

**République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
Et de la Recherche Scientifique**



Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued

Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Technologie

Filière: Raffinage et Pétrochimie

Spécialité: Raffinage et Pétrochimie

Présenté par:

Ferhat Hocine & Ad Abbes

Thème

**LA DESHYDRATATION
DU GAZ
à la région de stah**

Soutenu le 25/05/2016

Devant le Jury:

Mr Guerram Abdel madjid	Président	Université d'El Oued.
Mr Atia Abdelmalek	Examineur	Université d'El Oued.
Mr. Salemi Said	Encadreur	Université d'El Oued.

Année Universitaire : 2015/2016

Remerciements

Nous allouons ALLAH pour tous les bienfaits dont il nous a fait part.

*Au terme de ce travail nous tenons à remercier en premier lieu **Mr. Salemi said**, notre promoteur, pour son aide précieuse, pour ses remarques pertinentes et surtout pour le temps qu'elle nous a accordée et ceci malgré ses nombreuses charges.*

Nous tenons à remercier les membres de jury qui ont bien voulu Nous faire l'honneur de participer à ce jury.

Nous remercie également tous les enseignants du département Génie des Procédés et raffinage et pétrochimie pour leur contribution à cette formation. Nous tenons à remercier tout tous le personnel de Le champ d'Alrar ILLIZI.

Merci à tous ceux qui nous a contribués de près ou de loin à l'élaboration de ce mémoire.

Dédicaces

J'ai le grand honneur de dédier le fruit de mes années d'études à :

*Mes très chères parents, ceux qui attendent ma réussite avec
impatience, ceux dont je ne peux jamais leurs rendre ce qu'ils ont fait
pour moi, ceux qui ont su me conduire dans le bon chemin et la bonne
éducation, ceux que j'aime et je respecte infiniment.*

Le jour est venu pour leur dire Merci.

*Que Allah m'aide à leurs rendre un peu de tous ce qu'ils ont fait pour
moi.*

*Mes très chères frères ; **Nour eddine et Ammar.***

Mes très chères soeurs.

Toute ma grande famille.

Mes amis depuis l'enfance que j'aime beaucoup.

Mes amies que j'ai de la chance de l'ai avoir.

Mes camarades de la promotion de l'université.

Ceux qui me connaissent de près ou de loin sans cité leurs noms.

Ad Abbas

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à:

Mes chers parents qui m'ont soutenu pour réussir à mes études.

Mes très chers frères.

Mes très chères soeurs.

Toute ma grande famille.

Mes amis depuis l'enfance

Mes amis qui ont m'accompagner dans cette étape Universitaire.

Toute la promotion de génie des procédés et pétrochimie.

Ceux qui me connaissent de près ou de loin sans cité leurs noms.

Ferhat hocine

Sommaire

Remerciement

Dédicace

Nomenclature.....	I
Liste des figures.....	II
Liste des tableaux.....	III
Introduction générale.....	01

Chapitre I : Généralité

I. Présentation de la région	02
I-1 Situation géographique	02
I.2. Généralités sur le gaz naturel	04
I.2.1. Définition du gaz naturel	04
I.2.2. Les sources du gaz naturel	04
I.2.3. Origine des constituants du gaz naturel	05
I .2.4.Caractéristiques du gaz naturel	05
I.2.5 .Les différents types de gaz naturel	06
I .2.6.Technique du traitement du gaz naturel	06

Chapitre II : Déshydratation

II. Le séchage de gaz	07
II.1. Les Hydrates	07
II.1.1. Définition	07
II.1.2. Structures des hydrates	07
II.1.3. Facteurs favorisant la formation d'hydrates.....	08
II.1.4. Prévention des hydrates	08
II.1.4.1. Chauffage.....	08
II.1.4.2. Réduction de pression	08
II.1.4.3. Utilisation des inhibiteurs	09
II.1.4.4. Autres inhibiteurs.....	09
II.2. Méthodes de Déshydratation	10
II.2.1. Séchage par refroidissement ou compression	10
II.2.2. Séchage par absorption	10
II.2.3. Déshydratation par membrane	10
II.2.4. Déshydratation par Adsorption (cas d'Alrar)	10

II.3. Types d'adsorbant	11
II.4. Adsorption sur les tamis moléculaires (cas d'Alrar).....	14
II.4.1. Description sur les tamis moléculaires	14
II.4.2. Description d'une colonne d'adsorption	17
II.4.3. Principe de l'adsorption	19
II.4.4. Influence de quelques paramètres sur une unité d'adsorption	21
II.4.5. Régénération des tamis moléculaires	23

Chapitre III : Description de complexe d'Alrar

III. Process	26
III.1. Introduction	26
III.2. Description du procédé utilisé dans le complexe d'Alrar.....	27
III.2.1. Section de séparation	27
III.2.2. Section de déshydratation du gaz.....	28
III.2.3. Section de déshydratation des liquides.....	28
III.2.4. Section de refroidissement et de détente.....	29
III.2.5. Section de fractionnement et stabilisation du condensât.....	29
III.2.6. Section de Compression de gaz résiduel.....	31

Chapitre IV : partie calcul

Introduction	33
IV.1. Procédé d'évaluation.....	34
IV.2. Acquisition des données.....	34
IV.3. Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles.....	37
IV.4. Calcul du temps de saturation	53
IV.5. Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design.....	54
IV.6. Interprétations et commentaires.....	55
Conclusion.....	56

Nomenclature

BP : Basse pression.

C_p : Chaleur spécifique (kcal/kg. °C).

D : Diamètre du lit (ft).

G : Vitesse massique admissible du gaz (lb/hft²).

HP : Haute pression.

H_t : Hauteur total de lit (ft).

H_z : La longueur de ZTM (ft).

M_w : masse moléculaire du gaz (kg).

MP : Moyen pression.

P : Pression de gaz en (psi).

Q : Débit de gaz (m³/jour).

q : flux d'adsorption (lb H₂O / h ft²)

R_s : Saturation relative de l'alimentation en %.

R° : Rankine.

T : Température de gaz en R°.

V_g : Vitesse superficielle du gaz en (ft/h).

X : Capacité d'adsorption.

Y_w : Teneur en eau dans la charge en ppm.

Z : Facteur de compressibilité.

θ : temps de cycle d'adsorption.

ZTM : la zone de transfert de masse (ft).

ρ_g : masse volumique du gaz (lb/ft³).

ρ_t : masse volumique du tamis (lb/ft³).

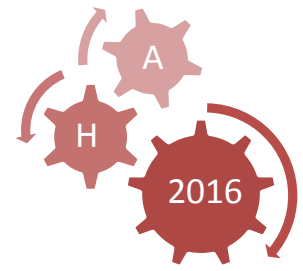
ρ_B : masse volumique de billes (Kg/m³).

Liste des figures

Figure I.1	schéma descriptif de la région d'alrar	02
Figure I.2	schéma d'implantation des unités et champs d'exploitation à stah.....	03
Figure II.1	Les hydrates.....	07
Figure II.2	quantité d'eau adsorbée par différents adsorbants.....	13
Figure II.3	photo de tamis moléculaire et les billes en céramique.....	18
Figure II.4	schéma de déshydrateur.....	18
Figure II.5	Evolution de la ZTM au cours de l'adsorption	20
Figure II.6	Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de la hauteur.....	20
Figure II.7	Représentation d'une courbe de perçage.....	21
Figure II.8	Evolution de la ZTM au cours du temps de régénération.....	23
Figure II.9	Profils de température du gaz durant la régénération.....	24
Figure III.1	Usine de traitement de gaz d'Alrar.....	32
Figure IV.1	Evolution de la température de lit en fonction de temps de régénération...	44

Liste des tableaux

Tableau I.1	Avantages et les inconvénients des procédés d'adsorption	11
Tableau II.2	Caractéristiques générales du selica gel	11
Tableau II.3	Caractéristiques générales du charbon actif	12
Tableau II.4	Caractéristiques générales du alumine active.....	12
Tableau II.5	Propriétés des adsorbants.....	13
Tableau II.6	Différents types des tamis moléculaires.....	15
Tableau II.7	la polarité décroissante des tamis moléculaires.....	16
Tableau II.8	cycle de d'adsorption et régénération.....	24
Tableau III.1	Composition du gaz d'alimentation.....	26
Tableau III.2	Spécification des produits de complexe d'Alrar.....	27
Tableau IV.1	La composition du gaz alimentant les sécheurs design	35
Tableau IV.2	La composition du gaz alimentant les sécheurs actuelle.....	36
Tableau IV.3	Composition du gaz et leurs propriétés critiques.....	38
Tableau IV.4	Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design.....	54



Introduction

Générale

Introduction générale

Le développement du commerce international du gaz est apparu comme une nécessité, et considéré comme une source énergétique à part entière.

Compte tenu de ces revenus importants, supérieurs et de loin à ceux du pétrole, le gaz constitue désormais une alternative à ce dernier.

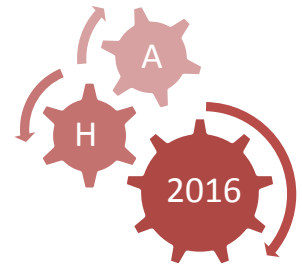
Le traitement du gaz consiste généralement à retirer certains constituants présents dans le gaz brut à la sortie du puits de production, pour le rendre compatible avec les spécifications requises (teneur en eau < 1 ppm) pour les opérations de transport et de commercialisation.

L'eau est un composés indésirables dans le gaz, qui doit être éliminé.

A la région de stah, cette élimination se fait au niveau du complexe d'Alrar qui est composé de quatre trains parallèles et identiques. Chaque train est doté de deux sécheurs à gaz comportant un tamis moléculaire de type 4A° afin de déshydrater le gaz avant son traitement dans les sections froides, et éviter ainsi le givrage.

Dès le début de siècle, l'exploitation du gaz naturel, s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôts de cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace. Ces cristaux sont, en fait, constitués par des hydrates de gaz naturel apparaissent bien au-dessus de la température de la formation de la glace.

Le problème posé par la formation d'hydrates dans les conduites a pris une importance croissante ces dernières années. La recherche d'une optimisation technico-économique nécessite une amélioration des connaissances dans le domaine. La mise au point de nouvelles techniques, pour éviter la formation ou tout au moins la prise en masse des hydrates, représente un enjeu économique majeur.



Chapitre I

Généralités

I. Présentation de la région

I.1. Situation géographique

Le champ d'**Alrar** est situé dans le bassin d'**ILLIZI** à la frontière **Algéro-Libyenne**, à 120 km environ au nord d'In Amenas sur une superficie de 900 km², à 1800 Km au sud d'**Alger**, à 800 km au Sud-Est d'**OUARGLA**, à 400 km au Nord-Est d' **ILLIZI** et à 40 Km au nord du champ pétrolifère de **Zarzaitine**.

Il est caractérisé par une importante accumulation de gaz à condensât. Il a été découvert en Août 1961.

Le nombre de puits en service sur le champ, est de 56 puits dont :

- ❖ 35 puits producteurs de gaz.
- ❖ 21 puits injecteurs de gaz.

Historique :

Les travaux de réalisation du complexe d'Alrar ont débuté en 1978 par la firme Américaine « **Fluor-Texas** » et est mis en service par **Sonatrach** en 1984.

Les travaux de l'extension de l'usine (quatrième train) ont été réalisé par « **Mitsubishi** », et la mise en service a été faite en 1997.

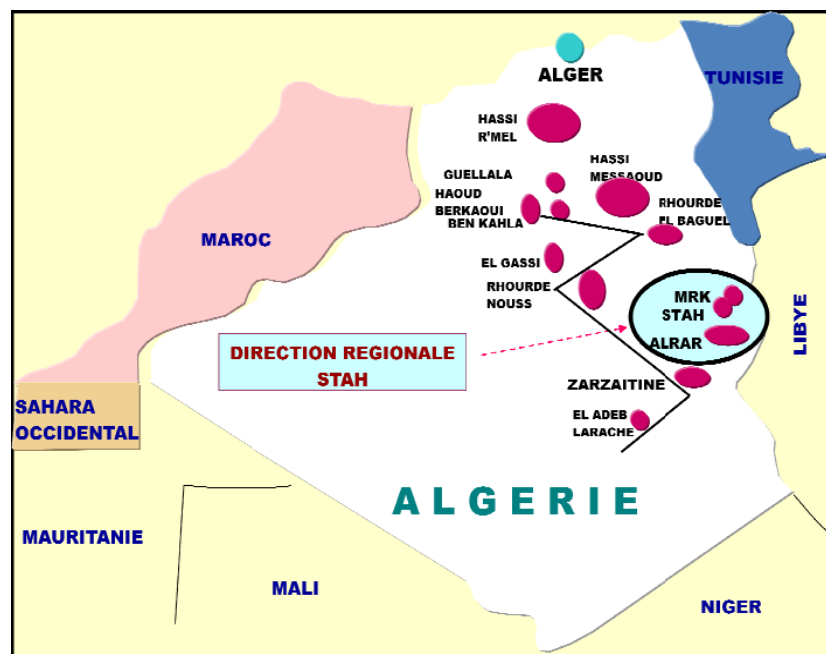


Figure I.1 : schéma descriptif de la région d'alrar [1] .

Capacité des installations :

Les installations de traitement de gaz d'Alrar sont conçues pour traiter 24.8 millions Sm^3/jour de gaz d'alimentation dans quatre trains parallèles, dont la capacité de chaque train est de 6.2 millions Sm^3/jour , afin de récupérer le maximum du produit propane plus.

Les gaz associés produits sur les champs d'huile de Stah et de Mereksen sont récupérés à l'aide des compresseurs puis envoyés vers Alrar où ils sont traités dans une section à part.

La production journalière en condensât est de l'ordre de 4300 tonnes expédié Ohanet, et celle du GPL est de 2500 tonnes expédié vers Haoudh-El-Hamra.

Le gaz sec produit est destiné pour :

- la vente via GR1/GR2 vers Hassi-R'mel.
- Zarzaitine.
- les besoins de la réinjection à travers 21 puits injecteurs dans le gisement d'Alrar Est.
- les besoins de la réinjection au niveau des champs de Stah et de Mereksen.

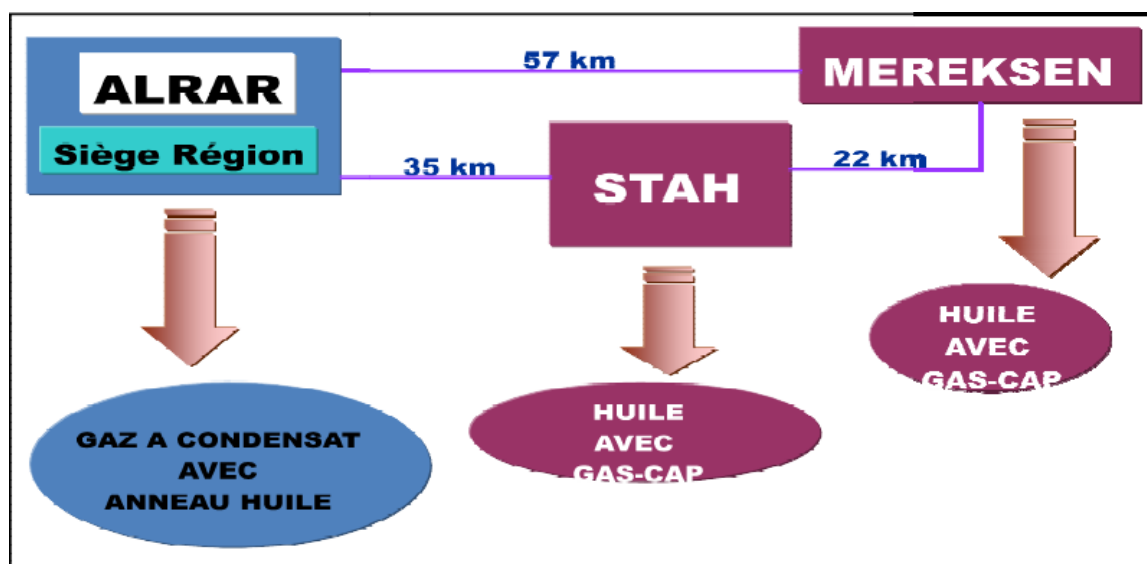


Figure I.2 : schéma d'implantation des unités et champs d'exploitation à stah [1].

