gouttes d'eau inférieur à 10 microns est les fines particules solides

L'étude technico-économique montre les avantages de la mise en service du nouveau ballon séparateur :

- Une longue durée de vie du tamis moléculaire des sécheurs
- Une réduction du coût de la production du CPF GRN.

### Recommandations

Dans le but du bon fonctionnement de la section déshydratation, il est nécessaire de :

- Changer les ballons séparateurs sous dimensionnés par des nouveaux ballons séparateurs qui vérifient les dimensions de notre calcul.
- Respecter les cycles d'adsorption et de régénération.

Installer un analyseur d'humidité à la sortie du ballon séparateur afin de mesurer la teneur en eau du gaz avant séchage.

## Références bibliographiques

[1] : P.Wuithier ; Raffinage et génie chimique ; Tome I , Edition technip ; 1972.

[2] : SONATRACH. La Revue de SONATRACH. Edition N°54.Djenane el Malik Hydra- Alger : la Direction Communication et Stratégie d'Image, octobre 2007.46p. (Publication de l'Entreprise SONATRACH).ISSN 1111-1070.

[3] Alexandre Rojey, Bernard Durand, Claude Jaffret, Sophie Jullian, Michel Valais, « Le gaz naturel production traitement transport ». Editions Technip (1994), publications de l'institut français du pétrole, P :3, 4, 72-76, 84, 90, 113, 256-262.

[4]: Document description, process description « section déshydratation ».

[5] : A.Nacer ; dimensionnement des colonnes d'adsorption ; IAP ; 2002.

[6] : Rapporte de l'analyse chromatographique du gaz .laboratoire de complexe (GRN) .

[7]:Pierre Wauquier, « Le raffinage du pétrole », Procédés de séparation 2<sup>ème</sup> volume, Editions Technip (1998), publications de l'institut français du pétrole. P : 1-3, 7-9.

[8] : Mémoire mes en situation professionnel (MSP) : étude et dimensionnement de l'unité de déshydratation au GRN Reggane projet 2017.