I.2. Généralités sur le gaz naturel

I.2.1. Définition du gaz naturel

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde propre et de plus en plus utilisé. Dispose de nombreuses qualités : abondance relative, Souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en oeuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de production, de traitement et de transport. Le gaz naturel, matière première de plus en plus recherchée tant pour des raisons d'environnement que d'efficacité, est désormais considéré comme une énergie de premier choix pour les 21^{ème} siècle, en raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre qui joue un rôle de plus en plus grand dans la génération électrique.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme l'huile ou le charbon présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. C'est un mélange dont le constituant principal, de 70 % à 95% est de méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure [2].

On peut le trouver en quantité extrêmement variable d'un gisement à un autre :

- Des hydrocarbures plus lourds que le méthane (de C_2 à C_8).
- Du dioxyde de soufre SO_2 .
- Du sulfure d'hydrogène appelé aussi gaz acide H_2S .
- Du dioxyde de carbone CO_2 .
- De l'azote N_2 .
- Parfois de petites quantités d'Hélium (He) et de Mercure (Hg).

I.2.2. Les sources du gaz naturel

Le gaz naturel remplit les pores et les fractures des roches sédimentaires par les profondeurs de la terre et des fonds marins. La partie d'une formation sédimentaire qui renferme le gaz naturel est souvent désignée sous les noms de "réservoir", "champ" ou "gisement".

Le gaz naturel existe partout dans le monde, seul ou associé à du pétrole brut. Il peut être piégé dans différents types de roches sédimentaires, notamment des grès, des carbonates, des filons couches de charbon et des lits de schistes argileux ou "shales" [3].

I.2.3. Origine des constituants du gaz naturel

➤ Constituants hydrocarbures

Il existe trois modes possibles pour la formation des hydrocarbures gazeux naturels :

▪ Gaz bactérien

Ce mode est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui accumulent le sédiment, le gaz formé est appelé gaz bactérien ou organique.

▪ Gaz inorganique

Ce mode reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

▪ Gaz thermique

Au cours de l'évolution des sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, vont subir une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbonés [3].

I.2.4. Caractéristiques du gaz naturel

➤ La densité du gaz naturel

En faisant l'hypothèse que dans les conditions de références considérées, une mole du gaz étudié occupe le même volume qu'une mole d'air, alors, elle est définie comme étant le rapport de sa masse molaire à celle de l'air dans les conditions normales de température et de pression.

$$\text{Densité du gaz} = \text{masse moléculaire} / 29$$

➤ Le pouvoir calorifique (PC)

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

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

Pouvoir calorifique supérieur (PCS) : correspond à la chaleur totale dégagée lorsque tous les produits de la combustion sont ramenés à la température ambiante. L'eau formée reste à l'état liquide.

Pouvoir calorifique inférieur (PCI) : correspond à une réaction de combustion dans laquelle l'eau resterait à l'état vapeur.

I.2.5. Les différents types de gaz naturel

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface, ce qui conduit à distinguer les types suivants :

- **Gaz sec** : ne forme pas de gaz liquide dans les conditions de production.
- **Gaz humide** : forme une phase liquide au cours de production dans les conditions de surface, sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.
- **Gaz à condensât** : forme une phase liquide dans le réservoir lors de productions par condensation rétrograde.
- **Gaz associé** : Coexistant dans le réservoir avec une phase « huile ». Le gaz associé comprend le gaz de couverture et le gaz dissous [3].

I.2.6. Technique du traitement du gaz naturel

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

Les procédés de traitement du gaz sont multiples de par le monde, et le choix de l'une d'elles se base sur les critères suivants :

- ♣ qualité de l'effluent brut.
- ♣ taux de récupération des hydrocarbures liquides visés.
- ♣ spécification des produits finis.
- ♣ coût global des investissements.

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.
- Le mercure corrode les équipements fabriqués en aluminium.
- L'eau conduisant à la formation des hydrates.
- Les hydrocarbures lourds condensant dans les réseaux de transport.

Les spécifications à respecter pour le gaz traité sont liées soit aux conditions de transport, soit aux conditions d'utilisation (gaz commercial).

Dans le cas de transport par gazoduc, les spécifications de transport visent à éviter la formation d'une phase liquide, le bouchage de conduite par des hydrates et une corrosion trop importante. On impose dans ce cas une valeur maximale au point de rosée des hydrocarbures qui dépend des conditions de transport et peut être par exemple fixée à 0°C, pour éviter tout risque de formation de la phase liquide par condensation en ligne.

Dans le cas d'un gaz commercial les spécifications sont plus sévères et comprennent également une fourchette dans lequel doit se situer le pouvoir calorifique. Des spécifications typiques pour un gaz commercial.

Les étapes de traitement d'un gaz sont les suivantes :

A) Elimination de l'eau

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation au niveau des ballons de séparation et ce après un refroidissement.

L'eau de saturation des hydrocarbures est éliminée par adsorption sur des tamis Moléculaires .

B) Extraction des hydrocarbures liquides

Elle se fait par abaissement progressif de la température du gaz associé suivant des procédés de refroidissement tels que :

❖ Procède de RITCHARD

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant et une détente par une vanne dite vanne **Joule Thomson**, en fin de cycle la température voisine de - 58°C.

❖ Procède de HUDSON

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par une série de détente à travers une vanne **Joule Thomson** et une machine dynamique appelée « **Turbo Expander** » qui permet d'atteindre un niveau de -65°C.

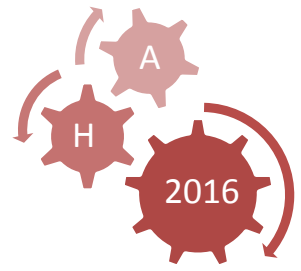
❖ Procédés mixtes

C'est les procédés utilisés dans l'unité de traitement d'Alrar.

Ils sont les plus performant, car ils utilisent le *turbo-expander*, la vanne *Joule-Thomson* et la boucle de propane, ou on atteint les -65°C.

Les procédés mixtes sont plus performants, car ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures.

Les gaz brut en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau de gisement. Elle se présente à une pression de **67,5 bars** et une température max de **100°C**.(pour Alrar) [4] .



Chapitre II

Déshydratation

II. Le séchage de gaz

La présence d'eau entraîne différents problèmes pour les exploitants, suivants les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation. La vapeur d'eau peut se condensée et provoquer la formation d'hydrates, se solidifier ou favoriser la corrosion, si le gaz contient des composants acides. Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz au moyen de la technique de traitement approprié [5].

II.1. Les Hydrates

II.1.1. Définition

Un hydrate est une combinaison physique de l'eau et d'autres petites molécules de gaz, produisant un solide qui à une apparence semblable à la glace, mais de structure différente de celle-ci.

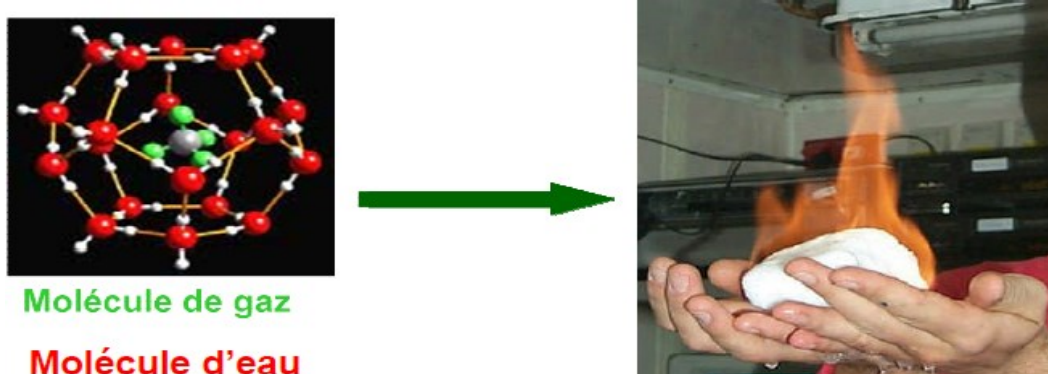


Figure II.1 : Les hydrates.

II.1.2. 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 laquelle sont piégées les molécules de gaz.

Il y a deux structures cristalline pour les hydrates sont:

- Les petites molécules des gaz (C_2H_4 , C_2H_6 , et H_2S) forment avec l'eau, un corps centré de structure cubique s'appelle (structure -I).
- Les grandes molécules (C_3H_8 et $\text{i-C}_4\text{H}_{10}$) forment la (structure-II) avec 17 molécules d'eau par une molécule du gaz [3].

II.1.3. Facteurs favorisant la formation d'hydrates

II.1.3.1. Facteurs primaires

- Le gaz est au-dessous de son point de rosée d'où présence d'eau à l'état liquide dans le gaz.
- Les basses températures favorisent la formation d'hydrates.
- Les hautes pressions favorisent aussi la formation d'hydrates.

II.1.3.2. Facteurs secondaires

- Les hautes vitesses en créant une forte turbulence.
- Les pulsations de pression.
- L'agitation.

II.1.4. Prévention contre la formation d'hydrates

La formation d'hydrates peut être évitée en se placent 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.1.4.1. Chauffage

Pour maintenir le gaz au-dessus de la température de formation d'hydrates, une première solution particulièrement appropriée dans le cas d'une ligne de collecte de faible longueur, consiste à isoler la conduite. Si le transport est effectué sur une distance relativement importante, cette méthode en général, ne suffit pas, ou devient d'un coût prohibitif.

II.1.4.2. Réduction de pression

L'abaissement de pression effectué à température fixée représente un des moyens pour sortir de domaine de formation des hydrates. Toute fois une détente de gaz s'accompagne généralement d'une baisse de température qui va à l'encontre de l'effet recherché.

La dépressurisation n'est en général effectuée que sur un tronçon de conduite qu'il faut pouvoir isoler. Elle doit être menée simultanément de part et d'autre du bouchon, de manière à éviter les risques de projection de ce bouchon.

II.1.4.3. Utilisation des inhibiteurs

Les inhibiteurs agissent comme des antigels, se sont des solvants miscibles en phase gazeuse, qui en modifiant la fugacité de l'eau, permettant d'abaisser la température de formation des hydrates.

- ✓ **Sels** : les plus efficaces comme inhibiteurs correspondant aux cations suivants :

Al^{3+} , Mg^{2+} , Ca^{2+} , Na et K^{+} .

- ✓ **Alcools** : Les alcools, notamment les glycols et le méthanol, sont très largement utilisés comme inhibiteurs.

II.1.4.4. Autres inhibiteurs

- ✓ L'ammoniac : est un inhibiteur très efficace, mais il est corrosif, toxique et forme avec le dioxyde de carbone en présence de l'eau des carbonates qui risquent de constituer un dépôt solide.
- ✓ Le MEA (mono-éthanol amine) : a été préconisé comme inhibiteur, à une concentration massique donnée.
- ✓ De nouveaux types d'additifs qui sont utilisés en faible concentration, évitent la prise en masse des hydrates.

II.2. Méthodes de Déshydratation

La déshydratation des gaz est réalisée par différents types de procédés :

II.2.1. Séchage par refroidissement ou compression

La teneur en eau saturée du gaz baisse avec la montée de la pression ou la baisse de la température. Les gaz chauds saturés en eau peuvent être facilement séchés par refroidissement direct ou par compression suivi d'un refroidissement.

II.2.2. Séchage par absorption

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

II.2.3. Déshydratation par membrane

Il n'existe pas à l'heure actuelle de procédé industriel de déshydratation par membrane.

La déshydratation par membrane permet de séparer des mélanges gazeux par transfert sélectif, sous l'effet de différences de pression, à travers une couche mince et continue d'un polymère sélectif. Le perméateur est donc alimenté par le mélange gazeux à séparer sous haute pression (plusieurs dizaines de bars). Le retentât est récupéré à une pression égale (aux pertes de charge près) à celle de l'alimentation, le perméat est lui récupéré à une pression très inférieure à celle de l'alimentation, ce transfert basé sur la théorie de la diffusion.

II.2.4. Déshydratation par Adsorption (cas d'alrar)

L'adsorption est un phénomène de surface qui correspond à la fixation des molécules d'un fluide à la surface d'un solide. Lorsque les molécules gazeuses sont en contact avec une surface solide, la vapeur d'eau dissoute dans le gaz est d'abord condensée dans les pores puis maintenue à la surface des pores par des forces qui dépendent des réactions ou des interactions physiques [6, 7].

D'une façon générale on admet deux types d'adsorption :

1. L'adsorption physique : utilisée pour le traitement de gaz, caractériser par :
 - ★ Mise en jeux des forces résiduelles de Van Der Waals.
 - ★ Elle est exothermique (dégagement de chaleur).
2. L'adsorption chimique : utiliser dans le domaine catalytique, caractériser par :
 - ★ Mise en jeux des forces d'attraction dues aux liaisons chimiques ioniques.
 - ★ Elle est sélective mais la désorption nécessite une température élevée [7].

Tableau II.1 : Avantages et les inconvénients des procédés d'adsorption [1].

Avantages	Inconvénients
▪ Point de rosée très bas (sous 70 bar) zéolithes : -90°C, alumine : -73°C silice : -60°C ▪ simplicité de la mise en oeuvre et du design ▪ pas de problèmes de moussage ▪ grande sélectivité	▪ investissement important ▪ perte de charge élevée ▪ sensibles à l'empoisonnement ▪ demande une importante quantité de chaleur pour la régénération

II.3. Types d'adsorbant

La majorité d'adsorbants industriels sont capables d'adsorber les gaz ou les fluides organiques ou inorganiques mais leurs caractéristiques d'adsorption rendent chacune plus ou moins spécifique à une application particulière. Dans l'industrie de traitement de gaz, il existe différents types d'adsorbants à savoir :

♣ Les selica gel (SiO_2NH_2)

C'est un produit dur, granulaire, très poreuses et disponible sous forme de poudre ou des grains, utilisé généralement pour la déshydratation de l'air.

Tableau II.2 : Caractéristiques générales du selica gel [8].

Adsorbant	Surface spécifique (m^2/g)	Volume des pores ($\text{cm}^3/100\text{g}$)	Diamètre moyen des pores, ($\text{\AA}$)	Principales applications
selica gel	700 – 850	40 - 50	22 - 26	$\text{H}_2\text{O}/\text{gaz}$

♣ Les charbons actifs

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

Tableau II.3 : Caractéristiques générales du charbon actif [8].

Adsorbant	Surface spécifique (m ² /g)	Volume des pores (cm ³ /100g)	Diamètre moyen des pores, (Å°)	Principales applications
charbon actif	300 – 500	50 - 60	10 - 30	Organiques/air Organiques/eau, CH ₄ , CO/H ₂

♣ Les aluminés actives(Al₂O₃)

Commercialisées sous forme de poudre granulée. Utilisé comme déshydratants pour les gaz et les liquides. Capacité d'adsorption est pratiquement faible.

Tableau II.4 : Caractéristiques générales du alumine active [8].

Adsorbant	Surface spécifique (m ² /g)	Volume des pores (cm ³ /100g)	Diamètre moyen des pores, (Å°)	Principales applications
alumine active	250 – 350	20 - 35	10 - 80	H ₂ O/gaz et liquide

♣ Les tamis moléculaires

Ce sont des cristaux de zéolithe synthétique de métal alumino-silicate dont la structure cristalline forme des cavités constituant un réseau microporeux à l'échelle moléculaire. Cette structure comporte des cations qui ont un rôle de compensation de charge, selon leur nature, la taille des cavités d'accès varie. Une large utilisation dans le domaine de déshydratation du gaz naturel. Les tamis moléculaires permettent d'obtenir des puretés du gaz traités élevées.

Les caractéristiques principales d'un tel procédé sont les suivantes :

La concentration en H₂O doit être faible.

Le pourcentage résiduel d'eau est être faible.

Il est peu recommande pour les grands débits de charge.

Il nécessite un fonctionnement discontinu.

La présence de COS et CS₂ est nuisible.

La teneur en hydrocarbures lourds dans la charge doit être limitée.

L'adsorbant est un produit cher qui doit être remplacé tous les 3 ans [9].

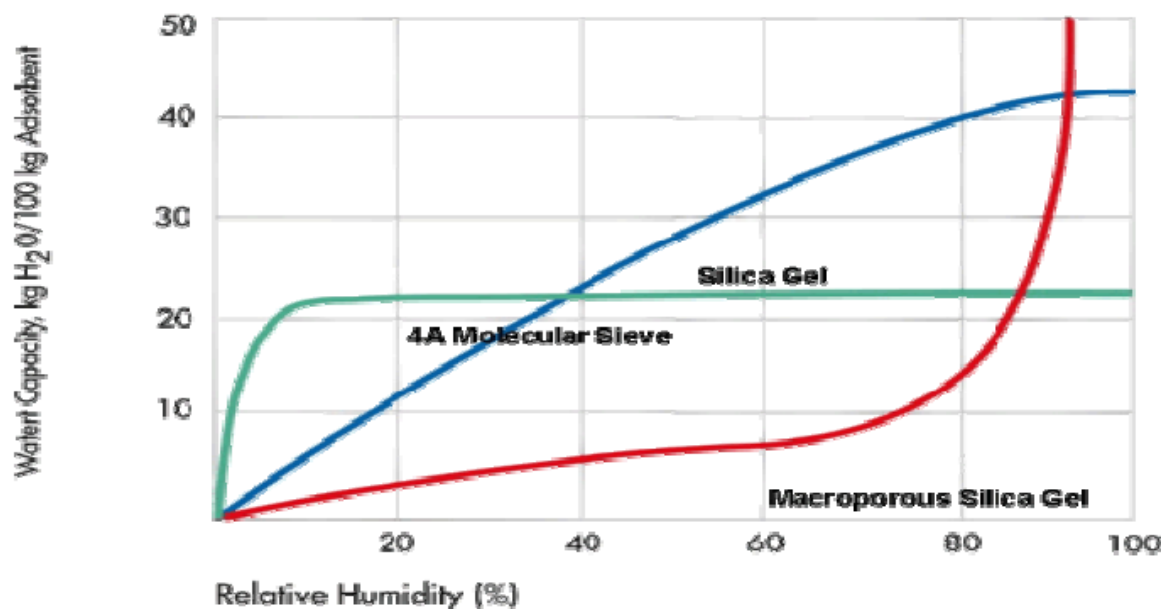


Figure II.2 : quantité d'eau adsorbée par différents adsorbants.

Tableau II.5 : Propriétés des adsorbants [8].

Adsorbant	Selica gel	Alumine Activée	Tamis moléculaires
Diam. Pore (Å)	10 – 90	20 - 60	3, 4, 5, 10
Masse volumique (lb/ft ³)	45	44 – 48	43 – 47
Capacité (%mass)	4 – 20	11 – 15	8 – 16
Point rosée minimal (°F)	-60 à -90	-60 à -90	-100 à -300
Temps de régénération (°F)	300 – 500	350 – 500	425 – 550
Chaleur spécifique (Btu/lb°F)	0.22	0.24	0.23

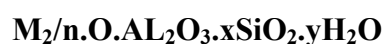
II.4. Adsorption sur les tamis moléculaires (cas d'alrar)

II.4.1. Description sur les tamis moléculaires

Les tamis moléculaires contrairement aux autres adsorbants leurs pores sont d'une précision uniforme en dimension, suivant la dimension de ces pores les molécules peuvent être facilement adsorbées, lentement adsorbées ou complètement rejetées.

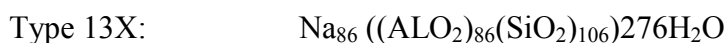
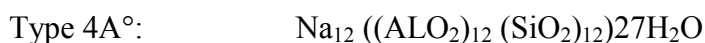
Cette sélectivité de tamisage qui repose sur la taille des molécules à laquelle il a été ajouté une préférence sélective pour les molécules polaires ou polarisables, augmentée d'une haute capacité dans des larges conditions opératoires, donne aux tamis moléculaires un très haut degré de sélectivité d'adsorption.

Les tamis moléculaires sont des zéolites cristallines ayant une formule chimique de base :



Où M : cation de valence n.

Plusieurs espèces de zéolites sont connues, qui diffèrent dans leurs composition chimique, leur structure cristalline et leur propriétés d'adsorption.



Dans les deux cas l'ion de sodium peut être échangé afin de former d'autres produits utilisables [10].

Les avantages des tamis moléculaires :

- 1) Une dégradation lente avec le temps.
- 2) La diminution de la capacité d'adsorption avec l'augmentation de la température est moins prononcée.
- 3) Une capacité d'adsorption élevée à des concentrations faibles de l'adsorbat.
- 4) Les tamis sont plus recommandés pour la déshydrations des liquides.

Par ailleurs, les tamis moléculaires présentent les avantages de pouvoir être régénéré et réutilisé d'où leur utilisation dans les installations fonctionnant en continue.

En remplaçant partiellement les cations de sodium du tamis moléculaires du type 4A° par les cations de potassium, on obtient les tamis de type 3A°.

Si le cation de substitution est le calcium et non le potassium on obtient les tamis de type 5A°.

Les tamis moléculaires de type 10X sont obtenus dans la synthèse de la zéolite de type 13X.

Tableau II.6 : Différents types des tamis moléculaires [11].

Type	Diamètre des pores (A°)	Forme commune	Capacité d'adsorption H ₂ O, % mass	Molécules adsorbées	Applications
3A	3	Poudre	23	molécules avec diamètre effectif < 3A° H ₂ O, NH ₃	utilisé pour sécher les liquides polaires tels que le méthanol.
		1/16in bâtonné	20		
		1/8in bâtonné	20		
		8 x 12 granulé	20		
		4 x 8 granulé	20		
4A	4	Poudre	28,5	molécules avec diamètre effectif < 4A° CO ₂ , SO ₂ , C ₂ H ₆	utilisé pour le séchage des vapeurs des hydrocarbures insaturés
		1/16in bâtonné	22		
		1/8in bâtonné	22		
		8 x 12 granulé	22		
		4 x 8 granulé	22		
		14 x 30 Mesh	22		
5A	5	Poudre	28	molécules avec diamètre effectif < 5A° n-C ₄ H ₉ OH de C ₃ H ₈ à C ₂₂ H ₄₆	sert à séparer les paraffines normales des cycles hydrocarbonés par un processus d'adsorption sélective.
		1/16in granulé	21,5		
		1/8in granulé	21,5		
10X	8	Poudre	36	Iso-paraffines, oléfines, C ₄ H ₁₀ molécules des diamètres effectifs < 8A°	sert à la séparation des hydrocarbures pour le séchage des gaz et la purification de l'air.
		1/16in bâtonné	28		
		1/8in bâtonné	28		
13X	10	Poudre	36	Molécules avec un diamètre effectif < 10 A°	Séchage et purification de l'air (élimination simultanément de H ₂ O et CO ₂).
		1/16in bâtonné	28,5		
		1/8in bâtonné	28,5		
		8 x 12 granulé	28,5		
		4 x 8 granulé	28,5		

Pour avoir si une molécule peut ou non passer à travers un pore et pénétrer à l'intérieur de réseau cristallin, il faut connaître sa forme géométrique, car pour une molécule sphérique. L'Argon par exemple, le diamètre critique est égal au diamètre effectif du tamis, alors que Pour une molécule linéaire, le cas des paraffines de diamètre critique est déterminé à partir de la section de la molécule.

- **Choix du tamis moléculaires (cas d'alrar)**

Pour notre cas le tamis moléculaire 4A° est un bon choix puisqu'il évite la coadsorption. Pour ce qui est de la taille de particules le tamis 1/8" est préférable car il n'engendre pas des pertes de charge aussi importantes que celles provoquées par des tamis 1/16".

Tableau II.7 : la polarité décroissante des tamis moléculaires [11].

Polarité décroissante	L'eau
	L'ammoniac
	Le dioxyde de soufre
	L'acide de soufre
	Les alcynes
	Les alcènes
	Le dioxyde de carbone
	Les alcanes
	Le méthane

II.4.2. Description d'une colonne d'adsorption

Une colonne d'adsorption est principalement constituée d'une virole et deux fonds bombés (**figure II.4**). Elles comportent :

- Deux distributeurs, d'entrée et de sortie,
- Plusieurs tubulures (évent, trou d'homme...)
- Un support pour le lit,
- Des supports intermédiaires peuvent être additionnés si le lit est profond.

Le support de lit dans une colonne d'adsorption est un facteur important pour assurer des performances satisfaisantes.

Il est généralement constitué de poutres et de grilles capables de supporter le lit (tamis moléculaire), puis de la toile placée sur les grilles, dont le périmètre est calfeutré avec un cordon d'amiante.

Au-dessus de ces toiles, se trouvent des billes de céramique qui peuvent être disposées en plusieurs couches.

Généralement, une seule couche suffit dans la partie supérieure du lit afin d'éviter les mouvements de turbulences de l'adsorbât à la surface qui peuvent être causés par un débit d'alimentation trop élevé (les turbulences créées risquent de provoquer une perturbation et la formation de « dunes » de 30 cm d'où une hauteur de lit insuffisante pour l'adsorption). Dans la partie inférieure du lit, les billes de céramique sont disposées en deux ou trois couches de différente granulométrie.

La première couche est de diamètre suffisamment grand pour être retenue sur la grille. La dernière elle retiendra l'adsorbant. Ces billes ont aussi pour fonction de :

- minimiser la formation de poussière au niveau de la surface métallique (car l'adsorbant et l'acier ont des coefficients de dilatation thermique différents, si bien qu'il y a broyage et formation de poussière durant le cycle thermique).
- éviter le colmatage des ouvertures des grilles qui aura pour conséquence de diminuer les débits.
- éviter les passages préférentiels qui peuvent éroder gravement l'adsorbant.

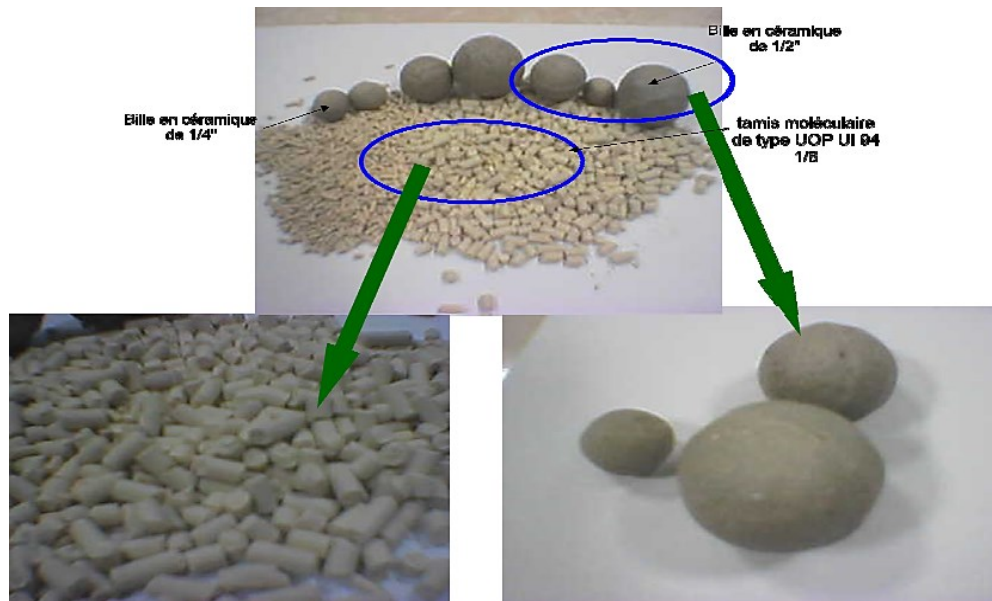


Figure II.3 : photo de tamis moléculaire et les billes en céramique.

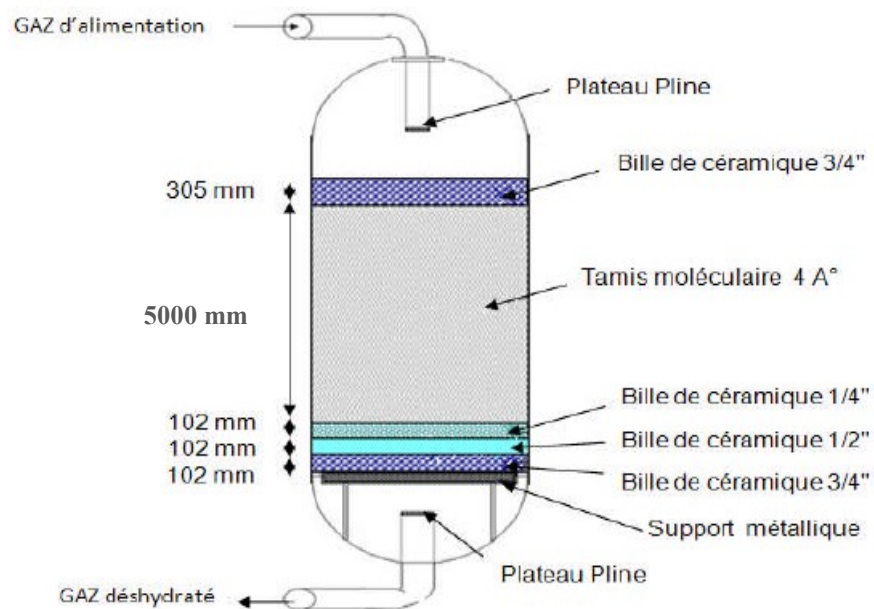


Figure II.4 : schéma de déshydrateur.

II.4.3. Principe de l'adsorption

L'adsorption sur les tamis moléculaires constitue un procédé de séparation physique très efficace qui peut souvent remplacer la distillation fractionnée. Le tamis moléculaire est utilisé pour l'adsorption des molécules d'eau du gaz.