# **ANNEXE**

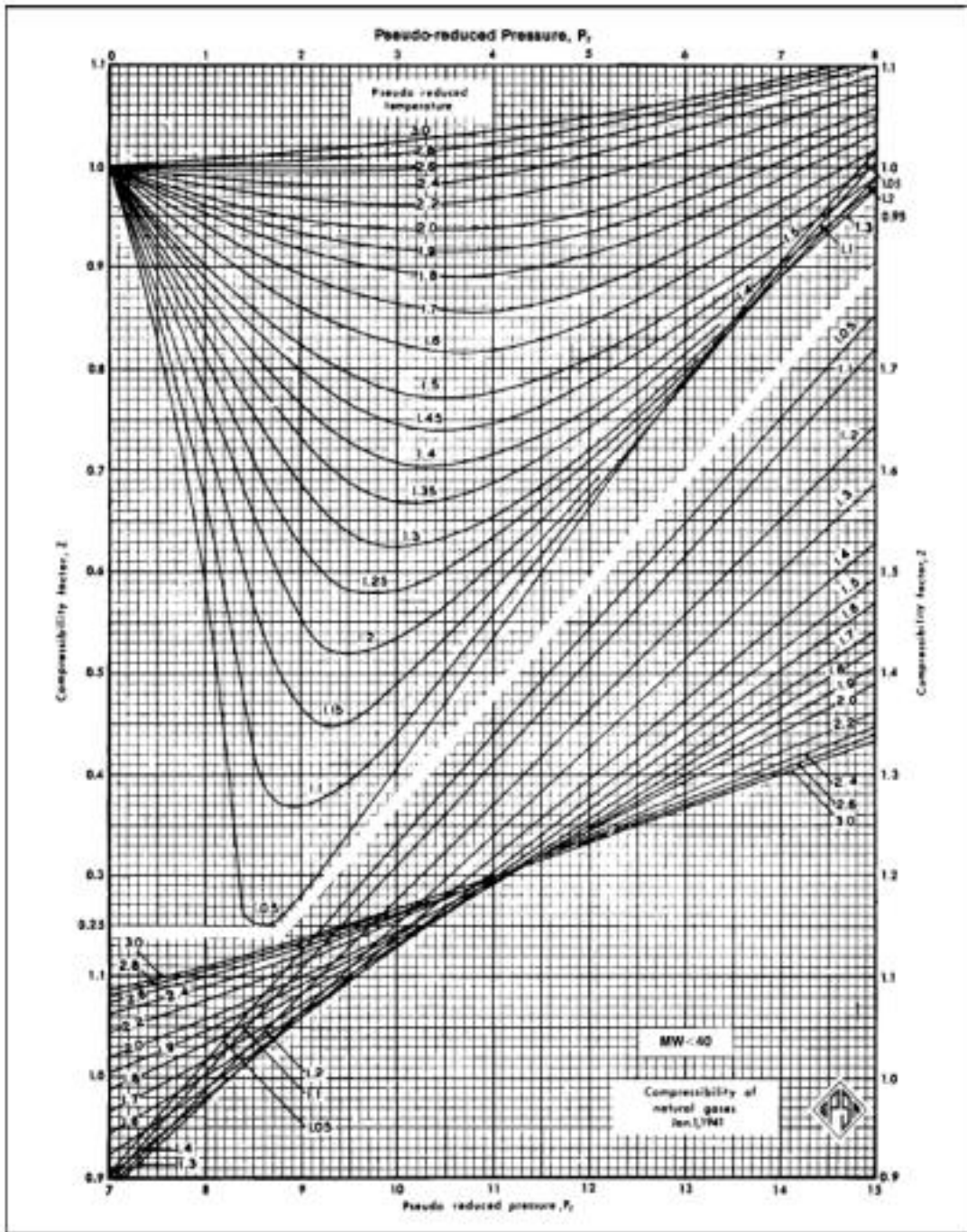


Figure A.I : Facteur de compressibilité pour le gaz.

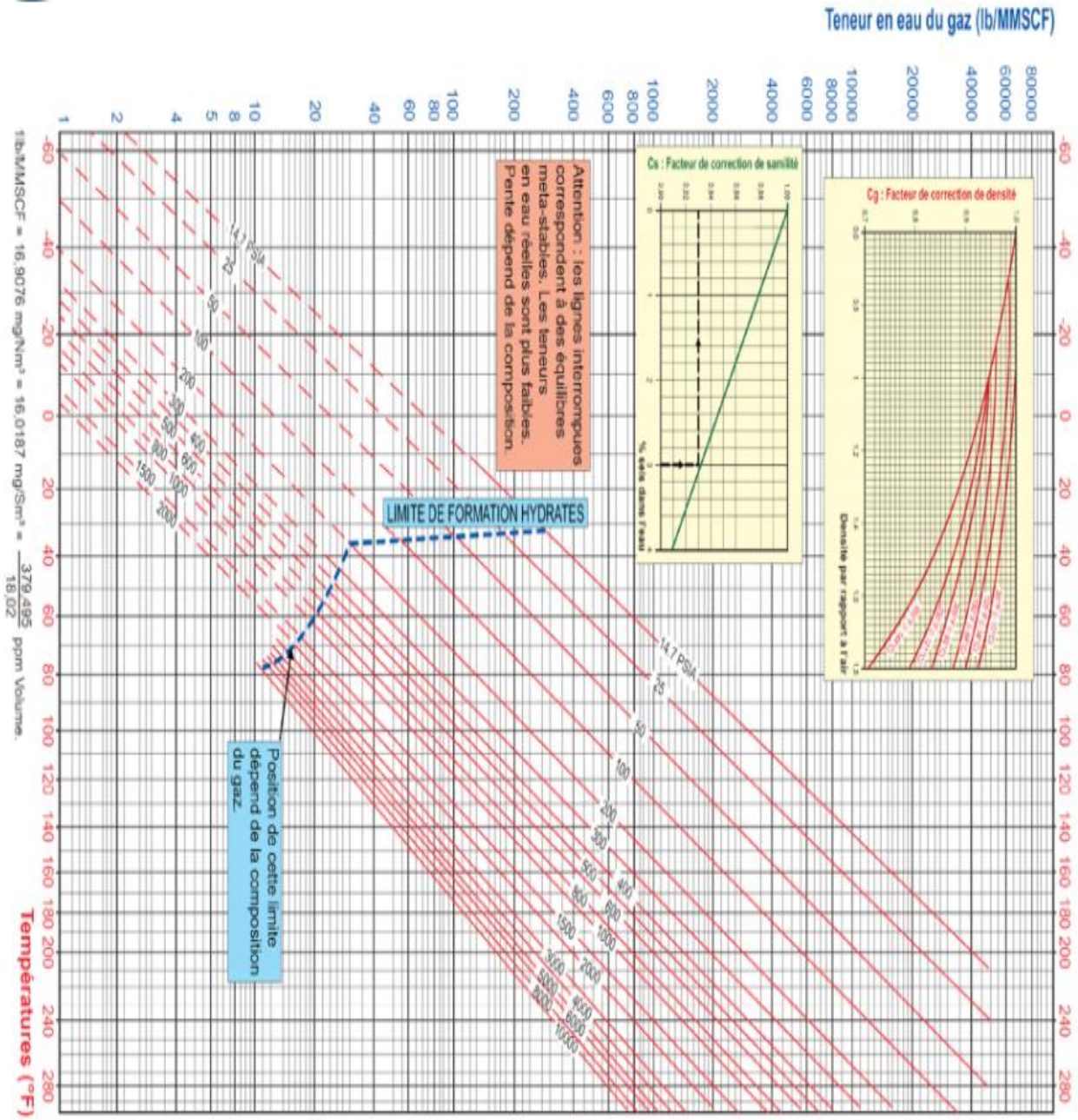


Figure A.II : Teneur en eau des hydrocarbures gazeux.