Le procédé d'adsorption le plus employé est l'adsorption dans un ballon, le gaz à déshydraté traverse un ballon rempli de tamis moléculaires en granulés. Le composé à adsorbé (l'eau) est fixé et retenue par les pores de tamis moléculaires sur une couche d'épaisseur relativement faible. Au fur et à mesure que le gaz hydraté continue d'entrer dans le ballon, cette couche se sature en eau et le gaz finit alors de se déshydrater sur le reste du tamis moléculaires.

L'adsorption se fait à chaque instant dans une zone bien définie du lit, à l'entrée de cette zone la teneur en eau du gaz est encore à son niveau de départ, tandis qu'à la sortie, ce niveau est réduit aux spécifications du gaz traité [12].

Cette portion du lit (zone où se produit l'adsorption) est appelée : **zone de transfert de matière (ZTM)**. Ce dernier est la distance que doit parcourir un gaz pour que sa concentration en H_2O chute à zéro.

À mesure que la durée d'adsorption augmente la zone de transfert de matière se déplace lentement de l'entrée vers la sortie du ballon, lorsque la partie inférieure de la ZTM atteint l'extrémité, le point de rosée du gaz traité commence à s'élever assez lentement d'abord et puis très rapidement : C'est le point de saturation, le lit est dit (saturé), et il est nécessaire de procéder à la régénération des tamis moléculaires.

L'importance de la zone de transfert de matière dépend principalement :

- 1) De la cinétique de l'adsorption de l'adsorbat .
- 2) Des caractéristiques thermodynamiques du fluide vecteur .
- 3) De la vitesse linéaire superficielle .
- 4) Des types, de la forme et de granulométrie du tamis moléculaires .
- 5) Des concentrations C_0 et C_1 .

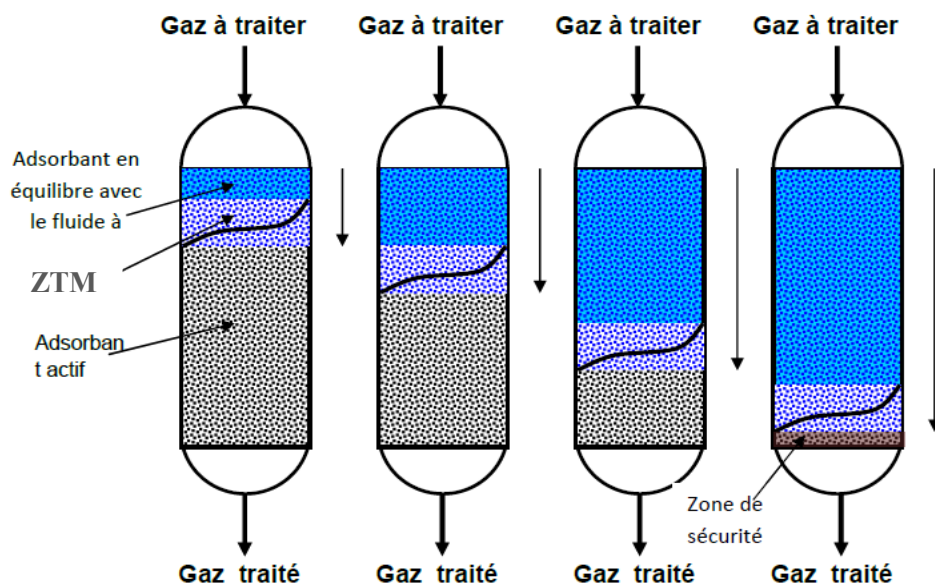


Figure II.5 : Evolution de la ZTM au cours de l'adsorption.

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

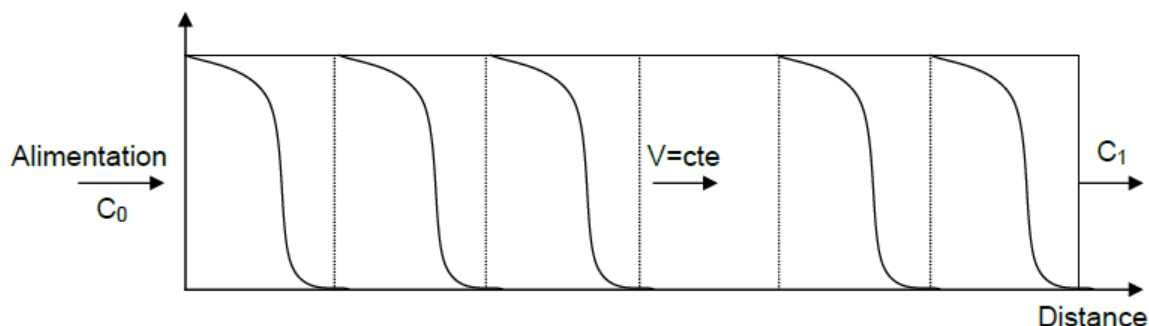


Figure II.6 : Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de la hauteur.

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 $C_1/C_0 = 5\%$.

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 ($C_1/C_0 = 95\%$), c'est temps de saturation. (**Figure II.7**)

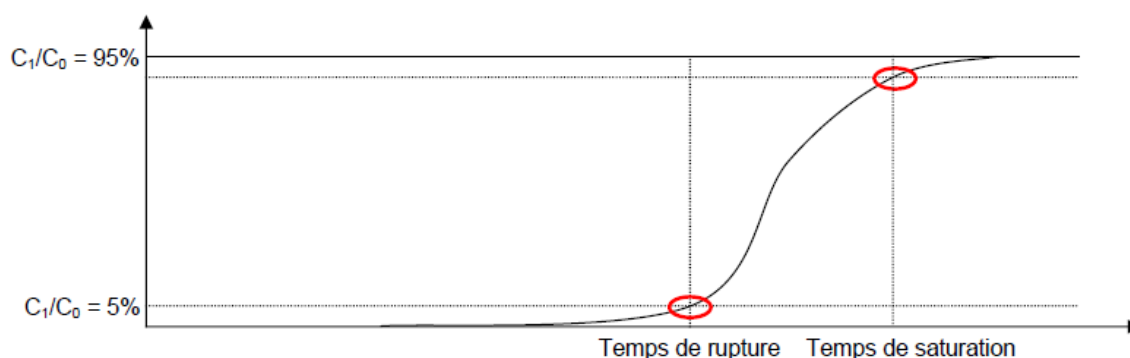


Figure II.7 : Représentation d'une courbe de perçage.

II.4.4. Influence de quelques paramètres sur une 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 dans lequel évolue l'adsorbat, d'autres sont fonctions de l'adsorbant lui-même. Cependant, ils exercent tous sans exception.

❖ Température

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 réduite.

❖ Pression

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.

❖ Concentration

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 de faible concentration du produit à adsorber.

❖ Vecteur de l'adsorbât

La phase vecteur contenant l'adsorbât influe sur la longueur de la zone de transfert de masse.

En phase liquide, la mobilité des molécules à adsorber est très faible. La vitesse de diffusion par suite la cinétique d'adsorption est nettement inférieure à celle constatée en phase gazeuse.

En conséquence, la vitesse de passage d'un liquide sera choisie notablement plus faible que celle d'un gaz de manière à maintenir la longueur de la zone de transfert de masse et celle de la colonne dans des dimensions raisonnables.

❖ Vitesse de passage

La vitesse de passage du fluide ne doit pas être trop élevée afin de ne pas conduire à des hauteurs de lits excessives. Elle ne doit pas être non plus trop basse, mais être suffisante pour assurer une bonne répartition du fluide aussi uniforme que possible sur toute la section droite du lit et surtout éviter les chemins préférentiels.

Généralement les vitesses de passage appliquées se situent en phase gazeuse entre 3 et 30 m/minute et en phase liquide entre 0,1 et 1 m/minute [1].

II.4.5. Régénération des tamis moléculaires

Un tamis moléculaires saturé peut retrouver sa capacité initiale par le procédé connu sous le nom de régénération. La régénération consiste à restituer au tamis moléculaires saturé sa capacité d'adsorption initiale par extraction des corps fixés dans la structure poreuse du tamis moléculaires à la fin de la phase d'adsorption. Afin de maintenir la continuité du procédé de déshydratation, le gaz à déshydraté est dirigé vers un autre déshydrateur précédemment régénéré. Il existe dans le domaine de traitement du gaz quatre (04) méthodes de régénération à savoir [10]:

- ❖ Régénération par chauffage (Thermal Swing)
- ❖ Régénération par dépressurisation (Pressure Swing)
- ❖ Régénération par entraînement
- ❖ Régénération par déplacement.

A) Régénération par chauffage (Thermal Swing) Cas d'alrar

Cette méthode consiste à porter le déshydrateur à une température élevée, le corps adsorbé quitte la surface du tamis moléculaires et se trouve rapidement éliminé par un courant gazeux qui traverse le déshydrateur du bas vers le haut. Ce type de régénération peut être réalisé à une température légèrement inférieure et une température de l'ordre de 200 à 300°C.

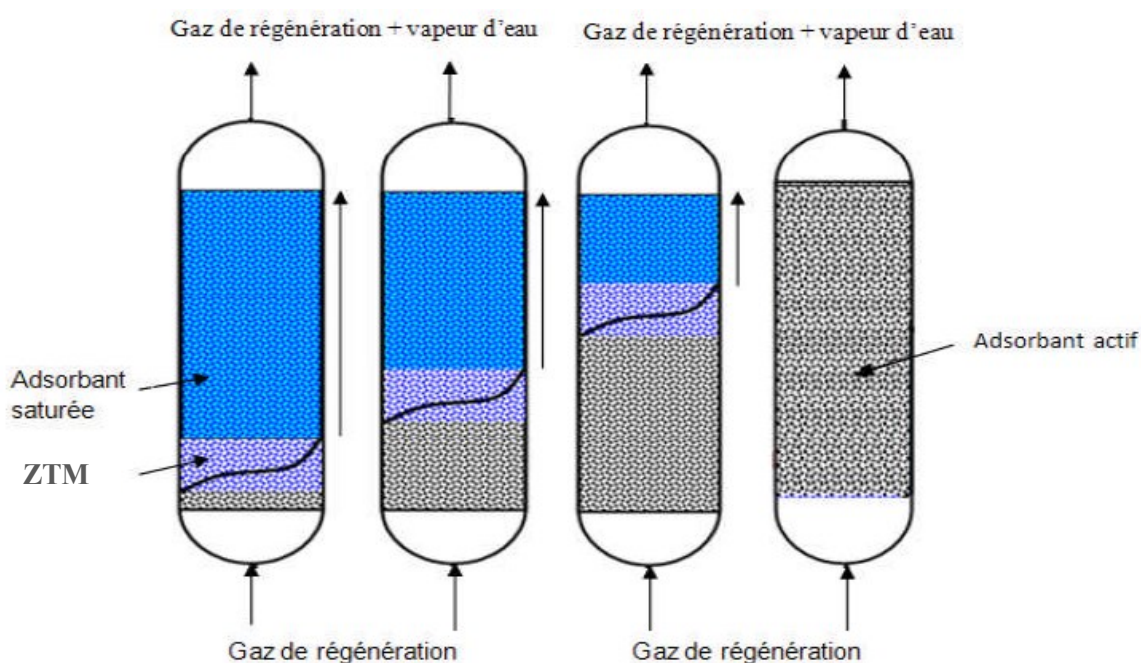


Figure II.8 : Evolution de la ZTM au cours du temps de régénération.

Généralement ce type de régénération est composé de trois phases :

- 1) Phase de chauffage.
- 2) Phase de refroidissement.
- 3) Phase de stand-by.

Généralement le cycle de régénération est lent peut prendre plusieurs heures, exemple cas d'alrar le cycle de régénération est de 12 heures.

Tableau II.8 : cycle de d'adsorption et régénération.

Heure	0 à 12	12 à 24
1 ^{ème} sécheur	Service	Régénération
2 ^{ème} sécheur	Régénération	Service

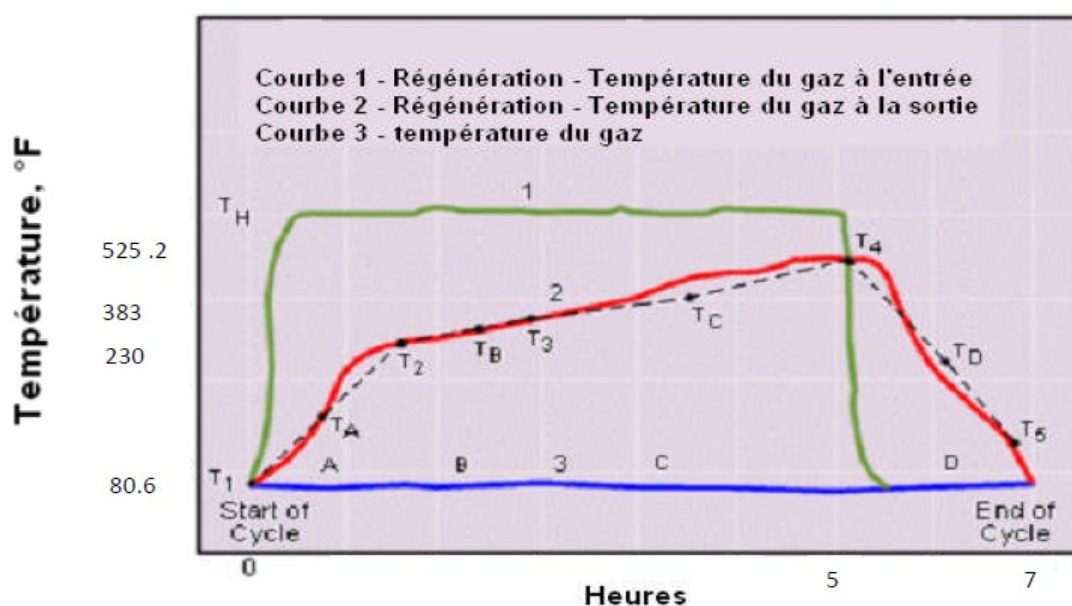


Figure II.9 : Profils de température du gaz durant la régénération [1].

Cycle de la régénération :

Période A : de T₁ à T₂ Chauffage

Période B : de T₂ à T₄ Régénération

Période C : de T₄ à T₅ Refroidissement

B) Régénération par dépressurisation (Pressure Swing)

Est basée sur la diminution de la capacité d'adsorption par abaissement de la pression, la température demeurant inchangée. Ce type de régénération est pratiquement obtenu en purgeant le déshydrateur à régénérer par une partie du gaz traité détendu à travers des vannes.

Généralement le cycle de régénération est courts peut prendre quelque minutes.

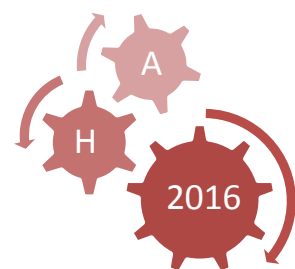
C) Régénération par entraînement

Cette méthode permet d'éliminer le composé adsorbé grâce à l'entraînement par un fluide non adsorbable, il est soit soluble, soit miscible. Ce procédé ne nécessite pas une variation de pression ou de température.

D) Régénération par déplacement

Cette méthode consiste à faire circuler un fluide contenant une forte concentration d'un corps facilement adsorbé qui est capable de déplacer le composé précédemment adsorbé.

Il ne reste plus qu'à régénérer ensuite le tamis moléculaire par l'une des trois premières méthodes [9].



Chapitre III

Description

Complexe d'Alrar

III. Process

III.1.Introduction

La région de Stah comporte plusieurs installations destinées au traitement du gaz et d'huile produits des différents gisements de la région. Le complexe de traitement du gaz d'Alrar est le plus important en termes d'investissement engagé et de capacité de traitement.

La capacité de traitement du complexe est de 24 millions Nm^3/jour du gaz. Il comporte quatre trains, avec une capacité de traitement de 6.2 millions Nm^3/jour chacun, Il permet de produire des GPL, de condensât et du gaz résiduel.

Les gaz associés produits sur les champs d'huile de Stah et de Mereksen sont récupérés, et à l'aide des compresseurs sont envoyés vers le complexe d'Alrar où ils sont traités dans une section à part appelée zone 04.

Les gaz brut en provenance des puits producteurs de gaz sont collectés totalement au manifold de production, une partie alimente le train 04. L'autre partie est envoyée au diffuseur V-403 pour alimenter équitablement les trois autres trains.

La composition du gaz d'alimentation du complexe est donnée par le **tableau III.1**

Tableau III.1: Composition du gaz d'alimentation [13].

Composition (%)	Gaz ALRAR	Gaz STAH/MRK
N ₂	0,32	0,42
CO ₂	4,38	1,59
C ₁	75,34	71,01
C ₂	9,28	12,88
C ₃	4,25	7,66
i-C ₄	0,81	1,05
n-C ₄	1,45	3,07
i-C ₅	0,58	0,76
n-C ₅	0,51	0,85
C ₆	0,76	0,46
C ₇	0,56	0,19
C ₈	0,51	0,06
C ₉	0,38	0,01
C ₁₀	0,28	0,00
C ₁₁	0,18	0,00
C ₁₂	0,42	0,00
TOTAL	100%	100%

Elle a pour but de produire des produits conformes aux spécifications suivantes :

Tableau III.2 : Spécification des produits de complexe d'Alrar [13].

	Gaz résiduel	GPL	Condensât
Capacité	22,53MMSTDm3/j	2500 TM/j	4300 TM/j
Teneur en H ₂ O	35 ppm	35 ppm	/
Point de bulle	/	/	45°C à 2,5 bar
Teneur en C ₅ ⁺	0,5 % mol. max	0,4 % mol. max	/
Pression	80 bars	80 bars	45 bars
Température	60°C	60°C	/
Point de rosé	-6°C	/	/
Teneur en C ₂ ⁻	/	3 % max	/

III.2.Description du procédé utilisé dans le complexe d'Alrar

Le complexe de traitement du gaz d'alrar se compose de plusieurs sections de traitement du gaz (**Figure III.1**) qui sont :

- Section de séparation.
- Section de déshydratation du gaz et des liquides.
- Section de refroidissement et de détente.
- Section de fractionnement et stabilisation du condensât.
- Section de compression de gaz résiduel.

III.2.1.Section de séparation

Le gaz d'alimentation entre dans le séparateur d'entrée V-101 à une pression de 67,4 bars effectifs et une température de 100°C, l'eau est évacuée dans le système de drainage ; Les hydrocarbures liquides récupérés sont refroidis à 60°C par l'aéroréfrigérant E-105, puis à 27°C par l'échangeur à propane E-104, et enfin sont acheminés vers le ballon de flash des liquides HP V-103.

Le gaz en provenance de V-101 est refroidi successivement par l'aéroréfrigérant E-101, l'échangeur gaz d'alimentation/gaz résiduel E-102, et l'échangeur gaz d'alimentation /propane E-103 jusqu'à une température de 27°C, puis passe dans le séparateur HP V-102.

Le gaz provenant de V-102 est envoyé aux sècheurs du gaz (V-121 A /B) dans la section de déshydratation du gaz.

Les hydrocarbures liquides provenant de V-102, et ceux provenant de V-101, sont accumulés dans le ballon V-103.

Le gaz provenant de V-103 est envoyé vers le ballon V-430 dans le système de gaz de combustible. Les hydrocarbures liquides provenant de V-103 sont expédiés vers les sècheurs des liquides (V-131 A /B) après l'élimination de l'eau libre à l'aide du coalesceur ME-131. Les eaux séparées des ballons V-101, V-102, V-103 et ME-131 sont envoyées vers le système de vidange.

III.2.2.Section de déshydratation du gaz

Le gaz d'alimentation est séché pour prévenir les problèmes de bouchage et du givrage de l'eau à basse température dans la section de refroidissement et de détente en aval. Le gaz provenant du V-102 est déshydraté dans l'un des deux sècheurs de gaz (V-121 A/B) munis de tamis moléculaires. Le gaz déshydraté est envoyé au filtre F-121 et passe dans la section refroidissement et expansion. Le gaz de régénération est prélevé en aval du F-121 et chauffé jusqu'à une température de 274°C par le réchauffeur de gaz de régénération des sècheurs de gaz E-122 et passe dans sécheur du gaz à régénérer.

A la sortie du sécheur, le gaz de régénération humide, est refroidi par l'aéroréfrigérant E-123 jusqu'à 60 °C, puis il passe dans le séparateur V-12 où l'eau strippée est décantée, ensuite le gaz de régénération est comprimé par le compresseur de recyclage du gaz de régénération (soufflante) C-121A/B, puis envoyé vers la ligne d'entrée de V-101.

III.2.3.Section de déshydratation des liquides

Les liquides d'alimentation sont séchés pour prévenir les problèmes de bouchage et de givrage à basse température dans le dééthaniseur en aval. Les liquides provenant du coalesceur ME-131 sont déshydratés dans l'un des deux sècheurs de liquides (V-131 A/B) munis de tamis moléculaires. Une fois déshydratés ils sont envoyés au filtre des liquides secs F-131, puis sont combinés avec les liquides de Stah/Mereksen avant d'être chauffés par les résidus de la colonne de stabilisation du condensât dans l'échangeur E-166 ,ensuite sont introduits dans le dééthaniseur V-161 au niveau du 6ème plateau.

Le gaz de régénération est prélevé du gaz résiduel, il est chauffé jusqu'à une température de 274°C par le préchauffeur du gaz de régénération des sécheurs liquide E-132, avant de passer dans le sécheur de liquides à régénérer.

III.2.4. Section de refroidissement et de détente

Le gaz d'alimentation séché passe par une série des échangeurs de refroidissement E-141, E-142, E-143 et E-144, à 27°C et à 63,5 bars effectifs. L'élimination de la chaleur est accomplie par échange avec la réfrigération disponible dans le gaz résiduel basse pression dans les échangeurs gaz/gaz E-141 et E-143, et les deux niveaux de réfrigération au propane liquide à -21°C et à -40°C dans les échangeurs gaz/propane E-142 et E-144 respectivement, ce qui permet un abaissement graduel de température du gaz jusqu'à -34°C, où la liquéfaction se produit et offre un mélange à deux phases. Le liquide est séparé de la vapeur dans le ballon séparateur d'alimentation du turbo-expandeur V-141 dont le rôle est d'empêcher l'entraînement de tout liquide vers l'entrée du turbo-expandeur, il est ensuite introduit au niveau du 19ème plateau du dééthaniseur V-161.

Les vapeurs en provenance de V-141 sont détendus de 60,3 bars effectifs à 30 bars effectifs dans l'ensemble turbo-expandeur-compresseur EC-141. Le refroidissement est produit au cours du procédé de détente, la température des vapeurs est abaissée jusqu'à -65°C. Les hydrocarbures sont condensés et la séparation définitive des phases est effectuée dans le ballon séparateur de refoulement du turbo-expandeur V-142. L'énergie résultant de la détente du gaz d'alimentation dans le turbo-expandeur est utilisé pour entrainer le compresseur du gaz résiduel directement accouplé. Le gaz résiduel est comprimé de 27,2 bars effectifs à environ 32,9 bars.

III.2.5. Section de fractionnement et stabilisation du condensât

Cette section est composée de deux colonnes de distillation :

★ Le dééthaniseur

Le dééthaniseur V-161 est une colonne de reflux comportant 30 plateaux fonctionnant à 26 bars. Elle est alimentée à partir des liquides en provenance de V-141 et V-142 (source froide) qui sont introduits au niveau du 19^{ème} plateau, et des liquides de flash en provenance de V-131A / B, des liquides de Stah/Mereksen, introduits au 6ème plateau (source chaude).

La colonne est conçue pour rejeter l'éthane et le méthane en assurant un haut degré de récupération du propane plus, l'alimentation de la section inférieure de V-161 est chauffée jusqu'à 140°C par échange de chaleur avec les produits de fond de la colonne de stabilisation du condensât V-163 dans l'échangeur E-166.

Les vapeurs de tête (C_1 et C_2) sont partiellement condensées dans le condenseur E-161 du dééthaniseur par refroidissement à l'aide des vapeurs en provenance du V-142. Les produits éthane et méthane sont recueillis sous forme de vapeurs et acheminés vers le compresseur de gaz résiduel du complexe (C-171). Les liquides condensés sont refoulés par les pompes (P-161 A/B) et injectés au niveau du 30ème plateau comme produit de reflux de la colonne.

Une partie des liquides du 1er plateau du dééthaniseur, est vaporisée dans le rebouilleur thermosiphon E-162 par circulation d'huile chaude côté tube, et ce afin d'assurer la vaporisation de l'éthane du produit de fond, ces produits de fond ne sont autres que des hydrocarbures propane plus qui sont acheminés vers la colonne de stabilisation du condensât V-163.

★ La colonne de stabilisation du condensât

La colonne de stabilisation du condensât V-163 fonctionne à 16,1 bars, une pression à laquelle sont ramenés les liquides propanes plus provenant du dééthaniseur et introduits au niveau du 16^{ème} plateau après avoir été préchauffés dans l'échangeur E-163 avec les produits de fond de la colonne de stabilisation de condensât V-163

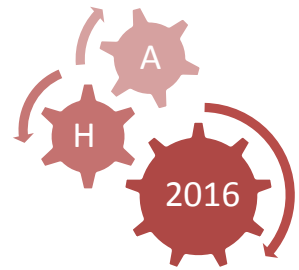
Les vapeurs de tête sont condensées totalement par l'aérocondenseur E-164 et recueillies dans le ballon de reflux de la colonne de stabilisation du condensât V-164 puis sont acheminées partiellement par pompe (P-162 A / B) vers le plateau supérieur à titre de reflux. Ces pompes servent également à acheminer les produits liquides vers le stockage de GPL et à alimenter la colonne de fractionnement du GPL.

Les produits de fond sortant de la colonne à 212°C sont refroidis à 188°C par échange de chaleur avec les produits de fond du dééthaniseur dans E-163, puis passe à travers l'échangeur E-166 ensuite dans l'échangeur à propane E-167, avant d'être acheminés vers les bacs de stockage T-401 A/B/C (condensât on spec) ou T-402 (condensât off spec).

III.2.6. Section de Compression de gaz résiduel

Les vapeurs de tête du dééthaniseur (C_1 et C_2) après chauffage passent dans le ballon d'aspiration du compresseur de gaz résiduel V-170. Le 1er étage du compresseur C-171 est alimenté à partir du ballon V-170 à une pression de 21.9 bars effectifs et une température de 49°C. Le gaz refoulé par le 1er étage du C-171 dont une partie est dérivée afin d'assurer un débit minimal de fonctionnement et refroidi par l'aéroréfrigérant inter-étage E-174 à 60°C, et mélangé avec le gaz résiduel provenant de EC-141 à une pression de 32.9 bars effectifs et une température de 75°C.

Le gaz résiduel combiné recueilli des 4 trains est refoulé par les compresseurs C-171 à 84 bars effectifs dans un collecteur commun et expédiée vers Hassi R'mel comme gaz de vente. [13].



Chapitre VI

Partie Calcul

Introduction

Suite à la chute de pression dans les gisements d'ALRAR, l'est et l'ouest avec la diminution de débit de gaz bruts dans le complexe ($6.2 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3/\text{jour}$ à $4.622 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3/\text{jour}$). La composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec la diminution de la richesse en hydrocarbures liquides (GPL et condensat).

Puisque la pression du gaz naturel diminue avec le temps, et la teneur en eau augmente à l'entrée de le complexe à cause de l'épuisement de gisement du gaz naturel, ce dernier est réfrigéré de plus en plus dans des échangeurs pour récupérer assez des hydrocarbures liquides et ajuster le point de rosée des hydrocarbures.

Pour éviter la formation des hydrates au cours du refroidissement, le gaz doit passer dans un sécheur, ce dernier va diminuer la teneur en eau dans le gaz de 730 ppm à l'entrée jusqu'à 1 ppm de la sortie de déshydrateur.

Dans ce chapitre, on va :

- Vérifier des résultats obtenus par la méthode de calcul utilisée afin de faire la comparaison entre les données de design et les données utilisées pour le cas actuel (le redimensionnement).

IV.1.Procédé d'évaluation

a. Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles

Le calcul consiste à déterminer :

- ✓ Le diamètre de lit.
- ✓ La hauteur du lit.
- ✓ La masse de tamis.
- ✓ Le débit de gaz de régénération.

b. Vérification du design

La vérification du design consiste à déterminer :

- ✓ Le diamètre de lit.
- ✓ La hauteur du lit.
- ✓ La masse du tamis.
- ✓ Le débit de gaz de régénération.

c. Comparaison entre les résultats obtenus et design.

d. Optimisation du temps de cycle du cas actuel et le débit du gaz de régénération correspondant.

IV.2.Acquisition des données

IV.2.1.Données sur les déshydrateurs V121-A/B

❖ Fiche technique :

- Nombre de sècheurs : 2 identiques (l'un en service et l'autre en régénération)
- Diamètre intérieur de la colonne : 3048 mm = 10 ft
- Hauteur totale du lit : 4877 mm = 16 ft
- Temps de cycle : 24 heures
 - Adsorption 12 heures
 - Régénération 5.25 heures
 - Refroidissement 2 heures
 - Stand-by 4.75 heures

❖ Conditions opératoires du design :

- Pression : 64.9 bars = 941.29 psia
- Température : 27°C = 80.6°F = 540.27°R
- Débit du gaz : $6424000 \text{ Sm}^3/\text{J} = 9452558,89 \text{ ft}^3/\text{h}$
- Teneur en eau : 730 ppm (entrée sécheur)

Tableau IV.1 : La composition du gaz alimentant les sécheurs design [13].

Composition	fraction molaire
N ₂	0,0034
CO ₂	0,0455
CH ₄	0,7944
C ₂ H ₆	0,0922
C ₃ H ₈	0,0384
nC ₄ H ₁₀	0,0106
iC ₄ H ₁₀	0,0064
nC ₅ H ₁₂	0,0026
iC ₅ H ₁₂	0,0033
C ₆ H ₁₄	0,0021
C ₇ H ₁₆	0,0007
C ₈ H ₁₈	0,0003
C ₉ H ₂₀	0,0001
Σ	1,0000

❖ Gaz de régénération du design :

La régénération du tamis moléculaire s'effectue par un gaz déshydraté soutiré à la sortie du sécheur en service (adsorption)

- Température de régénération : 274°C = 525.2°F = 984.87°R
- Pression de régénération : 62.3 bars = 903.58 psia
- Débit du gaz de régénération : $714000 \text{ Sm}^3/\text{J}$ [12].

❖ Conditions opératoires actuelles :

- Pression : 62 bars = 900 psia
- Température : 25 C = 77°F = 536.67 °R
- Débit du gaz : $5336000 \text{ Sm}^3/\text{J}$

Tableau IV.2 : La composition du gaz alimentant les sècheurs actuelle [4].

Composition	fraction molaire
N ₂	0.0045
CO ₂	0.0363
CH ₄	0.8035
C ₂ H ₆	0.0966
C ₃ H ₈	0.0373
nC ₄ H ₁₀	0.0057
iC ₄ H ₁₀	0.0090
nC ₅ H ₁₂	0.0022
iC ₅ H ₁₂	0.0017
C ₆ H ₁₄	0.0018
C ₇ H ₁₆	0.0009
C ₈ H ₁₈	0.0003
C ₉ H ₂₀	0.0002
Σ	1,0000

❖ Gaz de régénération actuelle :

La régénération du tamis moléculaire s'effectue par un gaz déshydraté soutiré à la sortie du sécheur en service (adsorption)

- Température de régénération : 274°C = 525.2°F = 984.87°R
- Pression de régénération : 61 bars = 884.73 pisa
- Débit du gaz de régénération : 714000Sm³/j

IV.2.2.Données sur l'adsorbant :

- Tamis moléculaire : type "4A UOP UI 94 "
- Masse volumique du tamis tassé : 684 kg/m³ = 43 lb/ft³
- Diamètre moyen des bâtonnets de T.M : 0,0104 ft
- Longueur moyenne des bâtonnets de T.M : 0,016 ft
- Masse d'adsorbant dans chaque sécheur : 24300 kg/sécheur

IV.3.Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles

La méthode de calcul repose sur les données suivantes :

- ▲ La composition de la charge. (y_i).
- ▲ Le débit de la charge. (Q).
- ▲ Le temps de cycle choisis. (Θ).
- ▲ La teneur en eau dans la charge. (Y_w)
- ▲ Mode et critères de régénération.

IV.3.1.Calcul du coefficient de compressibilité Z :

❖ Calcul des températures et pressions critiques et réduites du mélange :

T_{cm} : température critique du mélange, elle est donnée par :

$$T_{cm} = \sum y_i T_{ci} \dots\dots\dots (IV.1)$$

P_{cm} : pression critique du mélange, et est donnée par :

$$P_{cm} = \sum y_i P_{ci} \dots\dots\dots (IV.2)$$

Avec :

T_{ci} : Température critique du constituant i .

P_{ci} : Pression critique du constituant i .

y_i : Fraction molaire du constituant i .

T_{rm} : Température réduite du mélange, elle est donnée par:

$$T_{rm} = \frac{T}{T_{cm}} \dots\dots\dots (IV. 3)$$

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

$$P_{rm} = \frac{P}{P_{cm}} \dots\dots\dots (IV. 4)$$

Avec :

T : température de service (K).

P : pression de service (psi).

En utilisant l'abaque universel de l'annexe A: a (T_{rm} , P_{rm}), on trouve Z .

Tableau IV. 3 : Composition du gaz et leurs propriétés critiques [4].

Composants	M _{wi}	Y _i	T _{ci} (°R)	Y _i T _{ci}	P _{ci} (psia)	Y _i P _{ci}	Y _i M _{wi}
N ₂	028	0.0045	0238,37	1,07	188,1	0.85	0.126
CO ₂	044	0.0363	0547,57	19.88	1071	38.88	1.597
CH ₄	016	0.8035	0343,04	275.63	667,8	536.58	12,86
C ₂ H ₆	030	0.0966	0549,67	53.10	707,8	68.37	2.898
C ₃ H ₈	044	0.0373	0665,80	24.83	616,3	22.99	1.641
nC ₄ H ₁₀	058	0.0057	0765,32	4.36	550,7	3.14	0.3306
iC ₄ H ₁₀	058	0.0090	0734,65	6.61	529,1	4.76	0.522
nC ₅ H ₁₂	072	0.0022	0845,37	1.86	488,6	1.07	0.1584
iC ₅ H ₁₂	072	0.0017	0828,77	1.41	490,4	0.84	0.1224
C ₆ H ₁₄	086	0.0018	0913,37	1.64	436,9	0.79	0.1548
C ₇ H ₁₆	100	0.0009	0972,47	0.86	396,8	0.36	0.09
C ₈ H ₁₈	114	0.0003	1023,89	0.31	360,6	0.11	0.0342
C ₉ H ₂₀	128	0.0002	1070,35	0.21	332,0	0.07	0.0256
Σ		1,0000		391.77		678.81	20.56

AN:

$$T_{cm} = \sum y_i T_i = 391.77^\circ R$$

$$P_{cm} = \sum y_i P_i = 678.81 \text{ psi}$$

$$T_{rm} = T/T_{cm} = 540.27/391.77 = 1.38$$

$$P_{rm} = P/P_{cm} = 900/678.81 = 1.33$$

En utilisant l'abaque universel (Annexe A), nous avons :

A ($T_{rm} = 1.38$ et $P_{rm} = 1.33$), on trouve

$$Z = 0.80$$

IV.3.2.Calcul de la densité relative du gaz :

M_w : masse moléculaire du gaz, $M_w = 20.56 \text{ g/mol}$

$$d_G = \frac{M_w}{M_{w \text{ air}}} \dots\dots\dots (IV. 5)$$

M_w : masse moléculaire du gaz.

d_G : densité relative du gaz.

Avec : $M_{w \text{ air}} = 29 \text{ g / mole}$.

$$d_G = 0,709$$

IV.3.3.Calcul de la masse volumique du gaz :

$$\rho_g = \frac{P \cdot M_w}{Z \cdot R \cdot T} = \frac{900 \times 20,56}{0,80 \times 10,73 \times 540,27} \dots\dots\dots (IV. 6)$$

$$= 3.99 \text{ lb/ft}^3 = 63,91 \text{ Kg/m}^3$$

IV.3.4.Calcul de la vitesse superficielle admise du gaz V_g :

$$V_g = \frac{G \cdot Z \cdot T}{162 \cdot P \cdot d_g} \dots\dots\dots (IV. 7)$$

G : vitesse massique du gaz

Z : facteur de compressibilité

T : température de service $T = 27^\circ\text{C} = 540.27^\circ\text{R}$

P : pression de service $P = 62 \text{ bars} = 900 \text{ psia}$

d_g : densité relative de gaz

$$G = 3600 \cdot [1,06 \cdot \rho_g \cdot \rho_b \cdot D_p]^{0,5} \dots\dots\dots (IV. 8)$$

ρ_b : masse volumique du tamis tassé $\rho_b = 46,20 \text{ lb/ft}^3$

D_p : Diamètre moyen des particules $D_p = 0,0104 \text{ ft}$

ρ_g : la masse volumique du gaz $\rho_g = 3.99 \text{ lb/ft}^3$

AN :

$$G = 3600 \cdot [1,06 \cdot \rho_g \cdot \rho_b \cdot D_p]^{0,5}$$

$$= 3600 \cdot [1,06 \times 3.99 \times 46,20 \times 0,0104]^{0,5}$$

$$= 5131.92 \text{ lb}_{\text{GAZ}}/\text{h.ft}^2$$

$$G = 5131.92 \text{ lb}_{\text{GAZ}}/\text{h.ft}^2$$

Donc :

$$V_g = \frac{G \times Z \times T}{162 \times P \times d_g} = \frac{5131.92 \times 0.80 \times 540.27}{162 \times 900 \times 0.709}$$

$$= 21,47 \text{ ft/min} = 6.54 \text{ m/min}$$

$$V_g^{\text{adm}} = 21,47 \text{ ft/min}$$

IV.3.5.Débit volumique de gaz dans les conditions opératoires :

$$q_a = [Q/1440] [P_s / P] [T_s / T] Z \dots\dots\dots(IV. 9)$$

Q : débit de gaz (sm³/J).

q_a : débit volumique de gaz dans les conditions opératoires.

P_s : pression à la condition standard (KPa).

p : pression de service (KPa).

T_s : température à la condition standard (K).

T : température de service (K).

A.N :

$$Q=5336000 \text{ Sm}^3/\text{J} \quad P= 62 \text{ bars} = 6200 \text{ KPa}$$

$$T=27^\circ\text{C} = 300.15^\circ\text{k}$$

$$T_s=15^\circ\text{C} =288.15^\circ\text{k}$$

$$P_s=1\text{bar}=100 \text{ KPa}$$

$$q_a = (5336000/1440)(100 /6200)(288.15 /300.15) 0.80$$

$$= 45.90 \text{ m}^3 / \text{min} = 1620.94 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

$$q_a = 1620.94 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

IV.3.6.Diamètre de lit :

$$d = \left[\frac{4q_a}{\pi V_g} \right]^{0.5} \dots\dots\dots (IV.10)$$

A.N :

$$V_g = 21.47 \text{ ft}/\text{min}$$

$$q_a = 1620.94 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

$$d = \left[\frac{4 \times 1620.94}{3.14 \times 21.47} \right]^{\frac{1}{2}} = 9,81 \text{ ft}$$

$$d = 2990 \text{ mm}$$

IV.3.7. Quantité d'eau absorbée pendant la durée de cycle de 4 heures :

$$\text{Masse d'eau absorbée /cycle} = \frac{QY_w}{6} \dots\dots\dots(\text{IV.11})$$

Q : débit de gaz (MMScF/D).

Y_w : la teneur en eau, déduit à partir de l'annexe B.

AN :

$$Q = 5336000 \text{ Sm}^3/\text{J} = 188.44 \text{ MMScF/D}$$

utilisant l'abaque donnant la teneur en eau dans le gaz (voir annexe B) on aura :

A (80,6°F et 900 psia) ; Y_w = 35 lb / MM scuft de gaz.

$$\begin{aligned} \text{Masse d'eau absorbée/4h} &= (188.44 \times 35) / 6 = 1099.23 \text{ lb H}_2\text{O de cycle de 4 heures} \\ &= 498.60 \text{ kg H}_2\text{O de cycle de 4 heures} \end{aligned}$$

$$\text{Masse d'eau absorbée/cycle} = 124.65 \text{ kg H}_2\text{O/h}$$

IV.3.8. Calcul de la hauteur minimale du lit d'adsorbant :

$$ht = \frac{q \times \theta}{0,01 \times \rho_t \times X_s} + 0.45hz \dots\dots\dots(\text{IV.12})$$

X_s : est la capacité d'adsorption jusqu'à saturation

q : flux d'adsorption q : [lb H₂O / h ft²]

θ : Le temps d'adsorption [12 h]

ρ_t : masse volumique de tamis moléculaire [45 lb/ft³]

hz : hauteur de la zone de transfert de masse [ft]

❖ **Calcul du flux d'adsorption q : [lb H₂O / h ft²]**

$$q = \frac{Q \cdot Y_w}{(D)^2} \cdot 0,054 \dots\dots\dots(\text{IV.13})$$

Q : débit de gaz (MMScF/D).

Y_w : teneur en eau dans le gaz.

En utilisant l'abaque donnant la teneur en eau dans la gaz ; on aura :

$$A(80,6^\circ\text{F et } 900 \text{ psia}) Y_w = 35 \text{ lb / MMScF de gaz.}$$

A.N :

$$q = \frac{188.44 \times 35}{(9.81)^2} \cdot 0,054 = 3.70 \text{ lb/hft}^2$$

$$q = 3.70 \text{ lbH}_2\text{O/hft}^2$$

❖ Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse ZTM :

$$h_z = A \times \left[\frac{q_{\text{eau}}^{0.7895}}{V_g^{0.5506} \times R_s^{0.2646}} \right] \dots\dots\dots \text{(IV. 14)}$$

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 / h ft]**V_g :** vitesse superficielle du gaz [ft / mn]**R_s :** Saturation relative du gaz d'entrée en % [100% pour notre cas]**AN :**

$$h_z = 225 \cdot \left[\frac{(3.70)^{0.7895}}{(21.47)^{0.5506} \cdot (100)^{0.2646}} \right] = 31,54 \text{ inch}$$

$$h_z = 2,63 \text{ ft}$$

❖ Capacité d'adsorption utilisable :

$$X_{\text{neuf}} = 10 \text{ lbH}_2\text{O}/100 \text{ lb tamis}$$

X_s est la capacité d'adsorption jusqu'à saturation

$$X_s = X_{\text{neuf}} \cdot 70 \% ; \text{ suite à la chute d'efficacité}$$

$$X_s = 10 \times 0,7 = 7 \text{ lbH}_2\text{O}/100 \text{ lb tamis}$$

$$X = \frac{X_s}{h_i} (h_i - 0,45 h_z) \dots\dots\dots (1)$$

$$\theta = \frac{0,01 \cdot X \cdot h_i \cdot \rho_t}{q} \Rightarrow X = \frac{\theta \cdot q}{0,01 \cdot h_i \cdot \rho_t} \dots\dots\dots (2)$$

$\theta = 12$ h, durée d'un cycle de (1) et (2) on aura :

$$\frac{q \cdot \theta}{0,01 \cdot \rho_t} = X_s (h_t - 0,45 h_z) \dots \dots \dots (IV. 15)$$

A.N :

$$h_t = \frac{3.7 * 12}{0,01 * 45 * 7} + (0.45 * 2.63) \quad , \quad \frac{3.7 * 12}{0,01 * 45} = 7(h_t - 0,45 * 2.63)$$

$$\boxed{h_t = 15,28 \text{ ft}}$$

IV.3.9.La masse totale du tamis moléculaire:

$$M_t = \frac{\rho_t \times \pi \times D^2 \times h_t}{4} \dots \dots \dots (IV. 16)$$

ρ_t : masse volumique de tamis moléculaire [45 lb/ft³]

h_t : hauteur totale de lit

D : diamètre de lit

A.N : D=2.99m

$$\rho_t = 683 \text{ kg /m}^3$$

$$h_t = 4.66 \text{ m}$$

$$M_t = (3.14 \times (2.99)^2 \times 683 \times 4.66) / 4$$

$$\boxed{M=22337 \text{ kg}}$$

IV.3.10.Calcul de l'épaisseur de la tôle :

$$e = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \dots \dots \dots (IV. 17)$$

P = 900psia, pression de service

S = 15500 psia, contrainte maximum de travail

R = rayon de la colonne [inch]

E = coefficient d'assemblage ; pour le soudage E = 100 %

$$R = D/2 = 58.86 \text{ inch.}$$

$$\text{A.N : } e = \frac{900 \times 58,86}{(15500 \times 1) - (0,6 \times 900)} = 3,54 \text{ inch}$$

Avec 3 mm de surépaisseur de corrosion e = 92,9 mm.

$$\boxed{e = 92,9 \text{ mm}}$$

IV.3.11.Calcul du débit de gaz de régénération :

IV.3.11.1.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 de régénération, cette quantité de chaleur est la somme des énergies suivantes :

- Chauffage de lit du tamis.
- Chauffage des billes en céramique.
- Chauffage de la colonne vide.
- Chauffage et désorption de l'eau.
- Chauffage et désorption des hydrocarbures liquides entraînent, sans oublier les pertes Vers l'extérieur.

❖ Evolution de la température de lit en fonction de temps de régénération

La variation de la température du lit du tamis à la sortie du déshydrateur en fonction du temps de régénération est représentée ci-dessous :

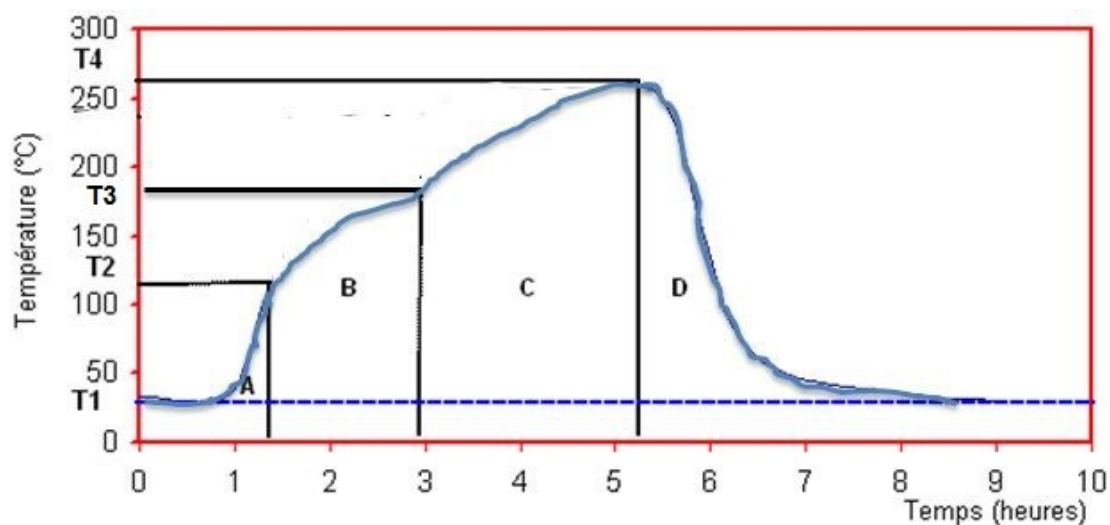


Figure IV.1 : Evolution de la température de lit en fonction de temps de régénération.

Le cycle de régénération peut être divisé en 4 phases

- ✚ Pendant la phase (A) presque tous les hydrocarbures adsorbés sont extraits de l'adsorbant en atteignant la température $T_2=110^{\circ}\text{C}$
- ✚ Pendant la phase (B) la totalité de l'eau contenue dans le lit sera désorbée quand le lit atteint $T_3=195^{\circ}\text{C}$

✚ Pendant la phase (C) se déroule l'épuration à $T_4=274^\circ\text{C}$

✚ la phase (D) correspond au refroidissement du lit jusqu'à la température $T_5=40^\circ\text{C}$

❖ **Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (A) :**

$$T_1=27^\circ\text{C}, T_2=110^\circ\text{C}$$

1. Quantité nécessaire pour le chauffage des dessicants

$$Q_1 = m_T \cdot C_{pT} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (IV. 18)$$

m_T : la masse de tamis $m_T=22337 \text{ Kg/sécheur}$

C_{pT} : la chaleur spécifique de tamis $C_{pT}=0,23 \text{ kcal /kg.k}$

AN :

$$\begin{aligned} Q_1 &= m_T \cdot C_{pT} (T_2 - T_1) \\ &= 22337 \cdot 0,23 \cdot (110 - 27) \\ &= 426413,33 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_1 = 426413,33 \text{ Kcal}}$$

2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide

$$Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (IV. 19)$$

m_{cv} : masse de la colonne vide $m_{cv}= 143405 \text{ Kg}$

C_{pm} : chaleur spécifique de métal $C_{pm} = 0,12 \text{ kcal/kg.k}$

AN :

$$\begin{aligned} Q_2 &= m_{cv} \cdot C_{pm} (T_2 - T_1) \\ &= 143405 \cdot 0,12 \cdot (110 - 27) \\ &= 1428313,8 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_2 = 1428313,8 \text{ Kcal}}$$

3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes en céramique

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (IV.20)$$

C_{pB} : chaleur spécifique de billes de céramiques $C_{pB}=0,25 \text{ kcal/kg.k}$

m_B : masse de billes de céramique

$$m_B = \pi (d_i^2 / 4) \cdot h_c \cdot \rho_B$$

d_i : diamètre intérieur de la colonne $d_i = 2,99$ m

h_c : hauteur de la couche formée par les billes $h_c = 0,6115$ m

ρ_B : masse volumique de billes $\rho_B = 1200$ Kg/m³

AN :

$$m_B = 3,14 \cdot (2,99^2 / 4) \cdot 0,611 \cdot 1200$$

$$m_B = 5148,19 \text{ kg}$$

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_2 - T_1)$$

$$= 5148,19 \times 0,25 \times (110 - 27)$$

$$= 106824,98 \text{ kcal}$$

$$Q_3 = 106824,98 \text{ kcal}$$

4. Quantité nécessaire pour chauffer l'eau

$$Q_4 = m_{H_2O} \cdot C_{pH_2O} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (IV. 21)$$

m_{H_2O} : quantité d'eau adsorbée par cycle (lb)

C_{pH_2O} : chaleur spécifique de l'eau $C_{pH_2O} = 1$ Btu/lb.F°

$$m_{H_2O} = Y_w \cdot M_{Gaz} \cdot \theta$$

Y_w : teneur en eau à saturation des gaz naturel $Y_w = 35$ lb H₂O/MMSCF

M_{Gaz} : débit de gaz de service $M_{Gaz} = 5336000$ sm³/j = 7851627,63 ft³/h

θ : temps de cycle d'adsorption $\theta = 12$ heures

AN :

$$m_{H_2O} = Y_w \cdot M_{Gaz} \cdot \theta$$

$$= (35/10^6) \times 7851627,63 \times 12 = 3297,68 \text{ lbH}_2\text{O} / \text{sécheur}$$

$$= 1495,80 \text{ kgH}_2\text{O} / \text{sécheur}$$

$$Q_4 = m_{H_2O} \cdot C_{pH_2O} (T_2 - T_1)$$

$$= 3297,68 \times 1 \times (230 - 80,6)$$

$$= 492673,39 \text{ Btu}$$

$$= 124098.22 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{Q_4 = 124098.22 \text{ Kcal}}$$

5. Quantité nécessaire pour le chauffage et la vaporisation des hydrocarbures

$$Q_5 = m_h \cdot C_{ph} (T_2 - T_1) + (m_h \cdot H_h) \dots\dots\dots (IV. 22)$$

m_h : Quantité d'hydrocarbures adsorbée par cycle (kg/cycle)

C_{ph} : Chaleur spécifique de gaz à 274°C = 0,6837 Btu/lb.F°

H_h : La chaleur latente de vaporisation des hydrocarbures $H_h=111\text{Kcal/kg}$

AN :

On supposera que la quantité des hydrocarbures adsorbés représente 10% de la masse d'eau adsorbée par le tamis moléculaire

$$m_h = 0,1 \times m_{H_2O}$$

$$= 0,1 \times 3297.68$$

$$= 329.77 \text{ lb}$$

$$= 149,58 \text{ kg}$$

$$H_h=111\text{Kcal/kg} = 440,48\text{Btu/kg}$$

$$Q_5 = m_h \cdot C_{ph} (T_2 - T_1) + (m_h \cdot H_h)$$

$$= 329.77 \times 0,6837 \times (230-80,6) + (149,58 \times 440,48)$$

$$= 99571.28 \text{ Btu}$$

$$= 25080.75 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{Q_5 = 25080.75 \text{ Kcal}}$$

Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (A)

$$Q_A = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

AN :

$$Q_A = 426413.33 + 1428313.8 + 106824.98 + 124098.22 + 25080.75$$

$$= 2110731.08 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{Q_A = 2110731.08 \text{ Kcal}}$$

❖ Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (B) :

$$T_1=110^{\circ}\text{C} \quad T_2=195^{\circ}\text{C}$$

1. Quantité nécessaire pour le chauffage des dessicants

$$Q_1 = m_T \cdot C_{pT} (T_3 - T_2)$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_1 &= m_T \cdot C_{pT} (T_3 - T_2) \\ &= 22337 \times 0,23 \times (195 - 110) \\ &= 436688.35 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$Q_1 = 436688.35 \text{ Kcal}$$

2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide

$$Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_3 - T_2)$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_2 &= m_{cv} \cdot C_{pm} (T_3 - T_2) \\ &= 143405.0,12 \cdot (195 - 110) \\ &= 1462731 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$Q_2 = 1462731 \text{ Kcal}$$

3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes de céramique

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_3 - T_2)$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_3 &= m_B \cdot C_{pB} (T_3 - T_2) \\ &= 5148,19 \times 0,25 \times (195 - 110) \\ &= 109399.04 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$Q_3 = 109399.04 \text{ kcal}$$

4. Quantité nécessaire pour chauffer et désorber l'eau

$$Q_4 = m_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} (T_3 - T_2) + m_{H_2O} \cdot H_{H_2O}$$

H_{H_2O} : La chaleur latente de vaporisation des hydrocarbures $H_{H_2O}=1800$ Btu/lb

AN :

$$\begin{aligned} Q_4 &= m_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} (T_3 - T_2) + m_{H_2O} \cdot H_{H_2O} \\ &= 3297.68 \times 1 \times (383 - 230) + (3297.68 \times 1800) \\ &= 1622247.84 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_4 = 1622247.84 \text{ kcal}}$$

5. Quantité nécessaire pour le chauffage et la vaporisation des hydrocarbures

$$Q_5 = m_h \cdot C_{p_h} (T_2 - T_1) + (m_h \cdot H_h)$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_5 &= m_h \cdot C_{p_h} (T_2 - T_1) + (m_h \cdot H_h) \\ &= 329.77 \times 0,6837 \times (383 - 230) + (149,58 \times 440,48) \\ &= 100382.95 \text{ Btu} \\ &= 25285.20 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_5 = 25285.20 \text{ Kcal}}$$

Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (B)

$$Q_B = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_B &= 436688.35 + 1462731 + 109399.04 + 1622247.84 + 25285.20 \\ &= 3660008.43 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_B = 3660008.43 \text{ kcal}}$$

❖ Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (C) :

$$T_1=195^{\circ}\text{C} \quad T_2=274^{\circ}\text{C}$$

1. Quantité nécessaire pour le chauffage des dessicants

$$Q_1 = m_T \cdot C_{pT} (T_4 - T_3)$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_1 &= m_T \cdot C_{pT} (T_4 - T_3) \\ &= 22337.0,23 \cdot (274 - 195) \\ &= 405863.29 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_1 = 405863.29 \text{ Kcal}}$$

2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide

$$Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_4 - T_3)$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_2 &= m_{cv} \cdot C_{pm} (T_4 - T_3) \\ &= 143405 \times 0,12 \times (274 - 195) \\ &= 1359479,4 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_2 = 1359479,4 \text{ Kcal}}$$

3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes de céramique

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_4 - T_3)$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_3 &= m_B \cdot C_{pB} (T_4 - T_3) \\ &= 5148,19 \times 0,25 \times (274 - 195) \\ &= 101676.75 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_3 = 101676.75 \text{ kcal}}$$

4. Quantité nécessaire pour chauffer et désorber l'eau

$$Q_4 = m_{H_2O} \cdot C_{pH_2O} (T_3 - T_2) + m_{H_2O} \cdot H_{H_2O}$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_4 &= m_{H_2O} \cdot C_{pH_2O} (T_3 - T_2) + m_{H_2O} \cdot H_{H_2O} \\ &= 3297.68 \times 1 \times (525,2 - 383) + 3297.68 \times 1800 \\ &= 6404754.10 \text{ Btu} \\ &= 1613276.89 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_4 = 1613276.89 \text{ kcal}}$$

Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (C)

$$Q_C = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_C &= 405863.29 + 1359479.4 + 101676.75 + 1613276.89 \\ &= 3480296.33 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$Q_C = 3480296.33 \text{ Kcal}$$

❖ Quantité de chaleur totale à fournir pour le chauffage :

$$Q_{ch} = Q_A + Q_B + Q_C$$

AN :

$$\begin{aligned} Q_{ch} &= 2110731.08 + 3660008.43 + 3480296.33 \\ &= 9251035.8 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$Q_{ch} = 9251035.8 \text{ kcal}$$

IV.3.11.2. Phase de refroidissement :

Calcul de la quantité de chaleur à extraire pour le refroidissement :

❖ Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (D) :

$$T_4 = 274^\circ\text{C} \quad T_5 = 40^\circ\text{C}$$

1. Quantité nécessaire pour le refroidissement des dessicants

$$Q_1 = m_T \cdot C_{pT} (T_5 - T_4)$$

A.N. :

$$\begin{aligned} Q_1 &= m_T \cdot C_{pT} (T_5 - T_4) \\ &= 22337.0,23 \cdot (40 - 274) \\ &= -1202177.34 \text{ Kcal} \end{aligned}$$

$$Q_1 = -1202177.34 \text{ Kcal}$$

2. Quantité nécessaire pour le refroidissement du métal du sécheur vide

$$Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_5 - T_4)$$

A.N. :

$$Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_5 - T_4)$$

$$= 143405.0,12 \cdot (40 - 274)$$

$$= - 4026812,4 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{Q_2 = - 4026812,4 \text{ Kcal}}$$

3. Quantité nécessaire pour le refroidissement des billes en céramique

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_5 - T_4)$$

A.N :

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_5 - T_4)$$

$$= 5148.19 \cdot 0,25 (40 - 274)$$

$$= - 301169.12 \text{ kcal}$$

$$\boxed{Q_3 = - 301169.12 \text{ kcal}}$$

4. Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (D)

$$Q_D = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

A.N :

$$Q_D = - (1202177.34 + 4026812.4 + 301169.12)$$

$$= -5530158.86 \text{ kcal}$$

$$\boxed{Q_D = - 5530158.86 \text{ kcal}}$$

$$Q_{rf} = | Q_D |$$

$$\boxed{Q_{rf} = 5530158.86 \text{ kcal}}$$

Débit de gaz de la régénération est :

❖ Quantité de chaleur nécessaire pour la régénération :

✓ quantité de chaleur nécessaire pendant la période de chauffage :

$$Q_{ch} = 9251035.84 \text{ Kcal/h}$$

pour une durée de 5h et 15 mn on aura de :

$$\boxed{Q_{ch} = 48567938.21 \text{ Kcal}}$$

✓ quantité de chaleur nécessaire pendant la période de refroidissement :

$$Q_{ref} = 5530158.86 \text{ Kcal/h}$$

Pour une période de 2 heures on aura :

$$Q_{\text{ref}} = 11060317.72 \text{ Kcal}$$

La quantité de chaleur totale nécessaire est :

$$Q_t = Q_{\text{ch}} + Q_{\text{ref}}$$

$$Q_t = 59\,628\,255.93 \text{ Kcal}$$

$$Q = m C_p \Delta T \quad \text{d'où} \quad m = Q / C_p \Delta T$$

A.N :

$$m = 59\,628\,255.93 / 0.62.247 = 389370.88 \text{ Kg/h}$$

$$m = 9\,344\,901.02 \text{ Kg/jour}$$

la masse volumique du gaz en ces conditions est $\rho = 30,6 \text{ Kg/m}^3$

$$m_{\text{vol}} = m / \rho = 305\,388 \text{ Sm}^3/\text{jour}$$

$$m_{\text{vol}} = 305\,388 \text{ Nm}^3/\text{jour}$$

pour les deux sècheurs on aura:

$$m_{\text{vol}} = 610\,776 \text{ Nm}^3/\text{jour}$$

Le résultat nous laisse dire que le débit utilisé pour la régénération est suffisant.

IV.4.Calcul du temps de saturation :

$$T_{\text{Sat}} = \frac{0.01 \times \rho_b \times X_s \times h_t}{q} \dots\dots\dots \text{(IV.23)}$$

Ou

T_{Sat} : le temps de saturation en heure.

ρ_b : masse volumique du tamis tassé (46,20 lb/ ft³).

q : flux d'adsorption d'eau adsorbée a la surface du lit par heure (lbH₂O /h ft²).

h_t : hauteur total de lit.

X_s : la capacité à la saturation = 7 lbH₂O /100lb tamis (fiche technique).

$$\text{AN:} \quad T_{\text{Sat}} = \frac{0.01 \times 46.20 \times 7 \times 15.28}{3.70}, \quad T_{\text{Sat}} = 13 \text{ h } 21 \text{ min}$$

IV.5.Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design :

Le tableau suivant représente une comparaison entre les résultats de dimensionnement obtenu dans le cas actuel et du design.

Tableau IV.4 : Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design.

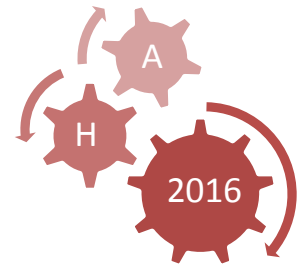
Paramètres	Résultats	
	cas actuel	cas design
Masse moléculaire (g/mole)	20.56	21
Densité relative du gaz	0.709	0.724
Facteur de compressibilité	0.80	0.82
Masse volumique du mélange, (kg/m ³)	3.99	4.16
Vitesse superficielle admise (m/min)	6.54	6.34
Diamètre, (mm)	2990	3048
Hauteur de la zone de transfère, (mm)	802	890
Hauteur total du lit, (mm)	4657	4877
L'épaisseur de déshydrateur, (mm)	92.9	104.7
Teneur en eau, (lbH ₂ O/MMScF de gaz)	35	35
Quantité d'eau adsorbée par heure, (Kg/h)	124.65	150.6
Quantité d'eau adsorbée par cycle, (Kg/lit)	1495.8	1800
Masse total de lit, (kg)	22337	24300
Débit de gaz de régénération, (Nm ³ /jour)	610 776	715000
temps de saturation (h)	13.4	12

IV.6. Interprétations et commentaires

Après le calcul des dimensions des sécheurs à base de tamis moléculaire (V121 A/B), on distingue que la section de déshydratation est sous-dimensionnée, donc l'unité ne peut pas traiter la charge actuelle d'une façon efficace.

Les résultats obtenus assurent un bon fonctionnement des sécheurs pour obtenir une bonne qualité de GPL/gaz lift /gaz de vente, à savoir :

- Le diamètre de sécheur $D=3.048$ m au lieu de 2.99 m valeur du design.
- La hauteur de sécheur $H=4.877$ m au lieu de 4.657m valeur du design.
- La masse du tamis moléculaire $M=24300$ Kg au lieu de 22337 Kg valeur du design.
- Le temps de saturation $T_{\text{sat}}=13.4$ h au lieu de $T_{\text{sat}}=12$ h valeur du design.



Conclusion

Conclusion

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

L'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage, corrosion, l'érosion et même le risque de contamination des conduites à cause de la présence des gaz acides, de l'eau...etc.

Pour éliminer tous ces impuretés, il est nécessaire de traiter le gaz afin de le rendre susceptible pour l'utilisation ainsi le mettre dans les normes de commercialisation.

L'étude de la section de déshydratation de l'unité de traitement de gaz a abouti aux conclusions suivantes :

-la teneur en eau dans le gaz est un facteur clé pour déterminer et optimiser une unité de déshydratation.

-la diminution de la température d'alimentation du sécheur permet de réduire la teneur en eau dans le gaz brut, qui peut être exploitée en augmentant le temps d'adsorption.

D'après les calculs on a trouvé que les valeurs calculées sont plus grandes que celles du design, ce qui signifie que l'unité est sous dimensionnée.

Pour ne pas confronter de problèmes on recommande :

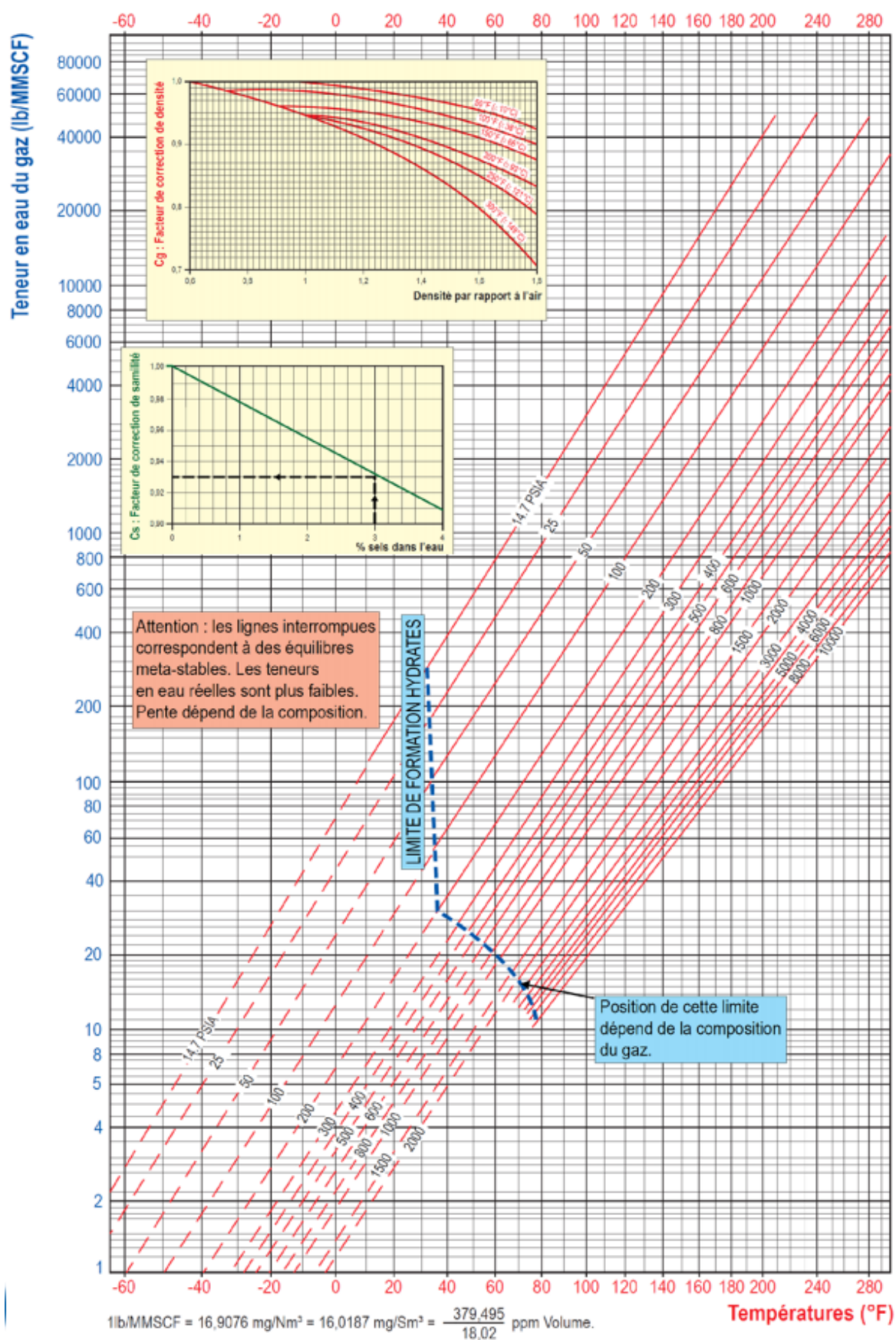
1- Installer un autre ballon de flash en amont des sécheurs ce qui permet de plus éliminer plus d'eau libre et soulage les tamis.

2- Augmenter le temps de saturation pour assurer une bonne efficacité de déshydratation.

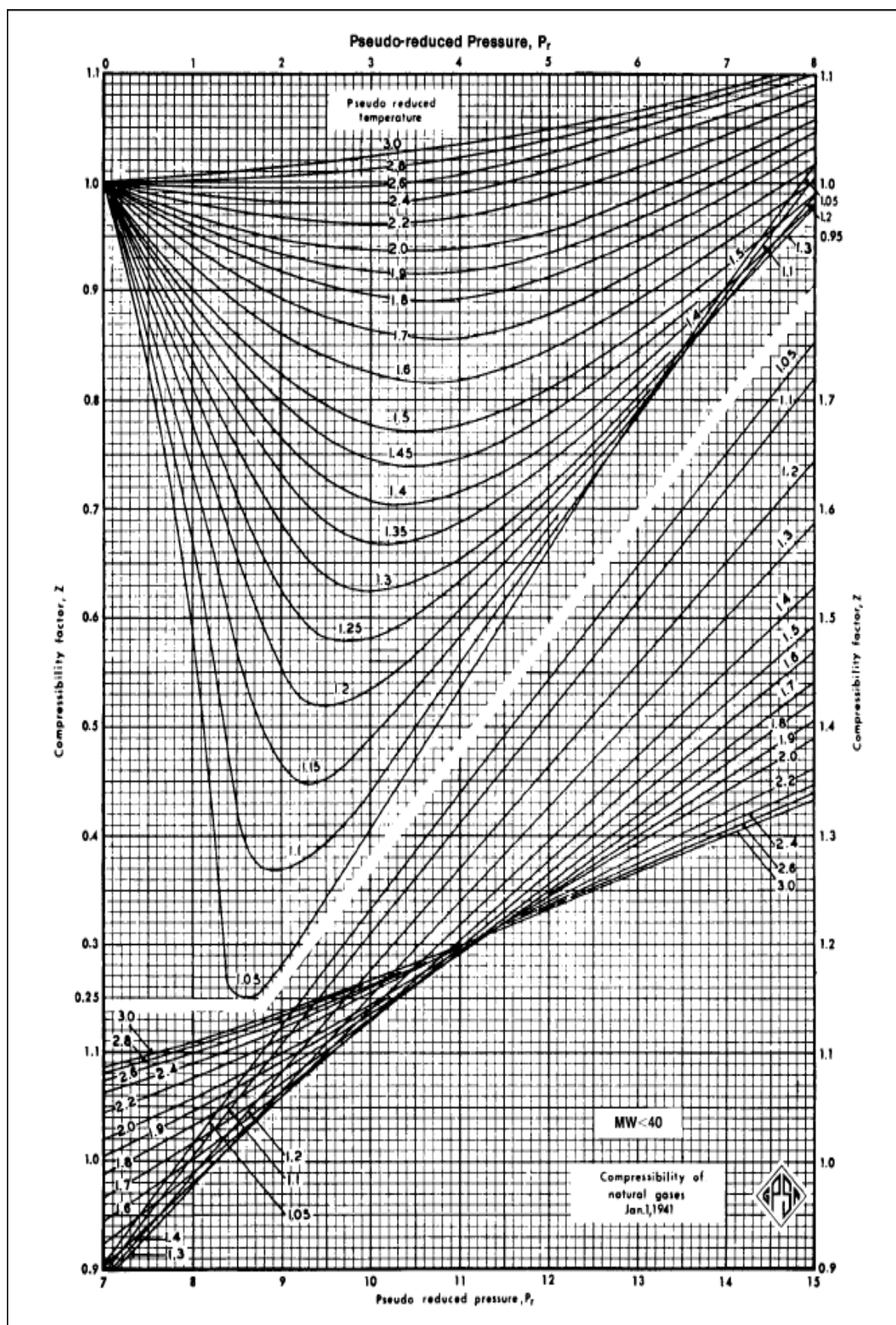
Bibliographie

- [1] : Mémoire : Etude comparatif de l'influence des paramètres avant et après la modification sur la phase de régénération au niveau l'usine d'Alrar université m'hamed bougara 2009.
- [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] : ROJEY, Alexandre. Le gaz naturel, production traitement transport.27 Rue Ginoux – 75737 Paris cedex 15 : TECHNIP, 1994.430p. (L'Institut Français du Pétrole).
- [4] : Manuel opératoire de complexe d'alrar.
- [5]: Gas Process Suppliers Association. Engineering Data Book. Edition N°12, volume I et II.6526 east 60 th street Tulsa, Oklahoma 74145: Gas process Suppliers Association, 2004.821 p. (FPS version).
- [6] : [www.fremer.fr/exploitation/ en jeux/ hydrates/ index.htm/](http://www.fremer.fr/exploitation/en_jeux/hydrates/index.htm/) 2004/16.04.2011/ à la découvertes des grands fonds.
- [7]: COULSON and RICHARDSON'S. Chemical Engineering, particles technologies and séparation process. Fifth edition, volume 2. Butterworth Heinemann, 2002.1208p. ISBN 0-7506-4445-1.
- [8]: P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I et Tome II, 2^{ème} édition 1972 p (658,660).
- [9] : mémoire: étude de l'effet de changement du diamètre des tamis moléculaires sur le système de séchage (unité GLA/HBK). université Ouargla 2004
- [10] : Mémoire : étude de la déshydratation dans l'unité de GPL/CIS/HMD recalcule de la quantité des tamis moléculaire université Ouargla 2008.
- [11]: Mémoire: Redimensionnements des sécheurs au niveau de Guellala Haoud Berkaoui. Université Ouargla 2010.
- [12]: Jimmy-Humphrey, George E-Keller, procédés de separation, tome2, edition 2002 p (76,205).
- [13] : Fluor Texas Inc, le manuel démarrage et d'exploitation de l'usine d'alrar, volume.0, 1981.

Annexes



Annexe B : teneur d'eau dans hydrocarbure gazeux.



Annexe A : Facteur de compressibilité pour le gaz.

Résumé

L'unité de complexe d'alrar où on a effectué notre stage, traite actuellement une charge supplémentaire sans savoir les conséquences, alors nous avons procédé à la vérification des dimensions des sécheurs par tamis moléculaire (1/8") pour voir si l'unité est sous ou surdimensionnée ou d'autre façon si l'unité est capable ou non de traiter ce suppléant.

D'après les calculs on a trouvé que les valeurs calculées sont plus grandes que celles du design, ce qui signifie que l'unité est sous dimensionnée.

- Le diamètre de sécheur : $D=2.99\text{m}$.
- La hauteur de sécheur : $H=4.657\text{m}$.
- Le temps de saturation $T_{\text{sat}}=13.4\text{h}$.

Pour ne pas confronter de problèmes, les solutions sont les suivants :

- 1- Installer un autre ballon de flash en amont des sécheurs ce qui permettre d'éliminer plus d'eaux libre et soulage les tamis.
- 2- Augmenter la hauteur du tamis et le temps de saturation du tamis moléculaire.

Mots clés : Le gaz, Déshydratation, Tamis moléculaires, Sécheurs.

Abstract

The unit complex of Alrar where our training course was carried out, currently treats an additional expenditure without knowing the consequences, then we carried out the checking of dimensions of the driers by molecular sieve (1/8") to see whether the unit is under or oversize or in another way if the unit is able or not to treat this substitute.

According to calculations one found that the computed values are larger than those of the design, which means that the unit is under dimensioned.

- The diameter of the dryer: $D=2.99\text{m}$.
- The height of dryer: $H=4.657\text{m}$.
- The saturation time $T_{\text{sat}}=13.4\text{h}$.

For not confronting problems, the solutions are:

- 1- Install another upstream flash drum dryers that help eliminate more free water and relieves sieve.
- 2- Increase the height of the sieve and the saturation time of the molecular sieve.

Kay words: The gas, Dehydration, Molecular sieves, Dryers.